

碩士學位論文

전기도금계를 활용한 수직관내  
혼합대류 열전달에 관한 연구



濟州大學校 大學院

에너지 工學科

高 鳳 振

2008年 6月

# 전기도금계를 활용한 수직관내 혼합대류 열전달에 관한 연구

指導教授 鄭 鈺 津

高 鳳 振

이 論文을 工學 碩士學位 論文으로 提出함

2008年 6月

高鳳振의 工學 碩士學位 論文을 認准함

審査委員長 金 信 (印)

委 員 鄭 鈺 津 (印)

委 員 金 珉 濼 (印)

濟州大學校 大學院

2008年 6月

# A Study on the Mixed Convection Heat Transfer in a Vertical Cylinder Using Electroplating System

Bong-Jin Ko

(Supervised by professor Bum-Jin Chung)

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

2008. 6.

This thesis has been examined and approved.

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

.....  
Date

Department of Nuclear & Energy Engineering

GRADUATE SCHOOL

CHEJU NATIONAL UNIVERSITY

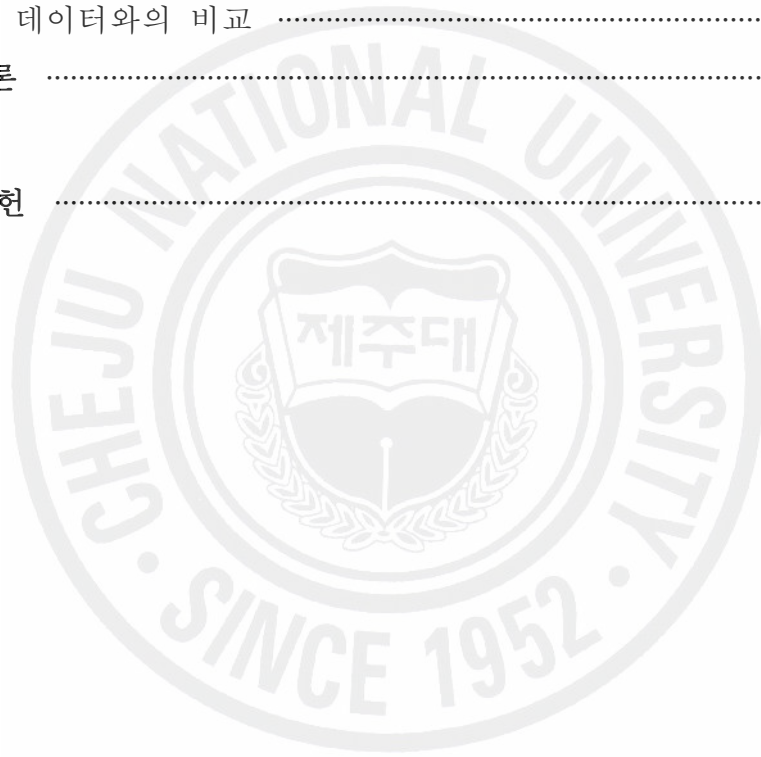
# 목 차

LIST OF FIGURES .....	iv
LIST OF TABLES .....	vii
NOMENCLATURE .....	viii
NONDIMENSIONAL NUMBERS .....	ix
SUMMARY .....	x

I. 서론 .....	1
II. 이론적 배경 .....	4
1. 수직관내에서의 혼합대류 .....	4
1) 수직관 내에서의 대류 개념(Mechanism) .....	4
1.1) 강제대류 .....	4
1.2) 자연대류 .....	5
1.3) 혼합대류 .....	6
2) 수직관 내 층류 혼합대류 .....	9
2.1) 기존연구(Previous studies) .....	10
3) 수직관 내 난류 혼합대류 .....	11
3.1) 순부력유동(Aiding flow) .....	11
3.2) 역부력유동(Opposing flow) .....	12
3.3) 부력효과에 따른 전단응력과 속도성분 .....	15
3.4) 입구효과 .....	16
3.5) 난류 운동에너지 .....	17

4) 기존연구 .....	19
5) 상관식(Correlations) .....	22
5.1) 강제대류 .....	22
5.2) 혼합대류 .....	22
6) 부력계수(Bouyancy coefficient) .....	24
2. 열전달과 물질전달의 상사성 .....	27
1) 상사성 .....	27
2) 열전달과 물질전달의 상사성 .....	27
3. 전기도금액 .....	30
1) 물질전달 구조 .....	30
2) 한계전류 기법 .....	34
3) 주요 무차원수 및 물성치 .....	37
<b>III. 실험장치 및 방법</b> .....	<b>40</b>
1. 예비실험 .....	40
1) 강제대류 실험배경 및 개요 .....	40
2) 강제대류 실험장치 구성 .....	41
3) 실험범위행렬(Test matrix) .....	42
4) 실험방법 .....	43
5) 실험결과 및 고찰 .....	44
2. 실험장치 구성 .....	47
3. 실험방법 .....	53
1) 실험조건 .....	53
2) 실험절차 .....	53
3) 전압인가방법 .....	54
<b>IV. 실험결과 및 고찰</b> .....	<b>56</b>

1. 실험범위와 실험범위행렬(Test matrix) .....	56
2. 순부력유동 (Aiding flow) .....	58
1) $Re$ 수에 따른 비교 .....	58
2) $B_o$ 수에 따른 비교 .....	59
3. 역부력유동 (Opposing flow) .....	63
1) $Re$ 수에 따른 비교 .....	63
2) $B_o$ 수에 따른 비교 .....	64
4. 기존 데이터와의 비교 .....	66
V. 결 론 .....	68
참 고 문 헌 .....	70
감사의 글	



## LIST OF FIGURES

Fig. 1. Velocity boundary layer development in a tube .....	5
Fig. 2. Regimes of free, forced, and mixed convection .....	7
Fig. 3. Turbulent heat transfer with combined forced and natural convection of a vertical flow system .....	8
Fig. 4. Experimental data plotted on regime map for combined forced and natural convection .....	9
Fig. 5. Effect of buoyancy on the fully developed Nusselt number for laminar assisted flow in UHF vertical circular tubes .....	10
Fig. 6. Aiding flow data for water at atmospheric pressure .....	12
Fig. 7. Comparison of opposing flow correlation with data for air .....	12
Fig. 8. Aiding flow and Opposing flow heating data compared at same Grashof numbers. (■ aiding flow, x opposing flow) .....	14
Fig. 9. Qualitative description of velocity and shear stress distribution in a turbulent mixed convection flow in a heated vertical tube .....	15
Fig. 10. Velocity profiles under aiding and opposing turbulent flow conditions .....	15
Fig. 11. Effect of aiding natural convection in a turbulent flow in a vertical tube .....	16
Fig. 12. Measured wall temperature distributions at three Grashof numbers under a constant Reynolds number of 3000 .....	17
Fig. 13. Variation of the kinetic energy of turbulence with the heat input ( $Re=2500$ aiding flow) .....	18
Fig. 14. Variation of Nusselt number with heat input	

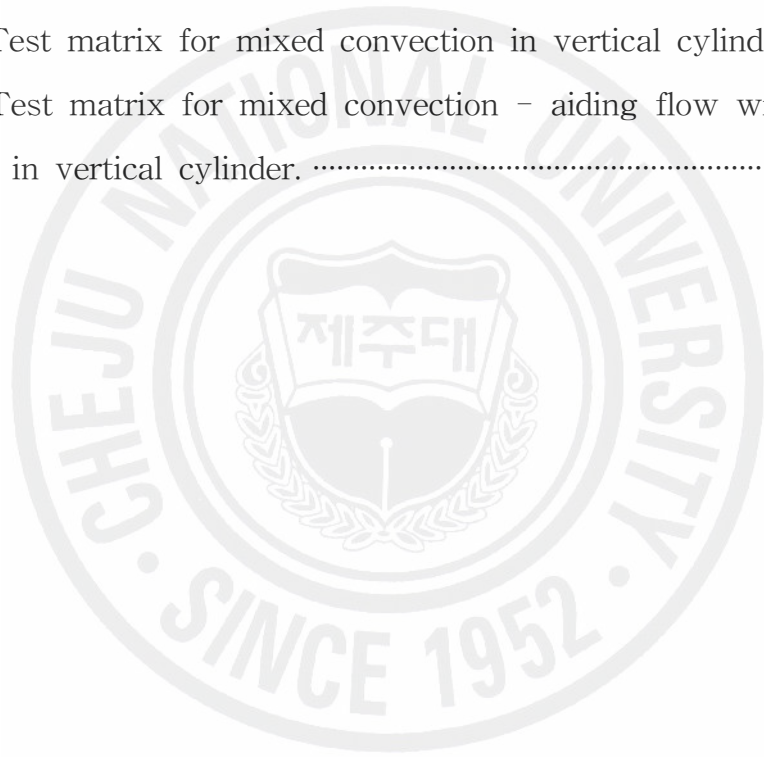
( $Re=2500$ , aiding flow) .....	18
Fig. 15. Variation of the kinetic energy of turbulence with the heat input ( $Re=2500$ opposing flow) .....	19
Fig. 16. Variation of Nusselt number with heat input ( $Re=2500$ , opposing flow) .....	19
Fig. 17. Schematic diagram of mass transfer in electric field .....	30
Fig. 18. Typical limiting current density curve .....	36
Fig. 19. Comparison with heat transfer correlations of forced convection in vertical cylinder .....	41
Fig. 20. The experimental equipments and system circuit in forced convection .....	42
Fig. 21. Compared measured data with Dittus-Boetler's correlatio : $Re$ Vs. $Sh$ .....	44
Fig. 22. The experimental equipments and system circuit in mixed convection .....	47
Fig. 23. A kind of cathode .....	49
Fig. 24. A joint shape of cathode .....	49
Fig. 25. The empty cylinder of test section .....	49
Fig. 26. A 0.02m cathode settled into the test section .....	49
Fig. 27. The way how to enter left cathodes .....	50
Fig. 28. The finished test section .....	50
Fig. 29. The anode .....	50
Fig. 30. The holder .....	51
Fig. 31. After inserting an anode into the holder .....	51
Fig. 32. The electric circuit diagram .....	51
Fig. 33. A 1 ohm resistance - 5W .....	52



Fig. 34. The organized resistances - 0.1 ohm (50W) .....	52
Fig. 35. The photograph of experimental set-up .....	52
Fig. 36. Typical limiting current curves following $Re$ at $CuSO_4$ 0.01M. ....	55
Fig. 37. Comparison aiding mixed convection with forced convection in vertical cylinder at $CuSO_4$ 0.12M. ....	58
Fig. 38. Test results for measuring data of mixed convection - aiding flow in vertical cylinder .....	59
Fig. 39. Test results for $H_2SO_4$ 0.12M, $Re$ 4000, $Gr$ various (■) with previous results of $Gr$ $6 \times 10^9$ (□) .....	61
Fig. 40. Comparison opposing mixed convection with forced convection in vertical cylinder at $CuSO_4$ 0.12M. ....	63
Fig. 41. Test results for measuring data of mixed convection - opposing flow in vertical cylinder. ....	64
Fig. 42. Measured data of mixed convection opposing flow at $Re$ 7000 in vertical cylinder. ....	65
Fig. 43. Y. Parlatan's data : Heat transfer with aiding and opposing mixed convection in vertical cylinder. ....	66
Fig. 44. Current experimental data. ....	66

## LIST OF TABLES

Table 1. Turbulent forced convection correlations in vertical cylinder. . . . .	22
Table 2. Y. Parlatan's experiment data. . . . .	27
Table 3. Governing equations with incompressible fluid. . . . .	28
Table 4. Dimensionless group transformation. . . . .	29
Table 5. Test matrix for forced convection in the vertical cylinder. . . . .	43
Table 6. Test matrix for mixed convection in vertical cylinder. . . . .	57
Table 7. Test matrix for mixed convection - aiding flow with increased $Gr$ in vertical cylinder. . . . .	60



## Nomenclature

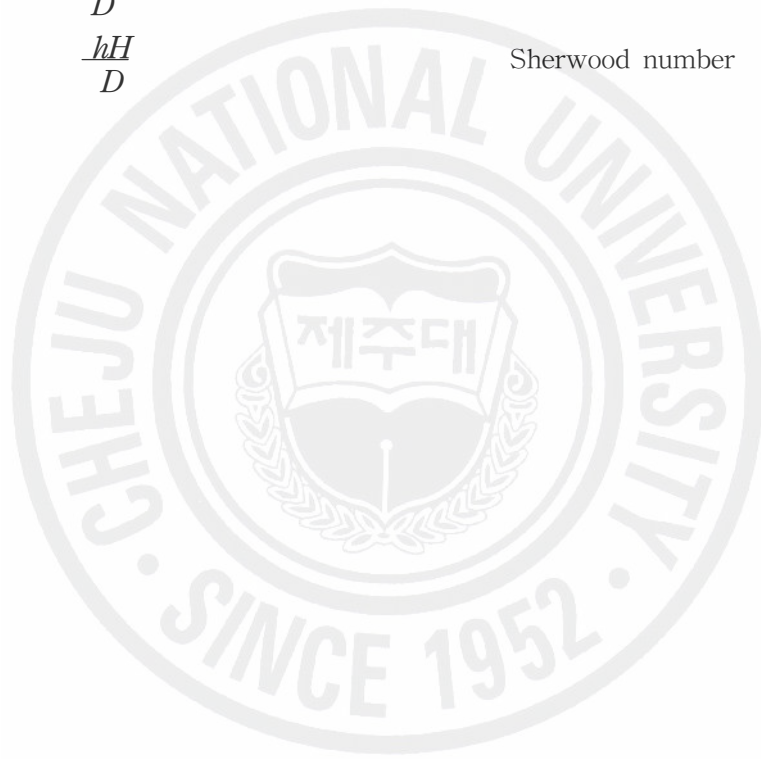
$C$	concentration [ $kmole/m^3$ ]
$D$	diffusivity [ $m/s^2$ ]
$F$	Faraday constant, 96,587,000 [ $Coulomb/ kmole$ ]
$g$	gravitational acceleration [ $m/s^2$ ]
$h_m$	mass transfer coefficient [ $m/s$ ]
$I$	electric current [ $A$ ]
$k$	reaction rate constant
$L$	electrode height [ $m$ ]
$N_t$	total mass 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
$t_n$	transference number

### Greeks symbols

$\alpha$	thermal diffusivity [ $m^2/s$ ]
$\beta$	volumetric expansion coefficient [ $m^3/K$ ]
$\gamma$	dispersion coefficient
$\mu$	viscosity [ $kg/ms$ ]
$\nu$	kinematic viscosity [ $m^2/s$ ]
$\rho$	density [ $kg/m^3$ ]

## Nondimensional numbers

$B_o$	$8 \times 10^4 \frac{Gr}{Re^{3.425} Pr^{0.8}}$	Buoyancy number
$Gr$	$\frac{g \beta (T_w - T_\infty) L^3}{\nu^2}$	Grashof number
$Pr$	$\frac{\nu}{\alpha}$	Prandtl number
$Re$	$\frac{u_m D}{\nu}$	Reynolds number
$Sc$	$\frac{\nu}{D}$	Schmidt number
$Sh$	$\frac{hH}{D}$	Sherwood number



## SUMMARY

Hydrogen economy has drawn public attentions as a promising future energy source. Hydrogen is a non-petroleum-based, non-toxic, renewable and clean burning energy source. Hydrogen is the secondary energy, which means that it is produced by consuming the first energy such as coal, gas, petroleum etc. This again means that it is clean so long as it is produced by clean methods.

One of the promising production methods of hydrogen is to use the heat from an HTGR(High Temperature Gas-cooled Reactor), a next generation nuclear reactor for a safe and reliable operation as well as for efficient and economic generation of energy.

The knowledge of detailed heat transfer phenomena in gaseous phase emerges as an important factor for HTGR, where buoyancy effect plays a significant role. Large and expensive test facilities are to be constructed to assess the detailed mixed convection phenomena.

However, using analogy concept, heat transfer system can be transformed to mass transfer system and vice versa. If a simple mass transfer system could be devised, and the experimental solution from that system could be obtained, then this could theoretically lead to a solution for a similar heat transfer system.

In this study, a copper electroplating system was selected as the mass transfer system. A copper electroplating system with limiting current technique has a good advantage to simulate heat transfer system as mass transfer coefficient, analogous with heat transfer coefficient, can be directly obtained from the information of the bulk concentration and electric current between electrodes.

This study simulated the mixed convective heat transfer phenomena in a vertical cylinder using copper electroplating system. The mixed convection phenomenon is observed when the forced and natural convections are of comparable magnitudes in one system. The mixed convection is classified as

laminar and turbulent flows depending on the exchange mechanism and also as buoyancy aided and buoyancy opposed flows depending on the directions of forced flows with respect to the buoyance forces.

For a laminar flow, the heat transfer rate of buoyancy aided flow is larger than the corresponding forced convection heat transfer due to the increased flow velocity while the heat transfer rate of buoyancy opposed flow is smaller. However for a turbulent flow, the buoyancy opposed flow shows higher heat transfer rates than corresponding forced convective flow due to the increased turbulent production and the buoyancy aided flow shower lower heat transfer rates due to laminarization.

Mixed convection heat transfer in a vertical cylinder with aiding flow and opposing flow studied experimentally for Reynolds numbers ranging from 4,000 to 10,000 with a constant Grashof number  $6.2 \times 10^9$  and Prandtl number about 2000. The experimental results reproduced the trend of mixed convection heat transfer phenomena in a turbulent situation and agree well with the study performed by Y. Parlatan(1996).

The analogy experimental method successfully simulates the mixed convection heat transfer system and seems to be a useful tool for heat transfer studies for HTGR as well as the systems with high buoyancy condition and high Prandtl number fluid, as the electroplating method not only provides useful information regarding heat transfer but also has a cost-effective advantage over any other comparable experimental method.

## I. 서론

최근 수소경제(Hydrogen economy)에 대한 관심이 높아지고 있다. 수소가 미래의 궁극적인 에너지로 각광을 받고 있는 이유는 지구상에 존재하는 풍부한 물을 원료로 생산할 수 있으며 이산화탄소 등 공해물질을 배출하지 않고 연소 후 물로 변환되는 재생 가능한 친환경 에너지이기 때문이다. 이러한 수소는 전기와 마찬가지로 2차 에너지이다. 즉 1차 에너지를 소모하여 생산되는 에너지이다. 따라서 수소는 전기와 마찬가지로 청정한 에너지라고 할 수 있으나 수소를 생산하는 과정에서 오염물질을 배출하지 않을 때에만 진정한 청정에너지라 할 수 있다.

수소를 상용화하기 위한 제조 방법으로는 메탄 등의 탄화수소 원료를 수증기와 반응시켜 수소를 발생시키는 수증기 개질법과 물의 전기분해법이 주류를 이루고 있다. 그러나 석유 가스와 같은 탄화수소를 원료로 쓰는 모든 방법은 수소 생산 과정에서 이산화탄소를 발생시킨다. 화석연료에 의존하지 않고 수소를 제조하는 보편적인 방법은 물의 전기분해법이다. 그러나 물을 분해할 전기를 기존의 화석연료를 사용하여 만든다면 역시 이산화탄소를 배출할 뿐만 아니라 에너지 사용의 효율성이 떨어진다. 따라서 최근 활발한 연구개발이 진행되고 있는 것이 원자력을 이용한 수소의 생산이다.

원자력 수소생산 시스템이란 원자로에서 발생하는 고온의 열을 이용하여 물을 분해하여 수소를 생산하는 것을 말한다. 물을 직접 수소와 산소로 분해하기 위해서는 열역학적으로 4,000K 이상의 고온을 필요로 하기 때문에 현실적으로 불가능하다. 대신, 보다 낮은 온도에서 물로부터 수소를 생산할 수 있는 열화학 사이클에 대해 많은 연구개발이 수행되어 왔다. 이 방법은 800℃ 이상의 고온의 열을 필요로 하기 때문에 원자로 중에서 고온의 열을 가장 쉽게 생산할 수 있는 고온가스로(HTGR; High Temperature Gas-cooled Reactor)를 이용한 수소생산 연구가 활발히 이루어지고 있다[J. H. Jang et al., 2003].

한편, 우리나라의 원자력기술은 주로 전력생산에 초점을 맞춘 경수로 중심으로 연구 개발되어 왔다. 원자로에서 경수(혹은 중수)가 아닌 기체가 냉각재로 쓰일



경우, 액체에 비하여 열용량이 작아서 상대적으로 복사열전달 및 전도의 비율이 증가하고 온도에 따른 부피팽창이 크기 때문에 부력영향(Buoyancy effect)에 의하여 열수력 문제의 해석상 상당한 차이가 발생한다. 따라서 고온가스로의 열전달은 순수한 강제대류(Forced convection)가 아니라 자연대류(Natural convection)가 동시에 나타나는 혼합대류(Mixed convection)의 양상을 띠게 된다. 부력이 작용하는 혼합대류현상에 대한 연구를 위해서는 대류의 구동력을 같게 만들기 위하여 실험장치의 높이를 실험규모(Full scale)로 하여야 한다. 가스로(GCR)의 선진국인 영국의 경우, 약 10 m 높이의 실험장치를 건조하여 혼합대류연구를 수행한 바 있다[J. K. Li, 1994]. 그러나 실험규모 장치로써 실험을 수행할 경우, 막대한 재원이 소요될 뿐만 아니라 전도(Conduction)에 의한 구조물 표면으로의 열의 누설(Heat loss)이 불가피하고 복사(Radiation)로 인한 열전달의 영향으로 순수한 대류 열전달(Convective heat transfer)만을 평가하는데 많은 어려움이 따른다. 그러나 유사성(Analogy)의 개념을 이용하면 이러한 열전달 문제에서의 제약을 보다 간단하고 취급이 용이한 물질전달(Mass transfer) 실험으로 전환하여 해결할 수 있다.

물질전달과 열전달 현상은 서로 수학적·물리적으로 유사하기 때문에 물질전달 현상을 열전달 실험으로 혹은 열전달 현상을 물질전달 실험으로 대체할 수 있다 [A. Bejan, 1984]. 물질전달계의 하나인 전기도금계(Electroplating System)는 도금이 진행될 때 전극표면과 모액(Bulk solution) 사이의 큰 농도차로 인해 자연대류를 유발시키는 구동력이 크기 때문에 작은 규모의 실험장치로도 충분히 고부력(High-buoyancy)의 실험을 수행할 수 있다. 이와 같은 유사성의 개념을 이용하여 Ko 등[S. H. Ko et al., 2006]은 수평평판에서의 강제대류(Poiseuille flow)와 수직벽면에서의 외부 유동 자연대류 열전달 현상에 관하여 전기도금계를 이용한 실험방법론을 검증한 바 있다.

본 연구에서는 이러한 전기도금계를 이용하여 고온가스로에서 발생하는 열전달 현상인 난류 영역에서의 자연대류와 강제대류가 복합적으로 일어나는 혼합대류 열전달 현상을 모사하였다. 혼합대류는 유동의 방향과 부력의 방향에 따라 순부력유동(Aiding flow or Buoyancy-aided flow)와 역부력유동(Opposing flow or Buoyancy-opposed flow)로 구분되며 각각의 유동은 강제대류 또는 자연대류에서



관측되는 것과 다른 열전달 현상을 보이는 것으로 알려져 있다.

본 연구는 난류 혼합대류 유동을 전기도금계를 이용한 물질전달계로 모사하였고 이 물질전달계에서 열전달계에서 관측되는 혼합대류 현상이 관측되는지 확인하였고 기존 연구와 비교하였다.



## II. 이론적 배경

### 1. 수직관내에서의 혼합대류

#### 1) 수직관내에서의 대류 개념(Mechanism)

대류현상은 열전달의 한 모드로써 유체 운동에 의하여 발생된다. 유체유동이 펌프, 송풍기, 바람과 같은 외부의 힘에 의하여 생성되거나 정지 상태 유체에서 고체 표면의 상대적인 운동에 의하여 생성될 경우 강제대류(Forced convection)라 한다. 유체 운동이 밀도 변화를 야기하는 온도 및 농도의 차이에 의해서도 발생하는 경우 자연 대류(Natural convection)라 한다. 통상 대류 열전달은 극단적으로 이러한 두 가지 모드 중 하나에 의해서 지배되는 것으로 해석된다. 그러나 강제대류와 자연대류가 대류현상에 공히 영향을 미치는 대류모드도 존재하며 이를 혼합대류(Mixed convection)라 부른다.

#### 1.1) 강제대류(Forced convection)

강제대류란 유체와 표면 사이의 상대운동이 팬이나 펌프와 같은 외부수단에 의해 유지되고, 유체 내의 온도구배에 따른 부력에 의한 흐름은 일어나지 않는 유동을 말한다. Figure 1은 원관(Circular pipe/Duct) 내에서의 유동을 보여준다. 유체의 관 입구속도는  $u_0$ 로 균일하다. 유체가 관에 유입한 다음에는 관 벽에 따라 속도 경계층이 발달하기 시작한다. 유체의 벽면에서의 속도는 0이고 벽면에 인접한 곳에서의 속도는 감소된다. 유체의 평균속도는 도관의 어떤 지점에서든  $u_0$ 가 되어야 하므로 관 중심에서의 속도는  $u_0$ 보다 증가한다. 속도경계층의 두께  $\delta(z)$ 는 관 벽을 따라 유동하면서 계속 성장하여 관 전체를 채우게 된다. 경계층이 관 중심에 도달한 위치까지의 영역을 유체역학적 입구영역(Entrance region/Developing region)이라 한다. 이 영역에서는 속도 성분은 그 모양이 축 방향(유동방향) 및 반지름방향(유동의 수직방향)으로 변화한다. 입구영역을 지난 다음의

영역은 유체역학적 발달영역(Fully developed region)이라 불린다. 이 영역에서 속도 성분은 유동 방향에 대해 변화하지 않는다.

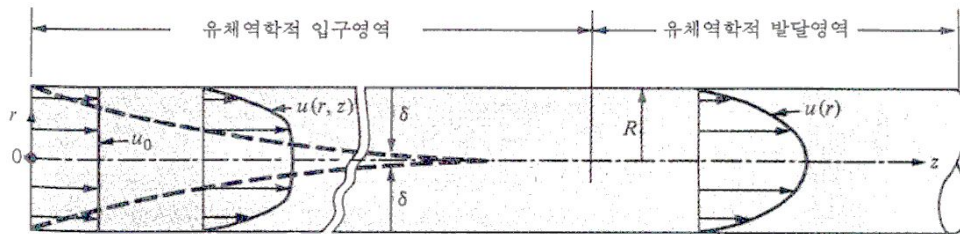


Fig. 1. Velocity boundary layer development in a tube  
[M. Neati Ozisik, 1996].

층류유동(Laminar flow)의 발달영역에서의 속도 분포(Velocity profile)는 포물선 형태이다. 그러나 난류유동(Turbulent flow)의 발달영역의 속도 분포는 관의 중심부에서 포물선 보다 평탄한 형태를 취한다. 원관 내의 유동에 관한 Reynolds 수는 다음과 같이 정의한다

$$Re_x = \frac{u_m D}{\nu} \quad (1)$$

Reynolds수의 크기에 따라 유동을 층류와 난류로 구분되며 원관 내의 유동에서 난류는 다음 조건에서 관찰된다;

$$Re > 2300 \quad (2)$$

이 값은 표면거칠기, 관입구조 및 흐름의 변화 등에 따라 달라진다.

### 1.2) 자연대류(Natural convection)

자연대류는 부력(Buoyancy)에 의해 자체적으로 구동되는 유체유동을 말한다. 유체의 부력은 유체내의 온도차 및 농도차에 의해 유체의 밀도 변화로 인해 유발된다. 일정온도의 정지 유체 내에 열판(Heated plate)을 수직으로 고정시키면, 열판과 유체간의 열전달은 처음에는 순수한 열전도에 의해서 이루어지지만 유체 내의 온도의 비 균일화로 인하여 유체 내에 밀도구배가 생기면 중력장 내에서 부력이 발생하고 결과적으로 대류 운동이 일어난다. 이 자연대류에서 사용되는 무차원

수는 Grashof 수와 Prandtl 수이다. 이 두 수의 곱을 Rayleigh 수라 하며, 자연대류에서 구동력(Driving force)의 크기정도(Order of magnitude)를 나타내므로 중요하다. Grashof 수, Prandtl 수 그리고 Rayleigh 수는 다음과 같이 정의된다;

$$Gr = \frac{g\beta(T_w - T_\infty)L^3}{\nu^2}, \quad (3)$$

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha}, \quad (4)$$

$$Ra = Gr \times Pr = \frac{g\beta(T_w - T_\infty)L^3}{\alpha\nu} \quad (5)$$

수직원관내에서의 자연대류는 열경계층의 두께가 실린더 지름에 비해서 월등히 작아서 곡률효과를 무시할 수 있는 경우 수직 평판과 같이 취급할 수 있다. 그리고 층류에서 난류 자연대류로 천이되는 기준은 Grashof 수가  $10^9$ 에서 발생하는 것으로 알려져 있다.

### 1.3) 혼합대류(Mixed convection)

대류 열전달은 크게 강제대류와 자연대류로 구분한다. 일반적으로 대류 열전달은 이러한 양 극단 사이의 일정 지점에 위치하며 열전달 현상은 어느 모드가 주로 지배하는지에 따라서 어느 한 가지 모드로 기술된다. 한편 열전달 환경에서, 온도차는 밀도차이를 유발하며 크던 작던 자연대류를 수반하게 된다. 따라서 대류 열전달은 순수한 강제대류 혹은 순수한 자연대류라기보다는 이들이 혼합된 형태로 존재하는 것이 일반적이다.

혼합대류가 중요해지는 것은 강제대류 혹은 자연대류 가운데 어느 하나가 두드러지게 강하게 나타나서 대류현상을 지배하지 못하고 두 가지 열전달 모드의 효과가 비슷하게 나타나는 경우이다.

혼합대류를 특징짓는 무차원 수는 일반적으로  $Gr/Re^n$ 의 형태로 나타난다. 여기  $Gr$ 은 Grashof 수이며,  $Re$ 은 Reynolds 수이다. 이들은 각각 자연대류와 강제대류의 상대적인 크기(Order of Magnitude)정도를 나타낸다.  $Gr/Re^n$ 가 0에 가까워지면 강제대류가 지배하며,  $Gr/Re^n$ 가 커지면 자연대류 효과가 강제대류에 비해 커진다. 여기서  $n$ 은 기하학구조, 유동의 종류, 열경계층, 유체종류 등에 의존하며

학자들마다 다른 값을 사용하고 있다.

부력은 중력의 영향이므로 항상 중력방향으로 작용한다. 그러나 강제유동의 방향은 임의적이다. 따라서 자연대류와 강제대류의 교차는 기하학구조에 따라 매우 복잡한 양상을 띠게 되며, 유동이 처한 기하구조에 따라 별로도 다뤄진다.

본 연구에서 관심을 가지는 유동은 수직관내유동(Vertical pipe flow)이다. 이러한 기하구조에서 유동은 위 또는 아랫방향이며, 열전달은 관에서 유체로 혹은 유체에서 관으로 일어난다. 강제대류의 방향이 부력의 방향과 같은 상방향의 유동을 순부력유동(Aiding flow or Buoyancy-aided flow)이라 하며 반대로 강제대류의 방향은 하방향이고 부력의 방향은 상방향인 유동을 역부력유동(Opposing flow or Buoyancy-opposed flow)이라 한다.

이런 2가지의 유동 방향에 대하여 혼합대류는 다시 층류와 난류로 구분된다.

### 1.3.1) 혼합대류 영역(Mixed convection regime map)

유동을 발생시키는 구동력으로 작용하는 외력과 내력의 상대적인 비를 통하여 대류의 양상이 결정된다. 이러한 대류의 종류를 구분하고자 하는 노력은 일반적으로 유동의 영역지도(Flow regime map)를 통하여 단순한 형태로 나타낼 수 있게 된다.

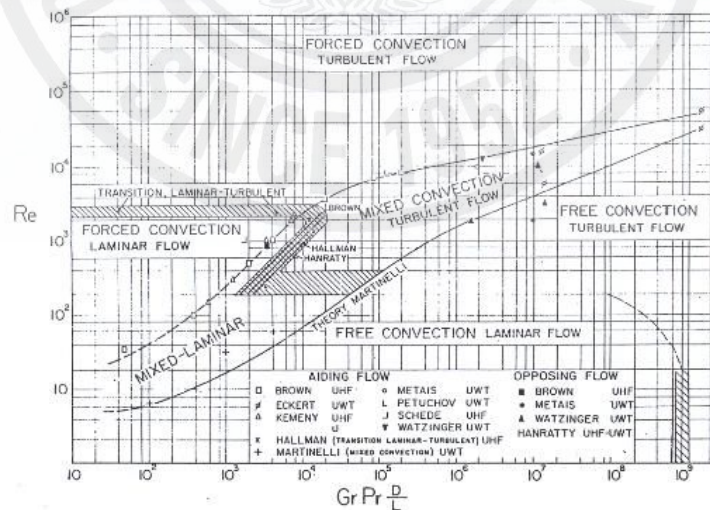


Fig. 2. Regimes of free, forced, and mixed convection for flow through vertical tubes.



Figure 2는 Metais 및 Eckert가 나타낸 영역지도이다. 그림의 두 개의 곡선으로 둘러싸인 영역이 혼합대류 영역이며 우측 상부로 갈수록 층류에서 난류로 전이가 일어난다. 이 영역에서 Reynolds 수가 감소하면 유동은 자연대류로 취급되며, 반대로 Reynolds 수가 증가하면 강제대류로 취급된다[J.P. Hallman, 1997].

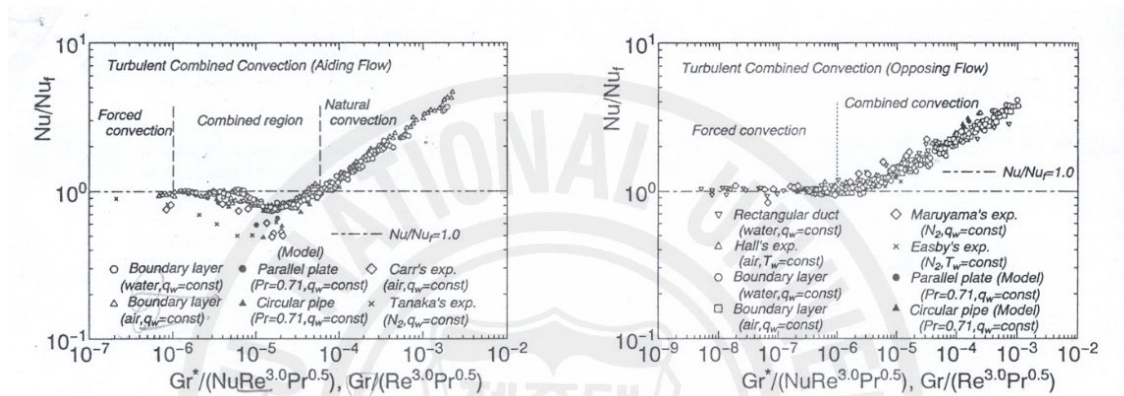


Fig. 3. Turbulent heat transfer with combined forced and natural convection of a vertical flow system.

Figure 3는 T. Inagaki(1996)가 제시한 그림으로 부력계수에 대하여, 혼합대류의 Nusselt 수를 Reynolds 수가 같은 강제대류의 Nusselt 수로 나눈 비를 나타낸 것이다. 왼쪽은 순부력유동 그리고 오른쪽은 역부력유동이다. 순부력유동에서는 부력계수가 증가하면서  $Nu/Nu_f$  값이 줄어들었다가 다시 1 값을 회복한 후 상승한다.  $Nu/Nu_f$ 가 1보다 작아졌다가 다시 1 값을 회복하는 구간을 혼합대류 영역으로 보고 1을 초과하여 증가하는 구간을 자연대류로 보았다. 오른쪽 그림은 1보다 큰 영역을 혼합대류로 보고 있다[T. Inagaki, 1996].

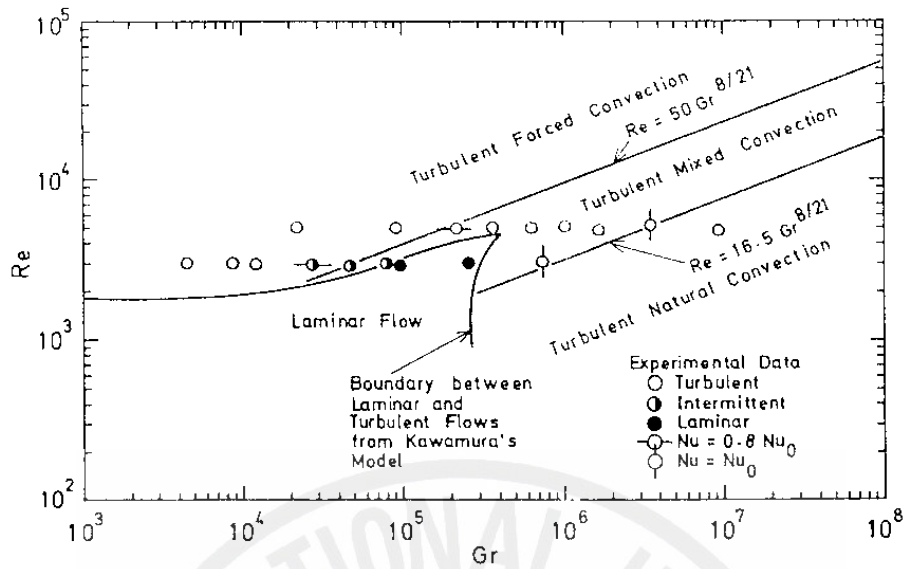


Fig. 4. Experimental data plotted on regime map for combined forced and natural convection.

Fig. 4에서 H. Tanaka도 Metais and Eckert와 유사하게 유동의 Regime 지도를 구하였다. 그는 영역을 Grashof 수와 Reynolds 수로 구분하였다. 단 이 영역구분은 Metais and Eckert의 것과 달리 Prandtl 수와  $D/L$ 이 사용되지 않았다. 그는 질소가스로 실험을 수행하였으며 실험을 수행한 범위는 Reynolds 수는 3,000이고,  $L/D$ 는 98이었다[H. Tanaka et al., 1986].

## 2) 수직내에서의 층류 혼합대류

관내에서의 층류 혼합대류는 층류 강제대류 유동 하에 낮은 부력이 영향을 줄 때 발생한다. 층류에서의 혼합대류는 많은 연구가 수행되어 왔고, 그 정보 또한 다양하다. Figure 5은 관내의 층류 혼합대류하에서 순부력유동과 역부력유동의 혼합대류 현상의 Nusselt 수를  $Ra^*$ 에 대해 나타낸 것이다. 여기서  $Ra^*$ 는

$$Ra^* = \frac{g\beta(T_w - T_\infty)D_h^3}{\alpha\nu} \text{ 이다.}$$

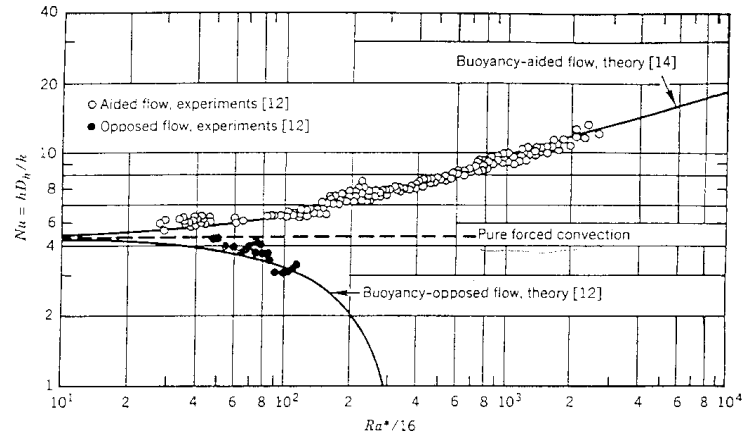


Fig. 5. Effect of buoyancy on the fully developed Nusselt number for laminar assisted flow in UHF vertical circular tubes[W. Aung, 1987].

Figure 5는 T. M. Hallman이 이론식과 실험을 통하여 층류에 관한 혼합대류를 나타낸 것으로 순수 강제대류의 Nusselt 수의 값이 4.3을 가질 때를 기준으로 하여 순부력유동의 경우 Rayleigh 수가 커질수록 Nusselt 수가 증가하며 역부력유동의 경우, Rayleigh 수가 커질수록 혼합대류 Nusselt 수는 감소함을 보인다. 순부력유동(Buoyancy-aided convection)의 경우, 벽 근처에서의 유체의 속도는 부력에 의해 증가하며 이에 따라서 Nusselt 수는 증가한다. 반면 역부력유동(Buoyancy-opposed convection)의 경우 반대 현상인 Rayleigh 수가 증가하면 유체의 속도가 감소하면서 혼합대류 Nusselt 수가 감소한다.

### 2.1) 기존연구(Previous studies)

Zeldin and Schmidt (1972) : 수직관 내에서 완전히 발달된 유체 거동에 대한 수치해석을 통하여 입구영역과 완전발달 영역의 속도분포를 구하였다. 이를 통하여 강제대류가 우세한 영역과 혼합대류가 우세한 영역을  $Gr/Re$ 의 비로 나타내었다. 그리고 2개의 대류 영역은 아래와 같다;

1. Forced convection-dominant regime, at  $Gr/Re = 0.735$
2. Mixed convection regime, at  $Gr/Re = 33.25$ .



여기서  $Gr = \frac{g\beta(T_w - T_\infty)L^3}{\nu^2}$  과  $Re = \frac{2Hu_m}{\nu}$  이며,  $u_m$  은 일정 입구 속도(Uniform entrance velocity)이다. 자연대류 효과는 두드러지게 속도성분의 변화를 야기한다. 하지만 이런 효과는  $Gr/Re \leq 1$  일 때 무시된다.

Collins (1978) : 수직관 내에서 순부력과 역부력유동에서의 등온(Isothermal)과 균일열유속(Uniform flux surface) 상황에서의 혼합대류에 관한 연구를 실험적으로 수행하였다. 실험유체로는 물이 사용되었고, 실험데이터들은 Scheele et al (1960)와 비교되었으며, 그 결과 매우 일치함을 보였다.

### 3) 수직관내에서의 난류 혼합대류

혼합대류는 층류와 난류가 현상학적으로 매우 다른 거동을 보인다. 층류의 경우 부력과 강제대류의 방향이 같은 순부력유동의 경우 강제대류에 대하여 열전달이 향상되고 역부력유동의 경우 열전달이 약화된다. 반면에 난류 유동이 되면 역부력유동의 열전달이 향상되며 순부력유동은 열전달이 약화되었다가 부력이 충분히 커지면 다시 열전달이 향상되는 것으로 보고되고 있으며 이는 난류 생산과 관련이 있는 것으로 알려져 있다.

#### 3.1) 순부력유동(Aiding flow)

난류 혼합대류에서 순부력유동의 열전달은 강제대류의 그것에 비해 감소하게 되는데 이것은 벽 근처에서 층류화(Laminarization)에 의한 것이다. 유체가 완전히 발달된 곳에서 Nusselt 수의 크기는 일반적인 강제대류의 경우보다 약 30%정도 까지 낮다. 이런 현상은 뜨거워진 관의 벽면 근처의 유체가 가열되어 벽 근처의 밀도가 낮아짐으로 인해 발생한 부력은 벽 근처에서 자연대류를 발생시키고 이것이 강제대류와 같은 방향이기 때문에, 난류의 생성을 방해하고 유동을 층류화시킨다. 이런 순부력유동은 어느 임계 Grashof 수를 넘어갈 때부터 혼합대류의 열전달이 다시 증가함을 보인다[N. M. Rouai, 1987].

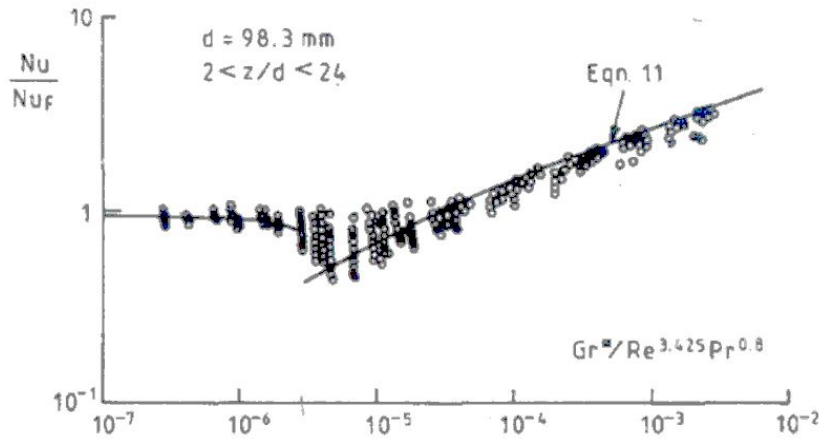


Fig. 6. Aiding flow data for water at atmospheric pressure.

### 3.2) 역부력유동(Opposing flow)

역부력유동은 자연대류의 방향과 강제대류의 반대인 유동을 말한다. 부력이 증가할수록 평균 Nusselt수는 증가함을 보인다. 이것은 마찰계수가 역부력유동인 경우 약 20~25%정도 감소하면서 전단응력(Shear stress)의 왜곡으로 인하여 열전달이 약 40%까지 증가하기 때문이다[J. P. Easby, (1978), Y. Parlatan, (1996)].

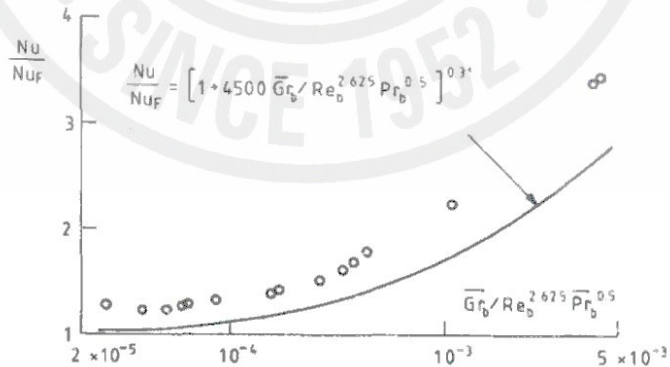


Fig. 7. Comparison of opposing flow correlation with data for air[B. P.

Axcell and W. B. Hall]

Figure 7를 보면  $Nu/Nu_f$ 는 부력이 증가할수록 증가하는 것으로 나타난다.

Figure 8은 여러가지 Grashof 수에 대하여 Reynolds 수를 시키면서 측정한 Nusselt 수를 순부력유동과 역부력유동에 대하여 각각 나타낸 것이다. 여기서 검은 사각형(Solid square)은 역부력유동을 나타내고 X는 순부력유동을 나타낸다.

Figure 8은 혼합대류 유동에서 Reynolds 수가 작을 때는 역부력유동의 Nusselt 수가 크다가 Reynolds 수가 증가하면 순부력유동의 Nusselt 가 커지는 교차(Crossover)현상을 강제대류와 비교하여 보여준다. Grashof 수가 증가하면 교차점의 위치는 동일하나 Nusselt 의 차이는 심화되는 것을 보여준다. Grashof 수가 감소할수록 순부력유동은 종(Nusselt 수 크기), 횡(Reynolds 수) 방향으로 이동하지만 역부력유동에선 종 방향으로만 이동한다. Grashof 수가 낮아질 때 순부력유동에서 Nusselt 수가 하강하다 상승하는 부분은 강제대류에 대해서 낮은 Reynolds 수로 이동하며, 해당하는 Nusselt 값도 낮아짐을 보인다. 높은 Grashof 수에서 역부력유동 데이터는 순부력유동 데이터보다 높은 Nusselt 수를 갖지만, Grashof 수가 낮아질수록 역부력유동은 Grashof 수로부터 강한 영향을 받아 교차 현상을 만든다. 역부력유동은 순부력유동보다 부분적으로 높거나 혹은 낮게 된다. 이런 현상이 발생하는 이유는 아직 명확하게 밝혀지지 않았지만, 순부력유동에서의 층류화에 인한 것이나 혹은 역부력유동에서의 역류(Backflow)에 의한 것으로 여겨진다. 이런 역류는 열전달의 상승을 가져온다[D. D. Joye and M. J. Wojnovich, 1996].

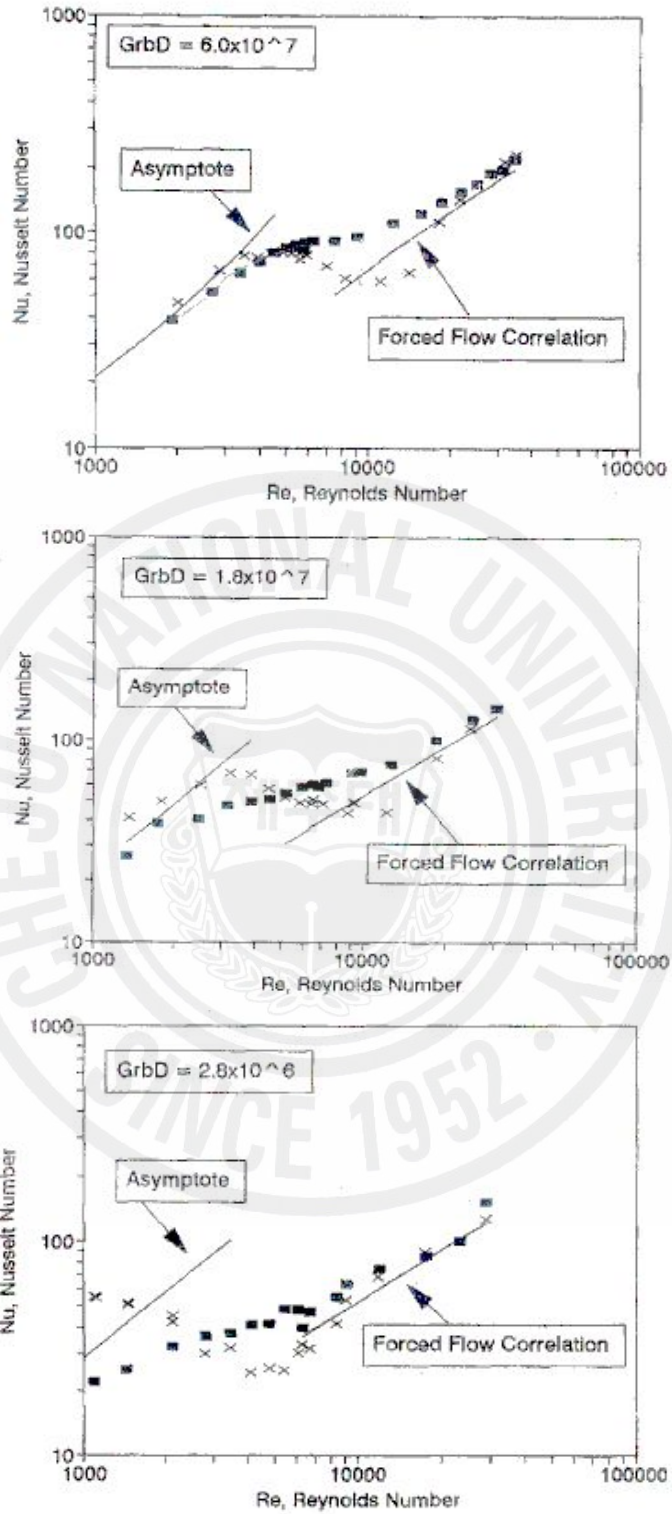


Fig. 8. Aiding flow and Opposing flow heating data compared at same Grashof numbers. (■ opposing flow, x aiding flow)

### 3.3) 부력효과에 따른 전단응력과 속도 분포

수직관내에서의 전단응력은 벽면으로부터 멀어지면서 감소한다. Figure 9은 수직관 내 거리에 따른 전단응력 더불어 속도 분포를 보여준다[D. D. Joye and M. J. Wojnovich, 1978].

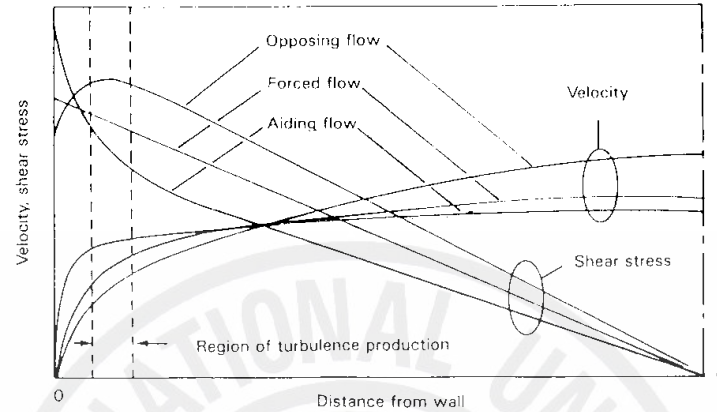


Fig. 9. Qualitative description of velocity and shear stress distribution in a turbulent mixed convection flow in a heated vertical tube.

순부력유동의 경우 전단응력은 벽면에서 멀어지면서 단조감소 한다. 반면에 역부력유동의 경우 벽면에서 멀어지면서 일정한 거리(Region of turbulent production)동안 전단응력이 증가하였다가 감소하는 경향을 보인다. 난류 생성은 전단응력의 크기와 속도 기울기에 비례하며 벽면으로부터 조금 떨어진 곳에서 발생되므로 역부력유동에서는 난류 생성이 촉진되며 열전달이 향상된다. 순부력유동에서는 반대의 거동을 보인다[A. Steiner, 1971].

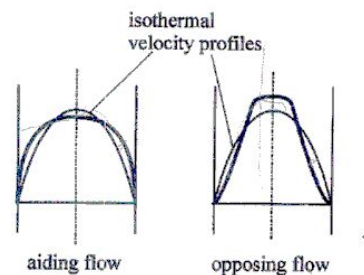


Fig. 10. Velocity profiles under aiding and opposing turbulent flow conditions.

Figure 10은 난류에서 순부력유동과 역부력유동의 속도분포를 등온강제대류속도 분포와 비교하여 보여준다. 순부력유동인 경우 관의 벽면에서 부력의 영향으로 인하여 유체가 가속이 되며, 중심부에서는 질량유동량이 보존되어야 하므로 유동의 속도가 줄어든다. 그러므로 속도 기울기는 벽에서 가파르고 중심부에서는 평평한 모양을 나타낸다. 따라서 최고속도는 등온에서의 강제대류 보다 느리다. 역부력유동의 벽면에서는 자연대류의 방해로 인하여 속도가 느려지며, 질량유동량이 보존됨에 따라 중심부에서는 높게 나온다[B. S. Petukhov and A. F. Polyakov, 1988].

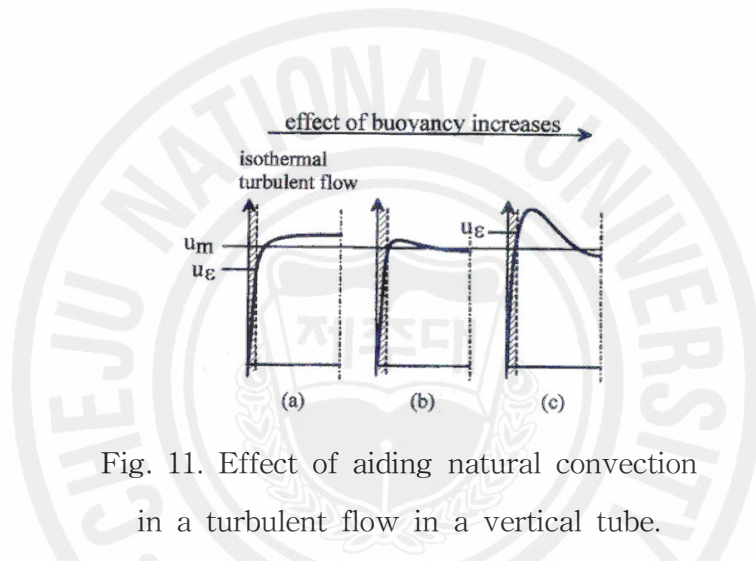


Fig. 11. Effect of aiding natural convection in a turbulent flow in a vertical tube.

Figure 11는 순부력유동에서 부력의 증가가 속도분포에 미치는 영향을 보여준다. Figure 11에서 (a)는 등온에서의 난류속도분포를 나타내고 (b)와 (c)는 부력이 증가하면서 속도분포가 변해가는 모양을 보여준다. (b)에서 부력에 의한 벽면근처의 속도가 약간 증가하였음을 알 수 있다. 부력이 좀 더 커지는 (c)가 되면 벽면의 속도가 중심부의 속도를 크게 앞지르는 것을 볼 수 있다[T. Aicher and H. Martin, 1997].

### 3.4) 입구효과 (Entrance effects)

입구효과란 유체가 관 입구근처에서부터 완전발달(Fully developed)되기 전까지 나타나는 현상이다. Figure 12에서 나타낸 바와 같이 이 영역에서 상당한 온도



변화가 발생한다. 관의 입구로부터 관 지름의 30배 되는 거리까지는 입구효과의 영향을 받으며, 10배 이하일 경우에는 입구효과가 지배적으로 나타난다. 벽면의 온도변화와 유체의 온도 변화를 보면  $L/D$  10까지는 벽면 온도의 변화는 매우 크게 변화하다 30을 지나면서 유체의 온도와 일정한 온도를 유지하면서 증가하는 것을 볼 수 있다. 그러므로  $L/D$ 가 30이상이었을 때 입구효과로부터 자유롭다.

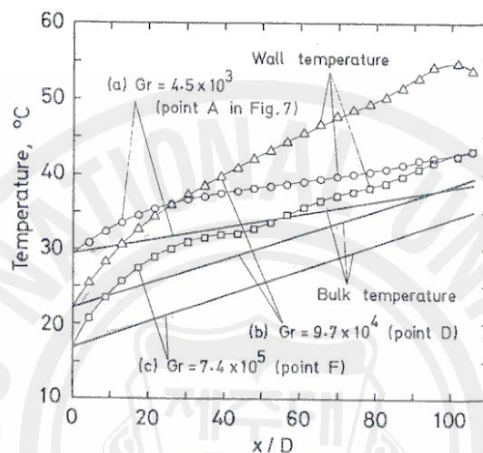


Fig. 12. Measured wall temperature distributions at three Grashof numbers under a constant Reynolds number of 3000.

### 3.5) 난류 운동에너지

순부력유동에서의 운동에너지는 Grashof 수에 영향을 크게 받는다. Figure 13은 여러 Grashof 수에 대하여 관을 가로지르는 운동에너지의 분포를 나타낸 그림이다. 임계 Grashof 수( $Gr=3 \times 10^9$ ) 보다 낮을 때에는 운동에너지는 그리 큰 변화가 나타나지 않지만 임계 Grashof 수를 넘어서면서 부력은 운동에너지에 큰 영향을 보이기 시작한다. 그리고 임계 Grashof 수까지는 Grashof 수가 증가할수록 운동에너지는 감소하며 임계 Grashof 수를 넘어가면서 운동에너지는 증가하기 시작한다. 이는 난류 순부력 혼합대류 유동에서 Grashof 수가 증가하면서 Nusselt 수가 감소하다 다시 증가하는 현상과 일치한다. 순부력유동에서 유체의 속도는 Figure 9에서 나타낸 것과 같이 벽면에서 가장 높다. 따라서 운동에너지또한 그에

비례하여 벽면( $r/r_0=1$ )에서 가장 큰 운동에너지를 가진다. 그리고 벽면에서 멀어질수록 속도와 더불어 운동에너지 또한 감소하는 것을 Figure 14에서 보여준다. Figure 14에서 이런 현상을 Grashof 수와 Nusselt 수의 비로 보여준다.

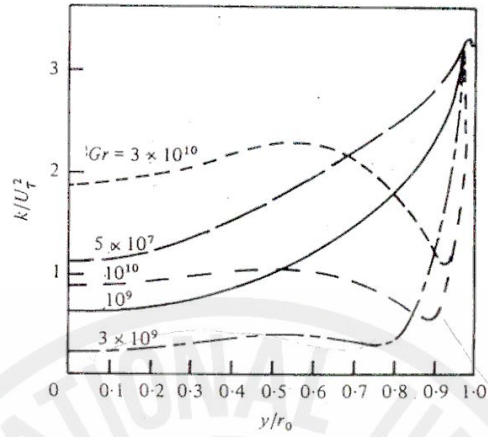


Fig. 13. Variation of the kinetic energy of turbulence with the heat input.  
( $Re=2500$  aiding flow)

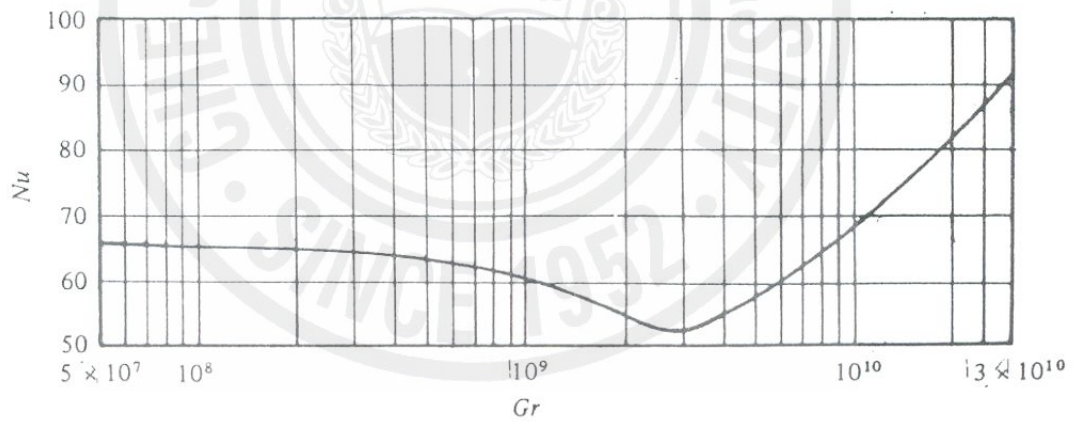


Fig. 14. Variation of Nusselt number with heat input.  
( $Re=2500$ , aiding flow)

앞서 설명한 것과 같이 Figure 14에서 Nusselt 수의 감소는 Grashof 수가 증가할수록 난류운동에너지 감소되었기 때문에 발생하는 현상이며, 증가는 부력이 난류열전달에 지배적으로 작용되기 때문이다.



Figure 15는 관내에서의 역부력유동을 여러 Grashof 수에 따른 운동에너지를 나타낸 그림이며 Grashof 수가 커질수록 운동에너지도 증가하는 경향을 보여준다. Figure 16은 역부력유동에서 Grashof 수가 커질수록 Nusselt 수가 증가함을 보여주는 그림이다. 역부력유동에서는 순부력유동과 달리 부력이 운동에너지를 계속 상승시키기 때문에 Nusselt 수의 동반 상승을 가져온다.

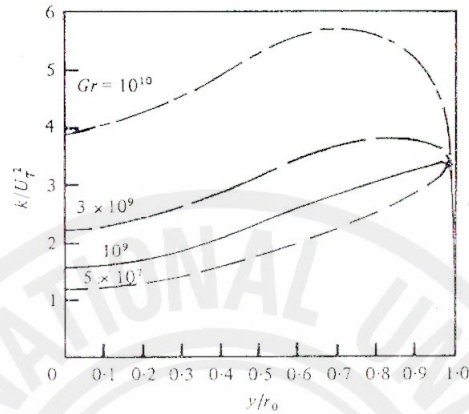


Fig. 15. Variation of the kinetic energy of turbulence with the heat input.  
( $Re=2500$  opposing flow)

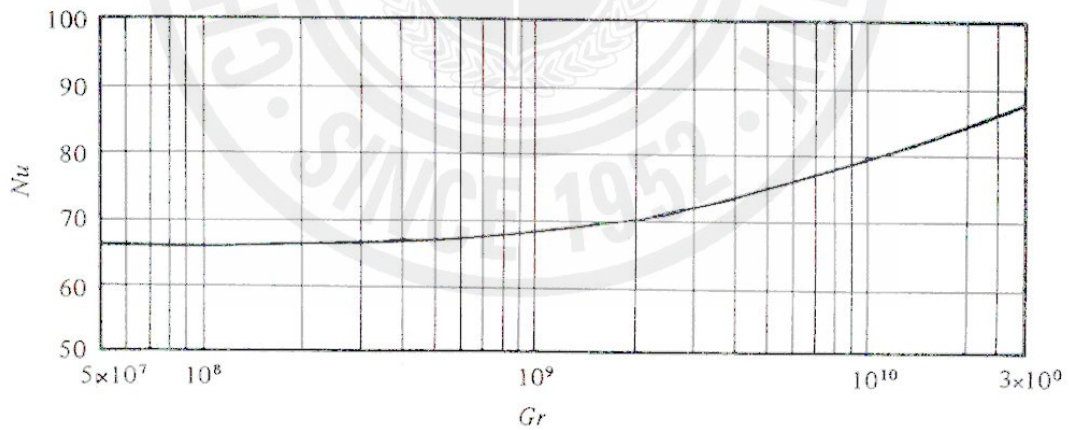


Fig. 16. Variation of Nusselt number with heat input.  
( $Re=2500$ , opposing flow)

#### 4) 기존연구

수직관 내에서의 혼합대류에 관한 연구는 비교적 최근 연구가 시작되었으며 몇가지 연구결과가 보고되고 있다. 혼합대류 실험은 균일열속(UHF-Uniform Heat Flux)과 등온조건(CWT-Constant Wall Temperature) 경계조건에 대해 수행되었다. 가열된 증기로 시험부를 가열시키는 방식으로 균일한 온도를 얻어서 등온조건 상황에서 수행된 연구가 보고되고 있으나 대부분의 연구는 보다 실험적 구현이 용이한 균일열속조건에서 수행되었다.

유동의 거동에 따라 층류(Laminar)와 난류(Turbulent)로 나뉘지며, 이들은 다시 유체의 이동 방향에 따라 순부력유동(Aiding flow)과 역부력유동(Opposing flow)으로 나뉜다.

실험을 통한 혼합대류 연구에서 학자들마다 독자적인 부력계수  $Bo$ 를 사용하였다. 이는 특히 난류혼합대류에서 다양하게 나타난다. 부력계수는 자연대류의 크기 정도를 나타내는 Grashof 수와 강제대류의 크기 정도를 나타내는 Reynolds 수 그리고 Prandtl 수의 조합으로 구성된다. 층류의 경우  $Gr/Re$ ,  $Gr/Re^2$  등의 단순한 형태의 부력계수가 사용되나 난류의 경우  $\frac{Gr}{Re^\alpha \times Pr^\beta}$  형의 부력계수가 사용된다. 여기서  $\alpha$ 와  $\beta$ 는 학자마다, 장치마다 다른 값을 사용하고 있어서 아직까지 난류 혼합대류에 대해서는 유동을 기술하는 적절한 무차원수에 대한 합의가 이루어질 만한 수준의 연구가 수행되지 못한 것으로 판단된다.

Eckert and Diaguila (1954)는 층류와 난류 혼합대류 실험에서 국부(Local) 열 전달량을 측정하였다.  $L/D$ 가 5인 등온수직관에서 공기를 유체로 실험이 수행되었다. 실험결과 순부력유동인 경우 일정한 Reynolds 수에 대하여 Grashof 수가 증가하면 Nusselt 수가 감소함을 발견하였다. 실험에 사용된 범위는 Reynolds 수  $10^5 \sim 7 \times 10^5$ 이었다. 역부력유동인 경우 Nusselt 수는 순수강제대류나 자연대류보다 항상 크다고 주장하였다. Brown and Gauvin (1965)는 난류 혼합대류에 대해 실험적 연구를 수행하였다. 그는 역부력유동에서 부력은 온도장을 크게 교란시키며 결국 열전달을 증가시킴을 보였다.

Herbert and Sterns (1972)는 물을 이용하여 Reynolds 수 5,800에서 71,000까지 순부력유동과 역부력유동에 관한 실험을 수행하였다. 실험결과, Reynolds 수가

18,000 이상이 되면 열전달량이 순수강제대류와 같아지거나 낮아진다는 것을 발견하였다. 역부력유동인 경우 Reynolds 수가 12,000 이하일 때는 강제대류보다 최고 36% 이상 열전달이 향상되었고, 순부력유동인 경우 Reynolds 수가 15,000일 때 강제대류의 절반의 열전달 값을 가짐을 발견하였다. Tanaka et al. (1973)는 수직관 내에서 유체의 열적 팽창에 의해서 만들어진 가속(Acceleration)과 부력의 효과를 계산하였다. 특히 가속은 임계점 근처의 유체에 큰 영향을 미치며 열전달에서 가속과 부력의 효과는 상당히 비슷함을 증명하였다. Carr et al. (1973)는 균일 열속(UHF)상황인 수직관내에서 혼합대류의 순부력유동에 관한 수치적 연구와 실험적 연구를 동시에 수행하였으며, 실험 유체로 공기를 사용하였다. 이때 실험범위는  $L/D = 100$ ,  $5000 < Re < 14,000$  이었고 열속(Heat flux)은  $15.8 \sim 63.1 \text{ W/m}^2$ 으로 다양했다. 이를 통하여 부력효과는 속도 성분을 변형시키며 낮은 전단응력과 열전달을 유발함을 밝혀내었다.

Buhr et al. (1974)는 수은을 사용하여 실험을 수행한 결과 순부력유동에서  $Ra/Re < 0.1$ 일 경우에는 부력효과는 무시될 수 있음을 증명하였다. 실험 데이터를 통하여 순부력유동에서 표면열속이 상승하면 Nusselt 수는 감소하고 다시 점점 증가함을 나타남을 밝혀냈다. Axcell and Hall(1978)는 균일열속(UHF)조건에서 수직관에서의 혼합대류의 현상에 대한 실험적 연구를 수행하였다. 난류 혼합대류 영역에서 전단응력은 벽으로부터 멀어지면 약해지며, 속도는 증가함을 발견하였다. 그리고 벽 근처에서는 부력의 영향에 의해서 역부력유동의 열전달은 증가하고, 순부력유동은 감소함을 밝혀냈다.

Y. Parlattan(1996)은 순부력유동과 역부력유동에서의 마찰계수와 열전달계수의 특성을 실험적으로 연구했으며, 부력에 의한 마찰계수의 증가는 오직 순부력유동에서만 일어남을 보였다. 이때 마찰계수는 25% 증가를 보이며, 역부력유동에서는 25%의 감소를 보였다. 그리고 역부력유동에서는 최대 40%의 열전달의 증가를 보이고, 순부력유동에서는 50%까지 열전달이 감소하다가 다시 회복되는 경향을 발견하였다. 실험유체는 물이 사용되었으며 실험범위는  $4000 < Re < 9000$ 이며  $Gr < 7 \times 10^6$ ,  $0.03 < B_0 < 1.3$ 이다. 실험장치로는 3.5m 높이와 0.0026m의 내경을 지닌 파이프를 이용하였고, 비가열 유체발달 영역의 길이는 40D이다. 가열 시험부는

80D이다.

D. D. Joye et al(1996)는 등온조건(CWT)인 상황에서 순부력유동과 역부력유동에 관하여 혼합대류 실험을 공기를 이용하여 수행하였다. Reynolds 수가 1,000에서 30,000까지 실험을 수행하였다. 낮은 Reynolds 수 범위에서는 경계층의 상실이 일어나며, 이때 Nusselt 수는 순부력유동에서 증가하고, 역부력유동에서는 감소함을 보인다.

T. Inagaki (1996)는 수직 평판에서 난류 혼합대류에 관한 연구를 수행하였다. 이 연구를 통하여 순부력유동은 혼합대류 영역에서 순수 강제대류보다 약 25% 감소함을 발견하였으며, 혼합대류 영역을 아래와 같이 정의하였다. 실험용액은 물이 사용되었다.

$$6 \times 10^{-6} < Gr / (Re^3 Pr^{0.5}) < 6 \times 10^{-5} : \text{순부력유동}$$

$$Gr / (Re^3 Pr^{0.5}) > 6 \times 10^{-6} : \text{역부력유동}$$

## 5) 상관식 (Correlations)

### 5.1) 강제대류

수직관내에서의 강제대류에 대한 상관식이 여러 종류가 있는데, 각 식들은 경계조건에 따라서 달리 사용된다. 또한 강제대류 상관식은 혼합대류에서의 열전달율을 평가하기 위해서 하나의 기준으로 사용된다.

Table 1. Turbulent forced convection correlations in vertical cylinder.

Reference	Correlation	Pr	Re	L/D
Colburn (1933)	$Nu=0.023Re^{0.8}Pr^{1/3}$	0.7-16700	above 10000	above60
Dittus-Boelter (1930)	$Nu=0.023Re^{0.8}Pr^n$	0.7-16700		above60
Sieder and Tate (1936)	$Nu=0.027Re^{0.8}Pr^{1/3}\left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14}$	0.7-16700		above60
Nusselt (1931)	$Nu=0.036Re^{0.8}Pr^{1/3}\left(\frac{D}{L}\right)^{0.055}$			10-400

Table 1에서 Dittus-Boelter(1930)의 상관식에서  $(T_w < T_b)$ 에서  $n=0.3$ 이며,  $(T_w > T_b)$ 에서는  $n=0.4$ 이다.

## 5.2) 혼합대류

Jackson and Hall(1979)은 부력 영향의 시작을 제시한 1975년에 발표된 자신의 문헌의 이론에서부터 Semi-empirical model을 제시하였다.

$$\frac{Nu}{Nu_f} = \left[ 1 \pm \frac{10^4 \overline{Gr}}{Re^{2.7} Pr^{0.5}} \right]^{0.46} \quad (6)$$

식 (6)의  $\overline{G}$ 는 적분된 평균 밀도를 이용하는 밀도차를 바탕으로 한 Grashof 수이다. (-)는 순부력유동이며, (+)는 역부력유동을 나타낸다.

Jackson(1986)은 Jackson and Hall(1979)의 이론을 발전시켜 식 (7)을 제시하였다.

$$\frac{Nu}{Nu_f} = \left[ 1 \pm \frac{8 \times 10^4 \overline{Gr}}{Re^{3.425} Pr^{0.8}} \left( \frac{Nu}{Nu_f} \right)^{-2} \right]^{0.46} \quad (7)$$

Rouai(1987)는 식 (7)를 이용하여 물을 이용한 역부력유동에 실험에 적용하였고, 결과 데이터는 식 (7)와 잘 맞음을 확인하였다.

Jackson and Fewster(1989)는  $1 \times 10^7 < Gr < 1 \times 10^8$ 와  $700 < Re < 25000$ 의 범위의 실험에서의 혼합대류에서 식 (8)의 상관식을 제시하였다.

$$\frac{Nu}{Nu_f} = \left[ 1 \pm \frac{4500 Gr_D}{Re^{2.625} Pr^{0.5}} \right]^{0.31} \quad (8)$$

식 (8)에서 사용된 강제대류식은 Petuckov-Kirillov의 모델이 사용되었다. 낮은 Reynolds 수를 제외하면 D. D. Joye (1996)의 상관식의 결과와 비슷한 값을 나타낸다.

D. D. Joye(1996)는 역부력유동에 관한 실험을 통하여 식 (9)을 제시하였고, 실험범위는  $1 \times 10^7 < Gr < 1 \times 10^8$ 와  $4000 < Re < 25000$ 에서 실험을 하였다.

$$\frac{Nu}{Nu_f} = \left[ \left( \frac{1}{(1 + 2984 Gr / Re^{2.625} Pr^{0.5})^{0.31}} \right)^3 + \left( \frac{1}{21.7 Re^{0.2} Pr^{0.5}} \right)^3 \right]^{-1/3} \quad (9)$$



다른 실험들과는 다르게 등온조건(CWT)에서 실험하였다. 식 (9)에 사용된 강제 대류식은 the Sieder-Tate(1936)식이 사용되었다.

Buyukalaca(1993)는 식 (7)를 이용하여 역부력유동에 관한 실험을 하였고, 그 데이터 값은 Rouai(1987)과 정확하게 맞는 것을 확인하였다. 실험범위는  $1000 < Re < 35000$  와  $4 \times 10^6 < Gr < 6 \times 10^8$ 이다. 그리고 식 (7)을 수정하여 식 (10)을 제시하였다.

$$\frac{Nu}{Nu_f} = \left[ 1 \pm 2.5 \times 10^5 \frac{\overline{Gr}}{Re^{3.425} Pr^{0.8}} \left( \frac{Nu}{Nu_f} \right)^{-2} \right]^{0.46} \quad (10)$$

식(10)는 Jin Kang Li(1994)에 의해서 검증되었다.

Swanson and Catton(1987)는  $0.7 < Pr < 7$ ,  $1000 < Re < 20000$  와  $1 \times 10^7 < Gr < 1 \times 10^9$ 의 실험범위에서 역부력유동의 실험을 하였고, 식 (11)을 제시하였다.

$$Nu = 0.0115 Re^{0.8} Pr^{0.5} \{ 1 + [1 - (696/Re^{0.8}) + 8300 Gr/Re^{0.26} (Pr^{0.5})]^{0.39} \} \quad (11)$$

식 (11)에서는 강제대류의 식이 포함되지 않았으나 비교할 강제대류식으로 Sieder-Tate(1936)이 사용되었다. 식 (11)의 결과는 Axcell and Hall(1978)과 비교 되었으며 7%이내의 오차를 보이며 일치함을 보였다.

Y. Parlattan et al(1996)은 실험을 물을 이용하였고,  $4000 < Re < 9000$ 와 Grashof 수의 범위는  $1 \times 10^5 \sim 7 \times 10^6$ 에서 실험하였다. 순부력유동과 역부력유동에 관해 모두 실험하였으며, 식 (12)을 제시하였다.

$$\frac{Nu}{Nu_f} = \left[ 1 \pm \frac{8 \times 10^4 \overline{Gr}}{Re^{3.425} Pr^{0.8}} \left( \frac{Nu}{Nu_f} \right)^{-2} \right]^{0.46} \quad (12)$$

실험결과 데이터는 공기를 이용한 실험인 Carr et al(1973), Cotton et al(1990)와 Steiner(1971), 질소를 이용한 Easby(1978)와 물을 이용하여 만든 Jackson (1990)과 비교하였다. 물보다 공기를 이용한 데이터들과 매우 일치하는 결과를 제시하였다.

## 6) 부력계수(Buoyancy coefficient)

부력계수(Buoyancy coefficient)는 학자마다 또 기하구조에 따라 여러 가지 형태로 정의하여 사용하고 있다.

실험식에서 일반적으로 적용하고 있는 부력계수의 논리적 근거는 다음과 같다. 혼합대류 열전달상관식은 고려대상이 되는 계(System)와 유사한 강제대류 및 자연대류 구동력을 가지는 계에서의 열전달상관식의 결합으로 다음과 같이 나타날 것이다.

$$Nu_{mixed}^a = | Nu_{forced}^a \pm Nu_{free}^a | \quad (13)$$

$$\left( \frac{Nu_{mixed}}{Nu_{forced}} \right)^a = \left| 1 \pm \left( \frac{Nu_{free}}{Nu_{forced}} \right)^a \right| \quad (14)$$

이는 정리하면 다음과 같다.

$$\frac{Nu_{mixed}}{Nu_{forced}} = \left\{ \left| 1 \pm \left( \frac{Nu_{free}}{Nu_{forced}} \right)^a \right| \right\}^{1/a} \quad (15)$$

일반적인 난류 강제대류에 대한 열전달 상관식은  $Nu_{forced} = C_1 Re^{0.8} Pr^{0.4}$  형태로 나타나며 난류 자연대류에 대한 열전달 상관식은  $Nu_{free} = C_2 Gr^{*0.25} Pr^{0.25}$  형태로 나타난다. 따라서 혼합대류에 대한 열전달 상관식에 나타나는 항은 다음과 같이 정리된다.

$$\left( \frac{Nu_{free}}{Nu_{forced}} \right) = C_3 \left( \frac{Gr^{*0.25} Pr^{0.25}}{Re^{0.8} Pr^{0.4}} \right) \quad (16)$$

따라서

$$\frac{Nu_{mixed}}{Nu_{forced}} = \left\{ \left| 1 \pm C_4 \left( \frac{Gr^*}{Re^{3.2} Pr^{0.6}} \right)^{a/4} \right| \right\}^{1/a} \quad (17)$$

이다. 여기서  $\left( \frac{Gr^*}{Re^{3.2} Pr^{0.6}} \right)$  는 난류 혼합대류 현상의 부력계수로 사용된다. 이를 기본으로 하여 기하학적인 구조와 열전달 면적과 마찰면적의 비 등에 따라 무차원 승수를 변화시키면서 최적 부력계수를 결정한다.

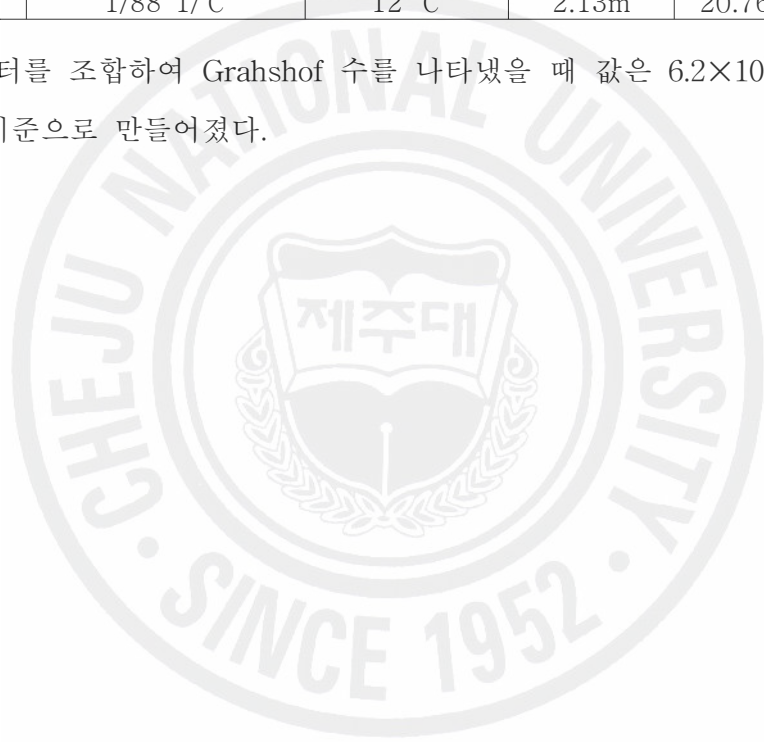
본 연구에서 사용되는 부력계수는 Y. Parlattan et al.(1996)에서 사용된 값을 사용하였으며 그 값은 Jackson et al.(1989)에서 사용된 값과 같은  $B_o = 8 \times 10^4 \frac{Gr}{Re^{3.425} Pr^{0.8}}$  이 사용되었다. 여기 부력계수에 사용된 Grashof 수는 일정

열유속(UHF) 상황에서 구해진 값으로, 길이의 기준을 내경인 D값을 이용하였다. 그러나 본 연구는 열전달로 보았을 시, 일정벽온도(CWT)의 상황이기 때문에 길이의 기준을 L인 높이를 이용한다. 그러므로 본 연구에서 Y. Parlatan의 부력계수를 이용하면서 문헌에 나와 있는 물성치를 이용하여 Grashof 수를 구하여 부력계수를 일치 시켰다. 표 2는 Y. Parlatan에서 제시한 물성치와 이를 이용한 Grashof 수이다.

Table 2. Parlatan's experiment data.

Gravity (g)	Thermal expansion coefficient ( $\beta$ )	Temperature ( $\Delta T$ )	Length (L)	Kinematic viscosity ( $\nu$ )
9.8 m/s	1/88 1/°C	12 °C	2.13m	$20.76 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

위 데이터를 조합하여 Grashof 수를 나타냈을 때 값은  $6.2 \times 10^9$ 이며 이 값은 길이 L을 기준으로 만들어졌다.





## 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 취해 주면, 하나의 간단한 시스템을 파악함으로써 이와 유사한 다른 복잡한 시스템의 물리적 현상을 논리적으로 규명할 수 있다[E. Wilfred, 1973].

### 2) 열전달과 물질전달의 유사성

열전달계와 물질전달계의 지배방정식을 살펴보면, 연속방정식(Continuity equation)과 운동량방정식(Momentum equation)은 일치하고 열전달계의 에너지방정식(Energy equation)은 물질전달계의 농도방정식(Concentration equation)과 수학적으로 동일한 형태를 취한다(Table 3). 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.

따라서 열전달계에서의 에너지 방정식의 온도( $\theta$ )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, Table 4에 나타낸 바와 같이 열전달과 관련된 무차원 수, Prandtl수와 Nusselt수 및 Rayleigh수는 물질전달계의 Schmidt수와 Sherwood수 및 Rayleigh수로 각각 변환된다. 그리고 대응되는 무차원 수끼리는 구성(Structure)과 조직형태가 동일하기 때문에 서로 물리적인 의미가 유사하다.

그러므로 두 시스템간의 초기 및 경계조건을 동일하게 하고 Table 4에 나타낸 무차원 수들을 각각 변환하면 잘 알고 있는 열전달 상관식을 물질전달 상관식으로 표현할 수 있다.

Table 3. 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)

Table 3. 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 구리이온의 산화·환원 반응계를 기본계로 채택하고 있다.

#### 1) 물질전달 구조

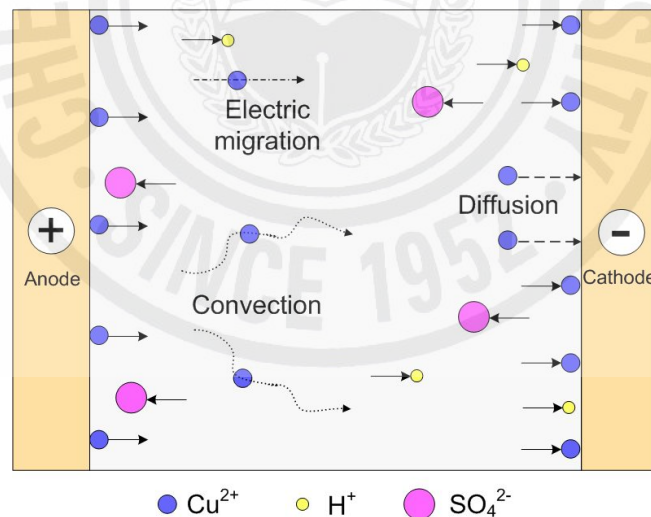
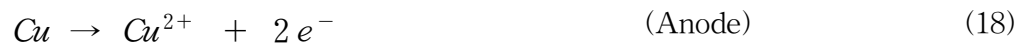


Fig. 17. Schematic diagram of mass transfer in electric field.

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 figure 6에서와 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.

따라서 도금면에서의 전체 물질전달량은 다음의 식 (20)과 같이 나타낼 수 있다[C. R. Wike and C. W. Tobias, 1953].

$$N_i = N_m + N_d + N_c \quad (20)$$

여기서  $N_f$ ,  $N_m$ ,  $N_d$ ,  $N_c$ 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 지배적이거나, 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,  $N_f$ 는 Faraday 법칙에 의하여 다음과 같이 전류밀도(Current density)에 비례하는 관계식으로 나타낼 수 있다[J. S. Newman, 1973].

$$N_t = \frac{I}{nF} \quad (21)$$

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 물질전달량 역시 Faraday 법칙에 의해 다음과 같이 표현될 수 있다.

$$N_m = \frac{t_n I}{nF} \quad (22)$$

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 (20)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 증가시킴으로



써 구리이온이 받는 전기장의 세기를 상대적으로 감소시키는 것을 의미한다. 본 실험에서는 이전의 여러 연구에서, 황산구리 수용액에서 사용되어 온 황산을 고정 전해액으로 사용하였다. 따라서 전기영동에 의한 물질전달의 효과를 이 고정전해액을 사용함으로써 무시할 수 있고, 열전달에서와 같이 확산과 대류만으로 전체 물질전달을 나타낼 수 있다. 즉,

$$N_t - N_m = N_d + N_c = \frac{(1-t_n)I}{nF} \quad (23)$$

또한, 통상적인 물질전달계수(Mass transfer coefficient),  $h_m$ 을 사용하면 아래와 같은 관계식을 얻을 수 있다.

$$N_t - N_m = h_m(C_b - C_s) \quad (24)$$

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.

$$h_m = \frac{(1-t_n)I}{nF(C_b - C_s)} \quad (25)$$

위에서 구해진 물질전달계수  $h_m$ 은 전기도금에 의한 물질전달과 열전달에서 동시에 일어나는 확산 및 대류에 의한 물질전달계수이므로 열전달계에서의 열전달계수(Heat transfer coefficient)와 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], Fenech and 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 걸어주면 양극에서는 구리이온이 생성되는 산화반응, 음극에서는 구리로 석출되는 환원반응이 일어나 음극 표면에 구리 도금이 일어난다. 즉, 구리 이온 자체가 전극반응을 통하여 다시 구리 전극으로 작용한다. 이와 같은 반응을 간략하게 나타내면 다음의 2가지의 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.

$$N_1 = h_m(C_b - C_s) \quad (26)$$

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

$$N_2 = kC_s \quad (27)$$

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

$$h_m(C_b - C_s) = kC_s \quad (28)$$

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

$$C_s = \frac{h_m C_b}{h_m + k} \quad (29)$$

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 증가시키면 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 (25)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)  $I_{\text{lim}}$  ( $\text{mA}/\text{cm}^2$ )만으로 결정될 수 있다.

$$h_m = \frac{(1-t_n)I_{\text{lim}}}{nFC_b} \quad (30)$$

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.

Figure 18은 본 실험에서 얻어진 전형적인 전류밀도-전위차 곡선이다. 그림에서 볼 수 있듯이 전위차를 계속 증가시켜도 전류값이 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 증가되지 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.

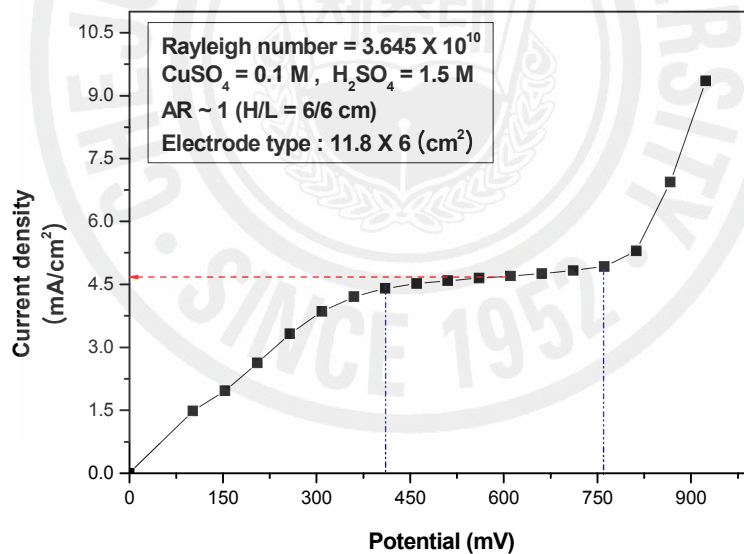


Fig. 18. Typical limiting current density curve.

### 3) 주요 무차원수 및 물성치

상사성 실험기법을 적용하여 전기도금계를 활용한 물질전달 실험으로 열전달 현상을 모사하기 위해서 물질전달 실험의 결과를 이미 알려진 열전달 상관식으로부터 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.

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

여기서  $Sc$ ,  $Ra$ ,  $Sh$ 는 주요 무차원수인 Schmidt수, Rayleigh수 및 Sherwood수를 나타낸다. 위의 무차원 수들을 구하기 위해서는 많은 물성치들이 필요하다.

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

$$\rho \text{ (g/cm}^3\text{)} = 0.9978 + 0.06406 C_{H_2SO_4} - 0.00167 C_{H_2SO_4}^2 + 0.12755 C_{CuSO_4} + 0.01820 C_{CuSO_4}^2 \quad (31)$$

$$\mu \text{ (cp)} = 0.974 + 0.1235 C_{H_2SO_4} + 0.0556 C_{H_2SO_4}^2 + 0.5344 C_{CuSO_4} + 0.5356 C_{CuSO_4}^2 \quad (32)$$

$$\mu D_{CuSO_4} \text{ (cm}^2\text{/s)} = (0.7363 + 0.00511 C_{H_2SO_4} + 0.02044 C_{CuSO_4}) \times 10^{-5} \quad (33)$$

$$\mu D_{H_2SO_4} \text{ (cm}^2\text{/s)} = (1.6691 + 0.24519 C_{H_2SO_4} + 0.96637 C_{CuSO_4}) \times 10^{-5} \quad (34)$$

$$t_{Cu^+} = (0.2633 - 0.1020 C_{H_2SO_4}) C_{Cu^{2+}} \quad (35)$$

$$t_{H^+} = 0.8156 - 0.2599 C_{Cu^{2+}} - 0.1089 C_{Cu^{2+}}^2 \quad (36)$$

위의 식들은 22 °C에서 ±0.5 % 이내의 오차로 잘 맞는다고 알려져 있다. 온도가 다른 경우에는 Chiang and Goldstein[H. D. Chiang and R. J. Goldstein, 1991]에 의해 정리된 온도에 따른 영향을 고려하여 주면 된다. 위의 물성치와 실험 조건들을 이용하면 Schmidt수, Sherwood수를 구하는 데 별 어려움은 없다. 그러나 Rayleigh수를 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.

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

$$\gamma = \frac{C_{CuSO_4}}{C_{CuSO_4} + C_{H_2SO_4}} \quad (37)$$

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

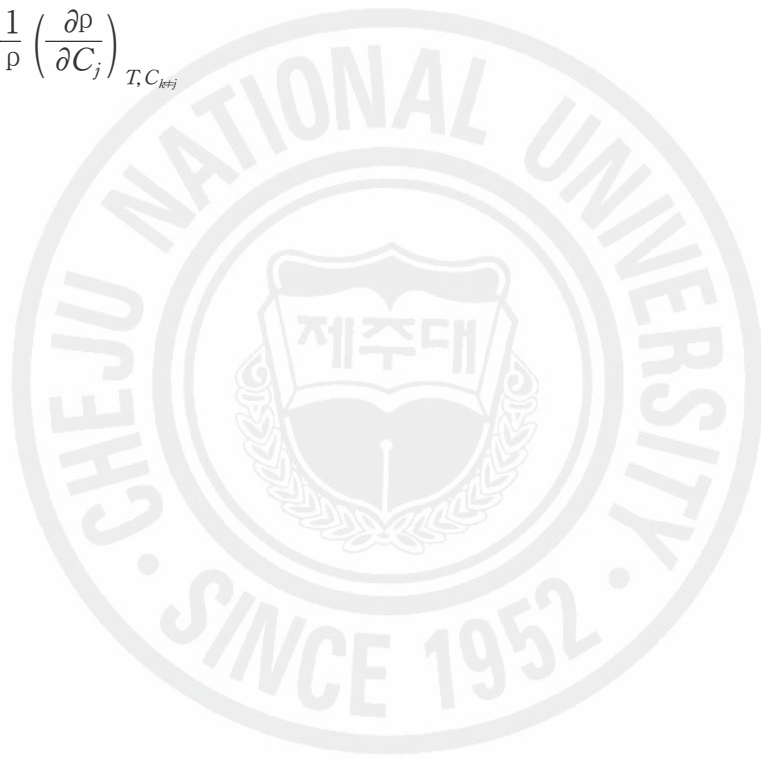
위 식으로부터  $H^+$  이온의 전기이동 효과를 고려한 밀도차이는 다음의 식으로 구할 수 있다[J. S. Newman, 1973].



$$\begin{aligned}
\frac{\rho_b - \rho_s}{\rho_b} &= \Delta C_{CuSO_4} \beta_{CuSO_4} - \Delta C_{H_2SO_4} \beta_{H_2SO_4} \\
&= \Delta C_{CuSO_4} \left[ \beta_{CuSO_4} - \frac{\Delta C_{H_2SO_4}}{\Delta C_{CuSO_4}} \beta_{H_2SO_4} \right]
\end{aligned}
\tag{38}$$

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

$$\beta_j = \frac{1}{\rho} \left( \frac{\partial \rho}{\partial C_j} \right)_{T, C_{k \neq j}}
\tag{39}$$



### Ⅲ. 실험장치 및 방법

#### 1. 예비실험(강제대류)

##### 1) 강제대류 실험 배경 및 개요

수직관내에서의 혼합대류 실험에 앞서서 수직관내에서의 한계전류 측정방법과 혼합대류에서의 비교 Nusselt 값을 얻기 위해서 강제대류 실험을 수행하였다. 한계전류 플래토우가 길고 뚜렷하게 나오는 자연대류 실험과 달리 수직관내에서의 강제대류는 상대적으로 긴 전류 안정화 시간과 양극으로 인한 기하학적 구조의 영향으로 때문에 자연대류에 비해 플래토우 구간이 짧고 측정되는 전류도 일정하지 않다. 수직관내 강제대류실험에서 전압을 인가했을 때, 전류가 안정화 되는데 수분이 소요되며 특히 높은 전압대에서는 더욱 오래 걸렸다. 그리고 열전달실험과 달리 전기도금계실험에서는 관 중심으로 양극(Anode)이 삽입되어 유체의 유동에 영향을 준다. 이러한 문제점은 수직관내 혼합대류에서도 발생된다.

일반적으로 혼합대류 실험결과를 나타낼 때에는 부력계수 ( $B_0 \sim Gr/RePr$ )와  $Nu/Nu_f$ 로 나타낸다. 이때  $Nu_f$ 는 혼합대류에서와 Reynolds 수가 동일한 강제대류에서 측정된 Nusselt 값이다.

본 연구에서는 상방향유동(Upward flow)과 하방향유동(Downward flow)에 대한 강제대류 실험을 수행하였다. 부력은 중력과 반대방향으로 작용한다. 그러므로 혼합대류 유체가 벽면으로부터 열을 받을 때 강제대류의 상방향유동은 순부력유동(Buoyancy-aided flow)이 되고, 하방향유동은 역부력유동(Buoyancy-opposed flow)이 된다.

수직관내에서의 강제대류의 열전달 상관식은 많은 학자들에 의해서 얻어졌으며, Figure 19에서 이들을 나타낸다. 강제대류에서는 부력이 존재하지 않기 때문에 상방향과 하방향 유동의 값이 같은 값을 나타내야 한다. 혼합대류에서는 부력에 의해 순부력유동과 역부력유동의 값이 다르게 나타난다.

Figure 19에서 나타난 것과 같이 강제대류 열전달 상관식에서의  $Nu$  값은 어느 정도 차이가 있으며 이는 실험범위와 장치 특성 등의 영향으로 인한 것이다.

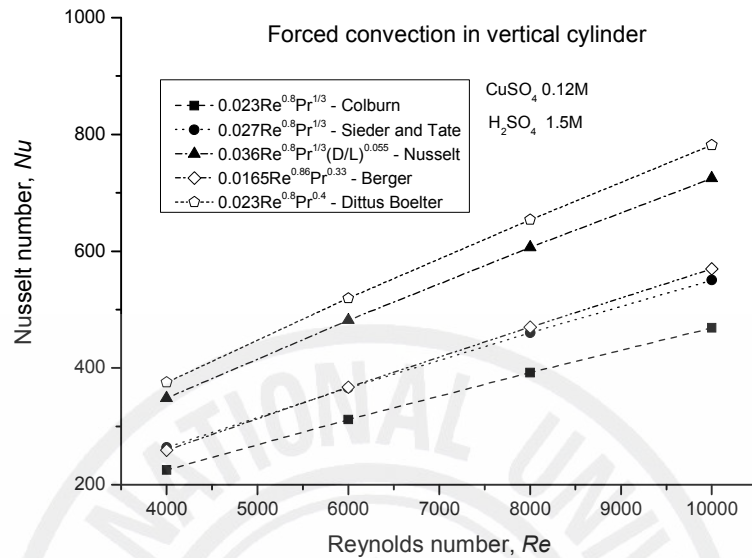


Fig. 19. Comparison with heat transfer correlations of forced convection in vertical cylinder.

## 2) 강제대류 실험 장치 구성

Figure 20에는 강제대류 실험장치 구성을 나타내었다. 실험측정부(Test section)는 아크릴관, PVC관 그리고 고무호스가 연결되었다. 그리고 실험유체가 담겨져 있는 수조, 수조의 유체를 순환시키는 펌프, 유량을 측정하기 위한 전자유량계가 실험측정부에 연결되었다. 실험측정부는 내경이 0.032m이며 외경은 0.053m인 아크릴관으로 제작되었고 3개의 구간으로 나뉘어 플랜지를 이용하여 연결되며 중간에 연결되는 아크릴관에는 그중 하나는 내경 0.032m, 외경 0.035m, 높이 0.04m인 구리관이 삽입되어 음극 역할을 하도록 하였다. 측정부의 나머지 부분은 0.02m인 PVC관으로 위 아크릴관과 연결되었다. 전자유량계는 도시바제품의 LF 600형으로 측정범위는 0~10m/s이다. 이는 입구를 PVC관에 장착되므로 유동의 방향에 따라 위치를 달리하면서 PVC관에 설치된다. 상방향유동일 경우는 실험측정부 아래에 연결된 PVC관에 위치하며, 하방향유동의 경우 실험측정부 위에

연결된 PVC관에 위치한다.

유체를 순환시키는 펌프는 LG전자사의 PM-100PM모델이 사용되었고 유량은 20L/60s이다. 고무호스로 수조와 실험측정부의 PVC관과 연결되었다.

VüPOWER사의 전원공급장치(DC Power supply - IPS-18B10)를 이용하였고, Fluke-45모델인 Dual Display Multimeter로 전류와 전압을 동시에 측정하였다. 특히 Dual Display Multimeter는 측정과 동시에 인가전압을 증가시킨 시간이 저장되며 측정치를 숫자뿐만 아니라 그래프로도 보여주기 때문에 한계전류를 찾는 데 많은 도움을 준다. 양극으로는 0.002m 구리봉이 사용되었다. 이는 실험측정부의 상단에 있는 0.002m인 홈으로 삽입되고 아크릴관 중간마다 설치된 Holder에 의해 아크릴관 중심에 위치한다.

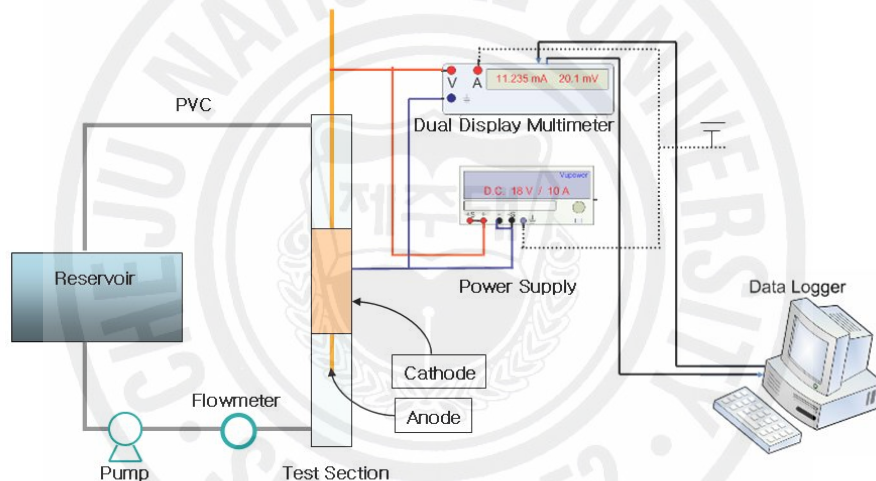


Fig. 20. The experimental equipments and system circuit in forced convection.

### 3) 실험범위행렬(Test matrix)

실험범위는 혼합대류실험에서와 동일한 Reynolds 수 4000~10000이다. 황산구리-황산 수용액의 농도 또한 혼합대류실험과 같은 0.01에서 0.2M까지 실험하였다. 아래 Table 5은 수직관내의 강제대류에 관한 실험범위행렬이다.

Table 5. Test matrix for forced convection in the vertical cylinder.

CuSO <sub>4</sub>	Sc number	Re number	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
0.01M	1956	4000	1.5M
		6000	
		8000	
		10000	
0.05M	2013	4000	
		6000	
		8000	
		10000	
0.12M	2128	4000	
		6000	
		8000	
		10000	
0.15M	2183	4000	
		6000	
		8000	
		10000	
0.2M	2282	4000	
		6000	
		8000	
		10000	

전기도금에 의한 물질전달 현상으로 열전달계를 해석할 때는 전기영동(Electric migration)에 의한 물질전달 효과를 최소화시키기 위하여 과량의 전해액을 고정액으로 사용한다. 이렇게 함으로써 수용액 내의 전해질 농도를 높여 전기장이 형성되지 않도록 하는 것이다. 황산농도는 기존 연구를 통하여 적합한 것으로 판명된 1.5M로 고정시켜 실험하였다. [Ko et al, 2006, Beak, 1994]

#### 4) 실험방법

실험방법은 전기도금계를 이용한 Analogy 실험 방법이 사용되었다. 여기서 전압을 인가하는 방법은 황산구리-황산 수용액의 농도와 유량에 따라서 2가지 방법이 사용되었다. 한계전류 플래토우는 낮은 농도의 황산구리-황산 수용액에서와 낮은 유량에서는 낮은 전압대에서 발생하며, 높은 농도의 수용액과 높은 유량에서는 높은 전압대에서 발생한다. 한계전류 플래토우가 높은 전압대에서 발생하면 실

험시간이 길어지고 음극에 석출되는 구리의 양이 증가하면 표면거칠기효과가 발생한다. 이에 따라 측정된 한계전류 플래토우에는 음극 면적이 증가한 효과가 포함되기 때문에 실험의 오차를 유발한다.

낮은 황산구리-황산 수용액과 낮은 유량에서는 0mV에서 시작하여 전압을 100mV씩 증가시면서 측정하였고, 높은 황산구리-황산 수용액과 높은 유량의 실험에서는 시작전압을 500~800mV에서 출발하여 100mV씩 방법으로 증가시키며 측정을 수행하였다. 이렇게 처음부터 높은 전압을 인가함으로써 실험시간을 단축할 수 있어 표면거칠기 효과를 피할 수 있었다.

전압인가는 Dual Display Multimeter에서 나타나는 데이터를 보며 전류가 약 20초간 큰 변화가 없다고 판단될 때마다 증가시켜주었다.

#### 5) 실험결과 및 고찰

Figure 21는 5개의 황산구리 농도에 대하여 상방향과 하방향 유동에 각각의 Reynolds 수에 따른  $Sh_H$  수를 나타낸 것이다. Figure 21에서 비교대상으로 Dittus-Boelter의 상관식을 같이 나타냈으며 식은 아래와 같다;

$$Nu=0.023Re^{0.8}Pr^{0.4}. \quad (40)$$



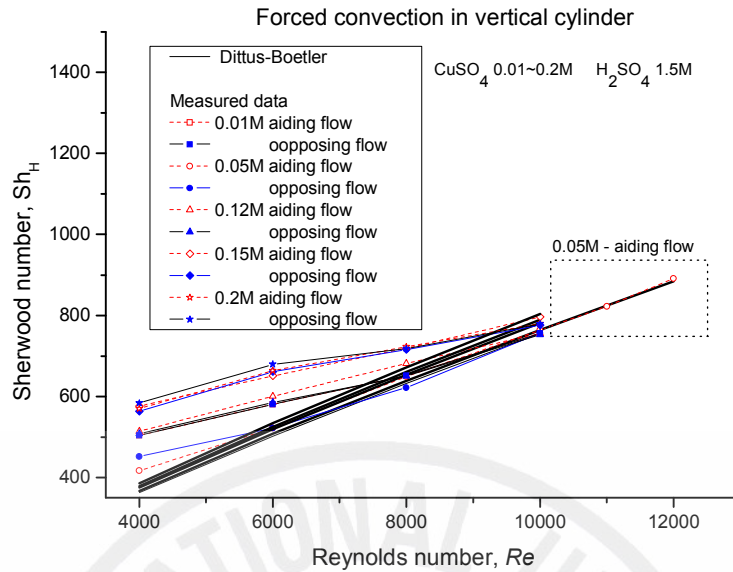


Fig. 21. Compared measured data with Dittus-Boelter's correlation :  $Re$  Vs.  $Sh$ .

Dittus-Boelter의 상관식은 실선으로 나타내었으며 몇 개의 선이 나타나는 것은 용액의 농도가 달라짐에 따라 몇 가지  $Sc$  수를 적용하였기 때문이다. Dittus-Boelter 상관식은 Prandtl 수에 대한 영향이 크지 않기 때문에 Figure 21에서 각 농도마다 그래프의 차이가 크지는 않다.

본 실험은 혼합대류의 Nusselt 수와 비교 목적으로 해당되는 Reynolds 수에 대한 강제대류의  $Nu_f$ 를 측정하는 것이다. 그럼으로부터 황산구리 수용액의 농도가 높을 때 그리고 유속이 느릴 때 열전달 상관식과의 오차가 커짐을 알 수 있다. 용액내의 황산구리 농도가 높아지면 용액내의 전해질 농도가 높아지고 훨씬 많은 구리 이온이 쉽게 음극으로 전달된다. 이에 따라서 용액의 속도가 충분치 않은 경우에도 다량의 구리이온이 음극에 공급되면서 높은 전류를 기록하고 이에 따라 Sherwood 수가 크게 나타난 것으로 판단된다. 이 경우 유속이 보다 증가하여 더 많은 구리이온이 음극에 공급된다고 하더라도 환원을 시킬 수 있는 양이 제한되므로 Reynolds 수의 증가에 따른 기울기가 상대적으로 완만하게 나타난 것으로 판단된다. 또 한가지 고려해야할 사항은 음극으로 사용된 구리표면의 거칠기 효과 그리고 음극에 환원되는 구리가 환원되는 형태도 실험결과에 영향을 미쳤을 것으

로 판단된다. 또한 Dittus-Boelter 상관식의 적용범위는  $0.7 < Pr < 160$ ,  $Re > 10000$ ,  $L/D > 60$  이므로 본 실험과의 차이가 발생한 것으로 사료된다.

Reynolds 수 8000 이상이 되면서 Dittus-Boelter의 상관식과 거의 일치하는 모습을 보인다. 이를 확인하기 위하여 실험범위행렬에는 없지만 황산구리 0.05M에서 Reynolds 수 10000~12000에 대해서 상방향유동에 관한 실험을 해보았다. 결과는 상관식과 거의 일치하는 것을 볼 수 있었다. 결론적으로 전기도금을 이용한 강제대류 실험으로부터 최소 Reynolds 수 8000 이상이 될 경우에만 Dittus-Boelter 상관식과 부합하는 강제대류에 도달하는 것으로 판단된다.



## 2. 실험장치 구성

수직관(Vertical cylinder)내 혼합대류 열전달에서 유동은 Grashof 수, Reynolds 수 그리고 기하학적 구조에 의존한다. 본 연구에서는 앞서 설명된 수직관내 혼합대류 열전달 영역 가운데, 벽면으로부터 열이 유체로 전달되는 유동문제의 열전달 현상을 상사성을 이용한 전기도급계를 이용하여 간단한 물질전달 실험으로 모사하는 것을 목적으로 하고 있다.

따라서 실험장치는 제작이 간편할 뿐만 아니라 측정 방식이 복잡하지 않은 시스템으로 구성하였다. 또한, 높은 Grashof 수를 얻기 위해서 시험부(Test section)에 삽입되는 음극 구리관의 높이를 조절할 수 있도록 설계하였다. 실험장치의 구성은 figure 22와 같다.

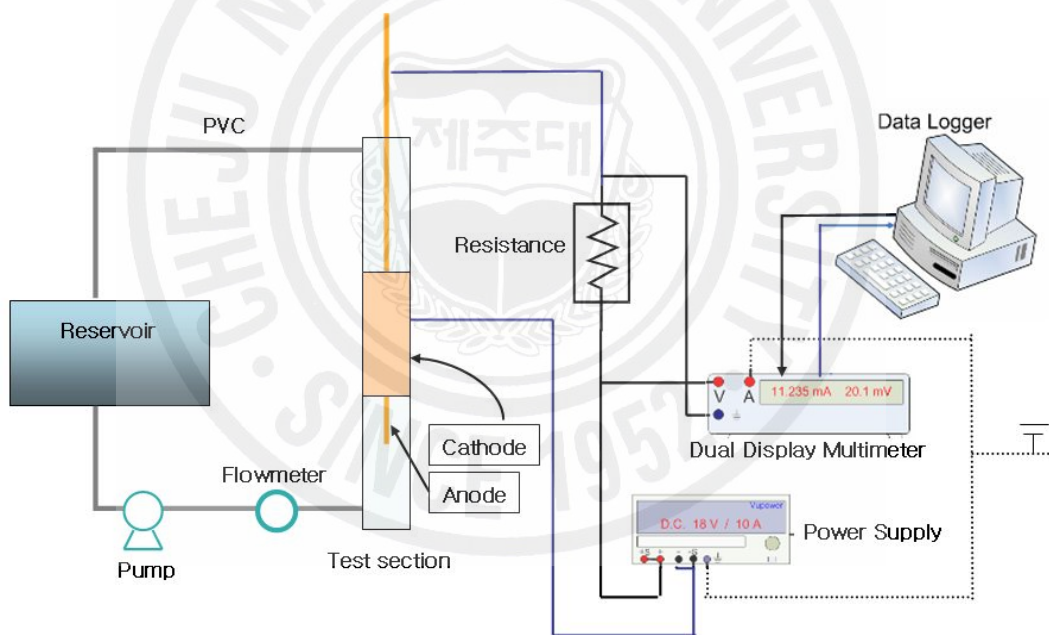


Fig. 22. The experimental equipments and system circuit in mixed convection.

수직 실린더 실험장치의 상단 또는 하단으로 펌프가 연결되어 실험장치로 향산구리 수용액을 공급한다. 펌프는 황산을 견딜 수 있는 Magnetic 펌프로 LG사

의 PM-100PM이며 공급유량은 최대 20L/min이다. 유량은 유량계에 의해 측정되는데 유로를 상단 또는 하단으로 변경함으로써 순부력유동과 역부력유동을 형성할 수 있도록 하였기 때문에 유로 변경 시 유량계 또한 위치를 변경을 하였다. 측정에 사용된 유량계는 내산성이 요구되며 도시바제품의 LF 600형으로 측정범위는 0~10m/s이다. 실험과정에서 펌프를 지난 용액이 온도가 증가하지 않도록 수조(Reservoir)에는 충분한 양의 용액이 존재하도록 하였다. 그리고 실험 전후의 수용액의 온도를 측정하였다.

수직 실린더는 3개의 구간으로 나뉜다. 구리 라이닝이 들어간 가운데 구간은 반응이 일어나는 혼합대류 반응구간이고 전후의 구간은 입구길이(Entrance length)이다. 실험장치로의 전원공급은 VüPOWER사의 전원공급장치(Power supply)가 사용되었으며, 전류 및 전압의 측정은 Fluke-45모델인 Dual Display Multimeter가 사용되었다. 실험에서 측정되는 데이터는 Dual Display Multimeter를 통해 컴퓨터로 자동 저장이 된다.

전기 도금셀에 필요한 정해진 Grashof 수(약  $6.2 \times 10^9$ )는 황산구리 몰농도와 음극 구리관의 높이를 조절하여 얻을 수 있다. 전기도금계를 이용한 실험은 실험 수행 후에 음극구리관 내벽에 구리가 도금이 된다. 따라서 실험 종료 후 음극 구리관을 재사용하기 위해서는 음극구리관에 도금이 된 구리를 사포를 이용하여 제거해야하는데 0.1m 이상의 구리관은 구리도금을 제거하기 어렵다. 이런 문제점을 해결하기 위해 figure 23와 같이 음극구리관을 여러 개로 나누어 시험부(Test section)으로 넣는 방법을 이용하였다. 이때의 구리관은 여러 종류의 크기로 제작하였고, figure 24과 같이 한쪽은 내경을 반대쪽은 외경을 깎아서 필요한 길이만큼 쌓아 올리는 방법으로 조립하였다.



Fig. 23. A kind of cathode.



Fig. 24. A joint shape of cathode.

본 실험에서는 필요에 따라 다양한 길이의 음극관이 사용 될 수 있도록 하였다. 이를 위해 아크릴 실린더에 고정전극을 두고 다양한 길이의 구리관을 여기에 장착하여 사용할 수 있도록 하였다. 고정전극으로 사용되는 0.02m의 구리관은 figure 26과 같이 빈 아크릴 실린더에 고정되며 여기에 전선이 연결된 실린더에 항상 고정된 구리관을 뺀 필요한 나머지 길이만큼의 구리관들을 figure 27와 같이 삽입한다. 구리관이 완전히 삽입된 실린더 시험부는 figure 28이다. 이런 방법을 이용하여 각각의 황산구리 수용액 농도에 맞춰 필요한 음극 구리관의 높이를 만들면서 Grashof 수를 얻었다.

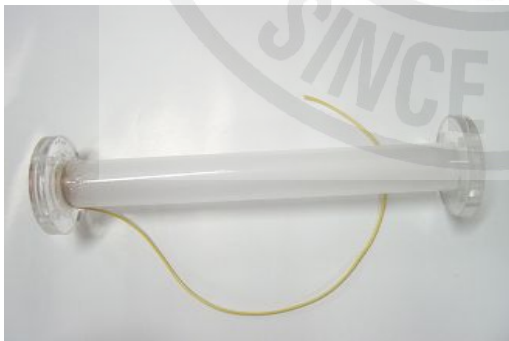


Fig. 25. The empty cylinder of test section.



Fig. 26. A 0.02m cathode settled into the test section.



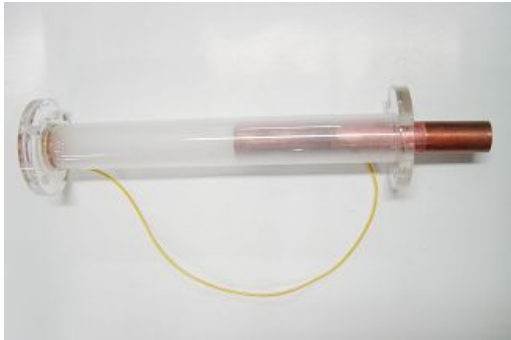


Fig. 27. The way how to enter left cathodes.

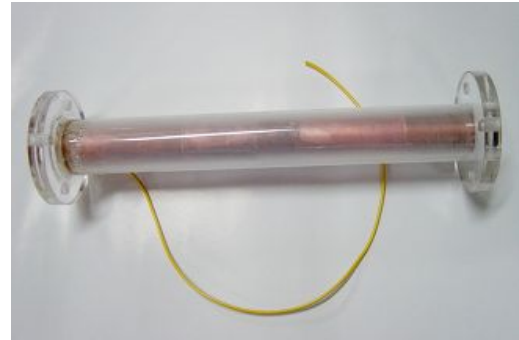


Fig. 28. The finished test section.

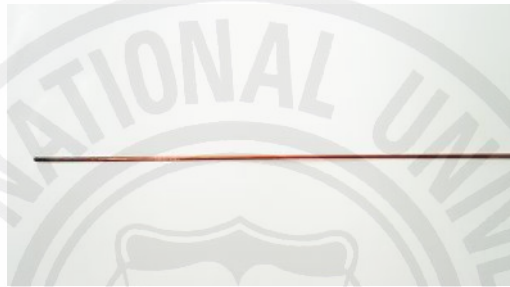


Fig. 29. The anode.

figure 29은 양극으로 사용되는 구리봉으로 두께는 0.002m이다. 구리봉은 처음 2m 길이에서 실험한 후 반응하여 없어진 구리봉의 구간은 잘라내고, 나머지 구리봉을 가지고 재사용된다. 이 구리봉은 정해진 길이만큼 실린더 내부로 삽입되는데, 길이는 음극구리관을 완전히 지나게 하기 위해서 항상 음극구리관보다 0.02m 아래로 내려오게 삽입한다. 이런 구리봉은 긴 실린더를 타고 내려오면 유체의 유동에 의해서 쉽게 움직이며 벽에 부딪히게 된다. 이런 문제를 방지하기 위해 figure 30처럼 실린더의 플랜지마다 지지대(Holder)를 설치하여 구리봉을 고정시켰다. figure 31는 구리봉이 실린더 안으로 삽입되어 지지대가 구리봉을 잡아주는 모양이다.



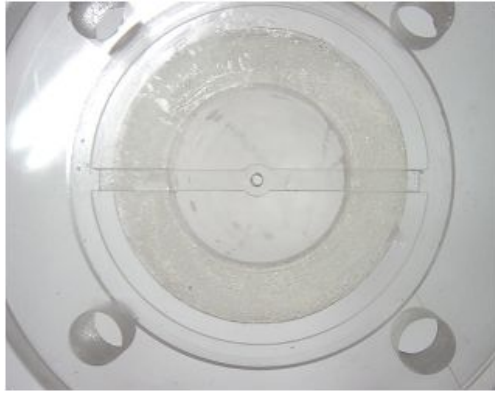


Fig. 30. The holder.

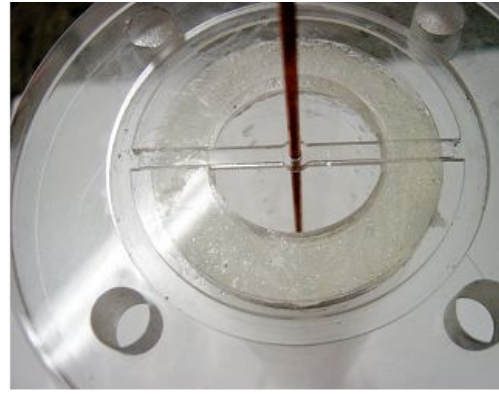


Fig. 31. After inserting an anode into the holder.

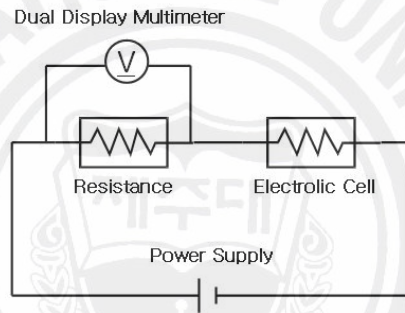


Fig. 32. The electric circuit diagram.

혼합대류의 실험은 강제대류의 실험의 경우 보다 매우 높은 전압과 전류값을 요구한다. 현재 사용하는 Multimeter는 최고 10A까지 측정이 가능하나 혼합대류의 실험에서 최대 전류값은 10A를 넘어가기 때문에 측정이 불가능하게 된다. 이 문제를 해결하기 위해서 figure 32와 같이 실험장치에 고정저항을 연결하여 그곳에서의 전압값을 측정한 후 전류로 바꿔주는 방법을 이용하였다. 사용된 저항은 1옴(5W) 10개를 병렬로 연결하여 0.1옴을 figure 34와 같이 만든 후 실험장치에 연결하였다. 병렬로 연결한 0.1옴의 저항은 저저항 측정기로 측정해본 결과 0.104옴이 나왔다. 이것은 저항과 구리선의 연결에서 마찰저항이 발생해서 생긴 것으로 사료되며, 저항 하나하나 개별적으로 측정하여 계산한 저항 값은 0.101옴이었다.



Fig. 33. A 1 ohm resistance - 5W.

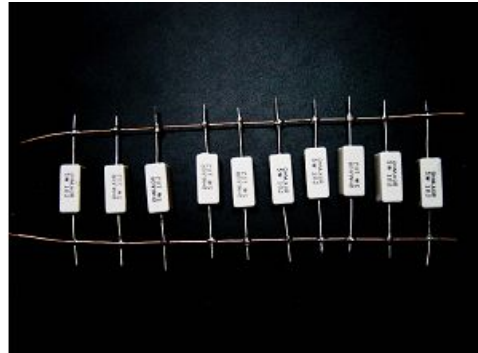


Fig. 34. The organized resistances - 0.1 ohm (50W).

다음의 figure 35는 혼합대류 실험을 Reynolds 수를 변화시키면서 측정하는 경우에 대해서 실제 수행되는 실험에 대한 사진을 나타낸다.

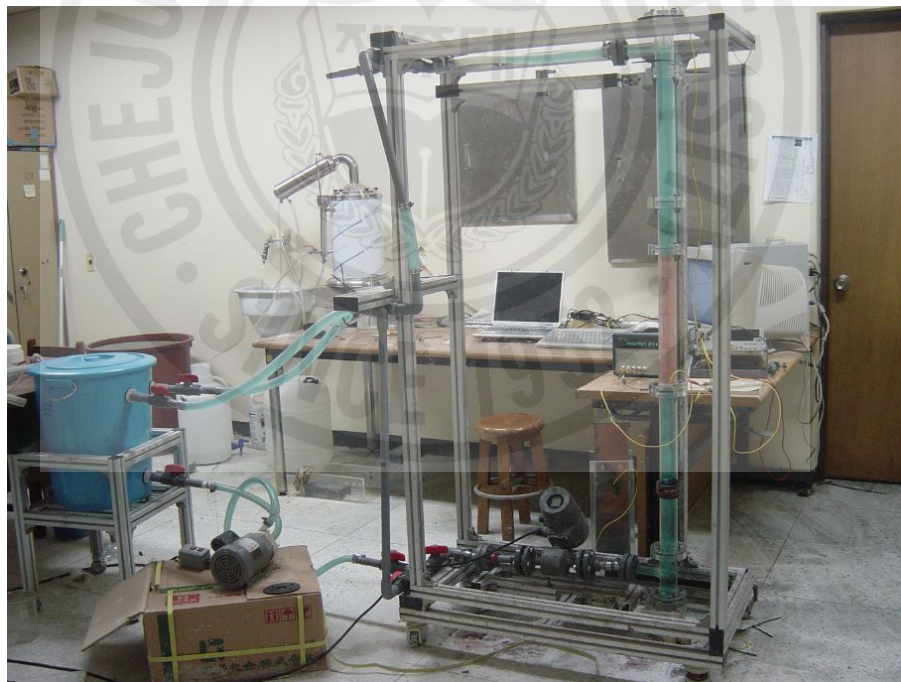


Fig. 35. The photograph of experimental set-up.

### 3. 실험방법

#### 1) 실험조건

구리 전기도금계를 이용한 수직관 내에서의 혼합대류에 대한 물질전달실험에서 변수는 크게 3가지 무차원수로 이루어진다. :  $Re$ ,  $Gr$ ,  $Pr$

이 3가지 무차원수의 조합으로 난류영역에서 혼합대류 영역을 만든다. Reynolds 수는 시험부의 실린더의 지름과 속도에 관련된다. 실린더의 지름은 고정되어 있으므로 Reynolds 수는 오직 유체의 유동 속도에만 영향을 받는다. Prandtl 수는 황산구리 농도와 황산의 농도에 의해서 영향을 받지만, 전기영동 효과를 억제하기 위해서 황산의 농도는 1.5M로 고정되었기 때문에 오직 황산구리 농도에 의해 지배된다. 마지막으로 Grashof 수는 황산구리 농도와 음극 구리관의 높이로 조절된다.

난류 혼합대류 영역에 도달하기 위해서 여러가지 변수들이 조합된다. 그러나 실험 중 혹은 실험 준비에서 기하학적 구조와 유체를 바꾸는 것은 쉽지 않기 때문에 본 실험에서는 Grashof 수와 Prandtl 수를 고정으로 하고 Reynolds 수를 변화시키는 방법을 선택하였다. 문헌조사에 의하면 Grashof 수  $3 \times 10^5$ 에서  $7 \times 10^6$ 까지와 Reynolds 수 4000에서 10,000까지가 난류 혼합대류가 나타나는 영역임을 알 수 있다.

#### 2) 실험절차

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

- ① 음극 구리관을 사포 #1000을 이용하여 구리관에 광택이 나도록 닦고 증류수를 이용하여 깨끗이 씻어낸다.
- ② 양극 구리봉을 시험부 위로 삽입하고, 지지대에 끼워 고정시킨다. 이때 정해진 길이만 삽입한다.
- ③ 원하는 Grashof 수에 해당하는 높이의 구리관을 실린더에 삽입하여 실험장치

에 연결한다.

- ④ 음극과 양극에 각각 전원공급장치를 연결시킨다.
- ⑤ Test section에 모두 연결되면 펌프와 연결된 모든 밸브를 개방한다.
- ⑥ 펌프 스위치를 켜고 실험유체를 순환시킨다. 이때 역부력유동인 경우 지지대에 기포가 맺히므로 유량을 4L/min까지 줄여 기포가 모두 위로 올라와서 사라질 때까지 대기한다. 기포가 사라지면 다시 밸브를 개방하여 유체를 계속 순환시킨다.
- ⑦ 유동이 안정화되면 원하는 Reynolds 수에 맞추어 밸브를 조절한다.
- ⑧ 전원공급장치와 Dual Display Multimeter의 전원을 켜는다.
- ⑨ 2~3분 기다린 후 전압을 인가한다. 초기 전압은 1V로 하고, 100mV씩 전압을 증가시킨다. 전압은 전류가 수 십초 동안 변화가 없을때 증가시킨다.
- ⑩ Multimeter가 컴퓨터상에 표시되는 전압을 관찰하다 한계전류 플래토우를 지나 전류가 계속 상승하는 구간이 발생하면 실험을 중단한다.

### 3) 전압인가방법

전기도금계를 이용한 상사실험 방법에서는 양극에서 생성된 구리이온이 음극으로 전달되어 환원되면서 측정되는 전류의 양이 열전달 양을 나타내게 된다. 모용액(Bulk fluid)에서 구리이온의 농도는 황산구리의 몰농도를 통하여 구할 수 있으나 음극표면에서의 구리이온 농도는 측정하기 어렵다. 이러한 한계를 극복하기 위하여 한계전류기법을 사용한다.

전기도금 실험에서 실험시간이 증가하면 음극에 석출되는 구리로 인하여 음극의 표면적이 증가하고(표면 거칠기 효과) 음극에서의 나뭇가지 형태의 석출(Dendritic deposit)이 발생하기도 한다. 이러한 경우 음극의 표면적을 알 수 없게 되기 때문에 계산된 전류밀도값에 오차를 유발하게 된다. 따라서 전기도금계를 이용한 실험에서 한계전류를 측정할 때까지 시간을 단축하는 것은 매우 중요하다.

전압인가방법의 목적은 실험시간을 줄임으로써 표면 거칠기 효과를 억제하고 실험결과의 오류를 최대한 억제하는데 있다. 전압인가방법은 특별하게 정해진 규칙은 없으며 실험수행과정에서의 경험칙이 사용된다.

실험을 통하여 일정한 황산구리 몰농도에서 Reynolds 수가 낮을수록 낮은 전압대에서 한계전류 플레토우가 발생하는 것을 알았다. 따라서 어느 한 농도에서 실험을 수행할 때, 가장 낮은 Reynolds 수부터 실험을 시작한다. 그보다 높은 Reynolds 수의 실험에서는 이전 실험에서의 한계전류 플레토우 직전 전압대를 초기 전압으로 설정하고 그 후 전류가 안정화 되면 100mV씩 전압을 증가시켜 준다. Figure 36에서는 혼합대류 실험의 예로 하나의 정해진 몰농도에서의 실험결과를 앞서 설명한 방법을 이용하여 얻어진 데이터를 나타낸 것이다.

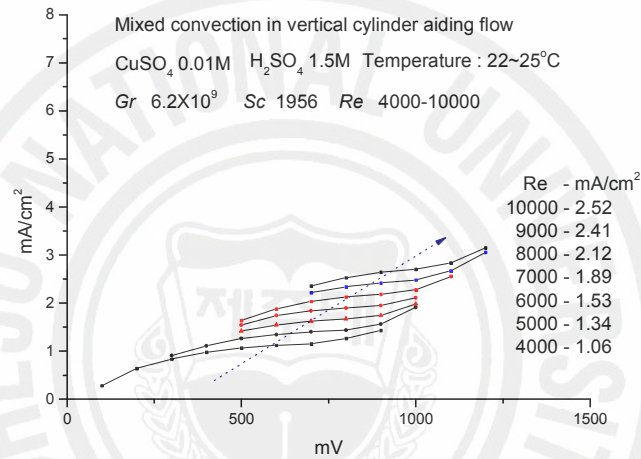


Fig. 36. Typical limiting current curves following  $Re$  at  $CuSO_4$  0.01M.

Figure 36은 혼합대류 순부력유동에서 0.01M 황산구리 수용액에서 각 Reynolds 수에서 따라 측정된 한계전류 곡선이다. 한계전류 플레토우는 Reynolds 수가 증가하면서 전류밀도 값도 증가하며 또한 나타나는 전압대도 증가함을 보인다.



#### IV. 실험결과 및 고찰

본 장에서는 실험결과를 제시하였고 난류 혼합대류 순부력유동과 역부력유동에서 나타나는 부력계수에 따른 열전달 거동이 질량전달계를 활용한 상사실험을 통해서도 관측되는 것을 확인하였다.

대부분의 혼합대류 열전달 실험에서는 전극의 높이를 고정시키고 제어변수로 열속을 조절하는데 반하여 상사실험의 경우 경계조건은 등온조건으로 구현할 수 밖에 없기 때문에 제어변수로 황산구리의 농도와 전극의 높이를 사용하였다. 아직 까지 혼합대류 열전달은 절대값을 비교할만한 수준으로 충분히 이론적으로 정립되지 않았으며 강제대류와 자연대류가 기하구조에 따라서 열전달계수에 미치는 영향이 다르기 때문에 적절한 척도상관식을 찾기도 어려운 상황이다. 따라서 본 연구와 절대치 비교가 가능한 실험자료를 찾을 수 없는 상황이기 때문에 본 연구와 실험영역이 가장 근접한 Y. Parlattan et al. (1996)의 실험결과와 비교하였다.

본 장에서는 J. D. Jackson이 수직원관에서 혼합대류 거동을 기술할 때 정의한 부력계수를 사용하였다.  $B_o = 8 \times 10^4 \frac{Gr}{Re^{3.425} Pr^{0.8}}$

##### 1. 실험범위와 실험범위행렬(Test matrix)

본 실험에서 전해질 용액으로는 0.01~0.2M의 황산구리 수용액에 1.5M의 황산을 안정화 전해질(Supporting electrolyte)로 사용하였다. 이 황산구리 농도와 황산의 농도에 의해 계산된 Schmidt 수는 1956~2282이다. Grashof 수는 약  $6.2 \times 10^9$ 로 고정하였으며, 이 수치는 Y. Parlattan et al. (1996) 연구에서 사용한 물성치를 이용하여 얻은 값이다. 이는 음극 구리판의 높이, 황산구리 농도와 황산의 농도에 의해 계산되었다. 본 실험에서 Reynolds 수는 4000에서 10,000까지 변화시켰다.

다음의 Table 6은 실험에 해당되는 실험범위행렬이다.



Table 6. Test matrix for mixed convection in vertical cylinder.

CuSO <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Height of electrodes (m)	Sc	Gr × 10 <sup>9</sup>	Re	B <sub>o</sub>
0.01M		0.89	2282	6.346	4000	0.533
					5000	0.248
					6000	0.133
					7000	0.078
					8000	0.049
					9000	0.033
0.05M		0.53	2183	6.354	4000	0.525
					5000	0.244
					6000	0.131
					7000	0.077
					8000	0.048
					9000	0.032
0.12M	1.5M	0.40	2128	6.082	4000	0.487
					5000	0.226
					6000	0.121
					7000	0.071
					8000	0.045
					9000	0.030
0.15M		0.38	2013	6.277	4000	0.498
					5000	0.232
					6000	0.124
					7000	0.073
					8000	0.046
					9000	0.031
0.2M		0.35	1956	6.226	4000	0.480
					5000	0.223
					6000	0.119
					7000	0.070
					8000	0.044
					9000	0.029
					10000	0.020

## 2. 순부력유동 (Aiding flow)

강제유동의 방향이 부력과 같은 방향인 상방향, 순부력유동을 Table 5에 제시한 범위에 대하여 실험을 수행하였다. 이미 혼합대류의 이론에서 설명한 것과 같이 순부력유동은 부력계수가 작을 때는 강제대류의 지배하에 있다가 Grashof 수가 커지거나 Reynolds 수가 작아지면서 Nusselt 수는 강제대류에 비해 감소한다. 그러나 부력계수가 증가하여 임계점을 지나면 혼합대류 Nusselt 수는 상승하고 강제대류의 Nusselt 수를 상회하게 된다.

### 1) $Re$ 수에 따른 비교

큰 Reynolds 수에 대하여 혼합대류 순부력유동은 자연대류의 영향이 강제대류에 비해 약하기 때문에 강제대류의 효과만 나타난다. 그러나 일정한 Grashof 수에 대해서 Reynolds 수를 줄이면 자연대류의 영향이 증가하여 혼합대류 거동에 영향을 미치기 시작하며, Nusselt 수는 강제대류의 Nusselt 수보다 낮아지기 시작한다. 본 실험의 결과 이 임계 Reynolds 수는 8000에서 나타났다. Figure 37은 대표적인 예로써 황산구리 농도 0.12M에서의 순부력유동에서 측정된 데이터와 강제대류의 데이터를 비교한 것이다.

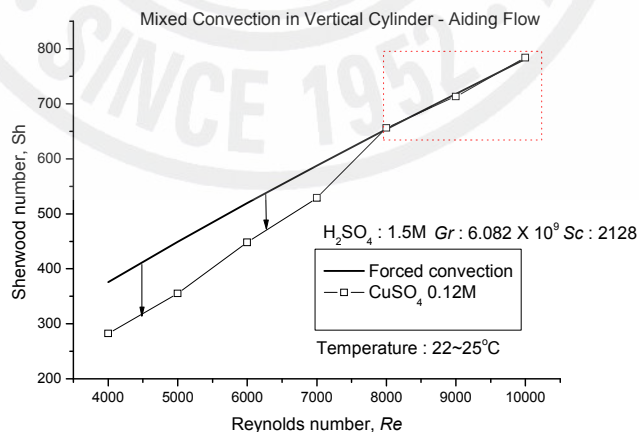


Fig. 37. Comparison aiding mixed convection with forced convection in vertical cylinder at  $CuSO_4$  0.12M.

Figure 37에서 혼합대류의 실험결과 개 사각형은 Reynolds 수가 8000 이하로 줄면 강제대류의 Sherwood 값보다 점점 더 작아지는 것을 보여준다. 실험을 통하여 강제대류 크기를 나타내는 Reynolds 값이 작아지면서 자연대류의 영향이 커지는 것 확인 할 수 있었다.

## 2) $B_o$ 수에 따른 비교

Figure 2는 황산구리 수용액 농도 0.01~0.2M에 대하여 Reynolds 수를 4000에서 10000까지 변화시키면서 수행한 실험 결과를 하나의 그림으로 나타낸 것이다.

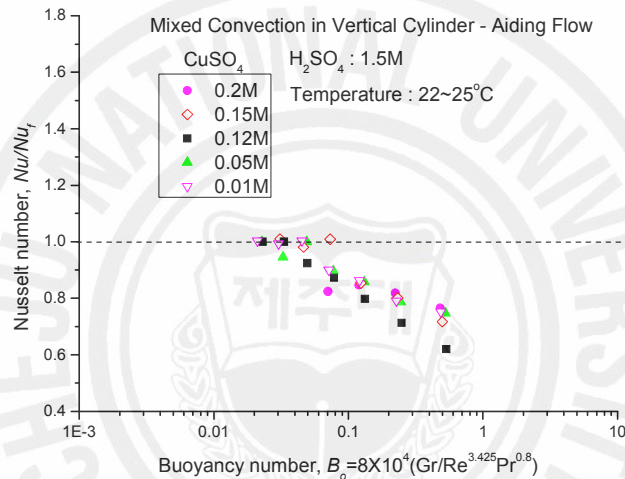


Fig. 38 Test results for measuring data of mixed convection - aiding flow in vertical cylinder.

Figure 38에서 부력계수가 증가하면  $Nu/Nu_f$ 는 감소하는 것을 확인할 수 있다. 그러나 혼합대류에서 순부력유동의 특징인,  $Nu/Nu_f$ 가 감소 후 상승하는 거동은 이 그림에서 나타나지 않았다. 이런 결과가 나온 이유는 본 실험의 물질전달계에서는 열전달계의 Prandtl 수에 해당하는 Schmidt 수가 2000에 달하기 때문에 Grashof 수와 Reynolds 수를 같게 한 경우  $B_o$ 가 상대적으로 줄어들기 때문이다.

물질전달실험으로는 Schmidt 수(Prandtl 수)를 열전달 실험에서 사용되는 유체 만큼 줄일 수 없기 때문에 다른 무차원수 Grashof 수를 크게 하여 열전달 실험과 부력계수를 일치시켜 실험을 하였다. 실험은 고정된 황산구리 농도 0.12M에서

Grashof 수를 증가시키며 수행하였으며 Table 7는 이 실험의 실험범위행렬을 내었다.

Table 7. Test matrix for mixed convection  
- aiding flow with increased  $Gr$  in vertical cylinder.

CuSO <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Height of electrodes (m)	$Sc$	$Gr \times 10^{10}$	$Re$	$B_o$
0.12M	1.5M	0.89	2128	6.699	4000	5.365
		0.79		4.685		3.752
		0.69		3.122		2.500
		0.59		1.952		1.563
		0.49		1.118		0.895
		0.39		0.563		0.451

이 실험에서 적용되는 부력계수는 0.451에서 5.365까지이며, 열전달 실험에서는 부력계수 0.01에서 약 4까지의 범위에 포함된다.

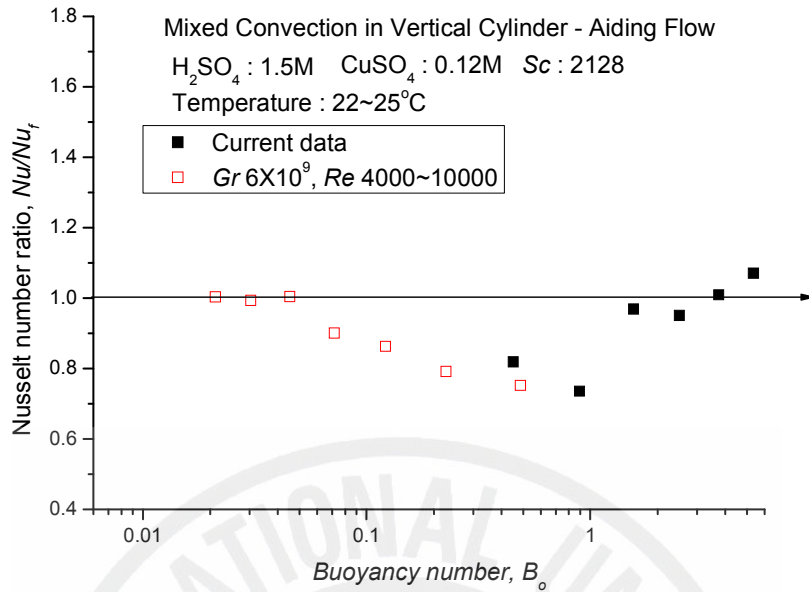


Fig. 39. Test results for  $H_2SO_4$  0.12M,  $Re$  4000,  $Gr$  various (■) with previous results of  $Gr$   $6 \times 10^9$  (□).

Figure 39에서 폐 사각형(Solid square)로 된 실험결과는 Table 6에 대한 실험 결과를 나타내며 개 사각형(Open square)로 나타낸 실험결과는 Figure 38에 나타내었던 황산구리 수용액 0.12M의 실험결과이다. 부력계수가 1을 넘어가면서  $Nu/Nu_f$ 가 증가하는 현상이 나타난다. 그리고 부력계수가 4를 넘어가면서  $Nu/Nu_f$ 가 1을 넘어가서 자연대류의 지배 영역으로 들어가는 것을 확인 할 수 있었다. 따라서 실험을 통하여 순부력유동 실험에서 상승하는 구간이 나오지 않은 것은 실험유체의 Schmidt 수가 열전달실험의 것보다 매우 컸기 때문이라는 것을 확인하였다.

논문에서 나머지 농도에 대해서 더 실험을 하지 못했다. 왜냐하면 낮은 농도에서의 실험은 Grashof 수를 더 높이기 위해서는 음극 구리관의 높이를 0.89m에서 더 높여야 하는데 제한된 실험공간에서 제작이 힘들고, 황산구리 농도가 높아질수록 한계전류의 측정이 잘 되지 않았다. 또한 높은 농도와 높은 Grashof 수의 실험은 높은 인가전압과 측정되는 전류의 값이 더 높아지기 때문에 현재 측정장치의 범위에서도 벗어나는 문제점이 있었다. 그렇기 때문에 이 논문에서 0.12M의

농도에서만 실험을 수행하였고, 앞으로 낮은 농도에서 높은 Grashof 수에서의 실험과 높은 농도의 실험은 더 많은 연구를 통해 확인해 볼 필요가 있다.





### 3. 역부력유동 (Opposing flow)

혼합대류에서 역부력유동의 Nusselt 수는 순부력유동의 경우와 달리 임계 부력계수를 지나면 강제대류 Nusselt 수보다 항상 큰 값을 가진다. 그렇기 때문에 혼합대류 영역을 이 임계점을 기준으로 하여 그 이상부터 모두 혼합대류라 한다. 역부력유동에 대해서도 순부력유동과 같이 Table 5의 실험범위행렬과 같은 범위에 대하여 실험을 수행하였다.

#### 1) $Re$ 수에 따른 비교

혼합대류 역부력유동도 순부력유동과 같이 큰 Reynolds 수에서는 자연대류의 영향이 강제대류에 비해 미약하기 때문에 강제대류의 효과만 나타난다. 그러나 일정한 Grashof 수에 대해서 Reynolds 수를 감소시키면서 자연대류의 영향이 혼합대류 거동에 미치기 시작하며, 임계 Reynolds 수를 지날 때부터 역부력유동을 혼합대류라 한다. 역부력유동에서 혼합대류의 Nusselt 수는 강제대류의 Nusselt 수보다 항상 크다. 실험의 결과 이 임계 Reynolds 수는 8000에서 나타났다. Figure 4에서 대표적인 예로 황산구리 농도 0.12M에서의 순부력유동에서의 측정 데이터와 강제대류의 데이터와 비교하여 나타내었다.

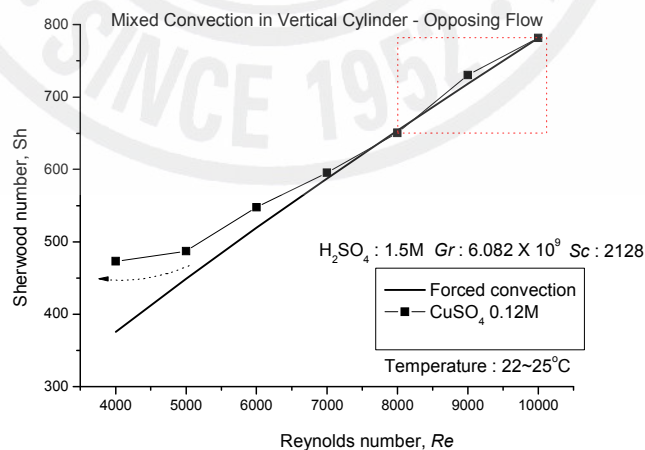


Fig. 40. Comparison opposing mixed convection with forced convection in vertical cylinder at  $CuSO_4$  0.12M.

Figure 40는 황산구리 농도 0.12M에서 고정된 Grashof 수에 대해서 Reynolds 수를 변화시키며 측정한 데이터이다. Reynolds 수 8000에서 10000까지는 거의 강제대류와 일치한다.  $Re$  7000보다 낮아지면서 혼합대류의 Sherwood 값은 커지며  $Re$  5000부터는 그 차이가 더 커진다.

## 2) $B_o$ 수에 따른 비교

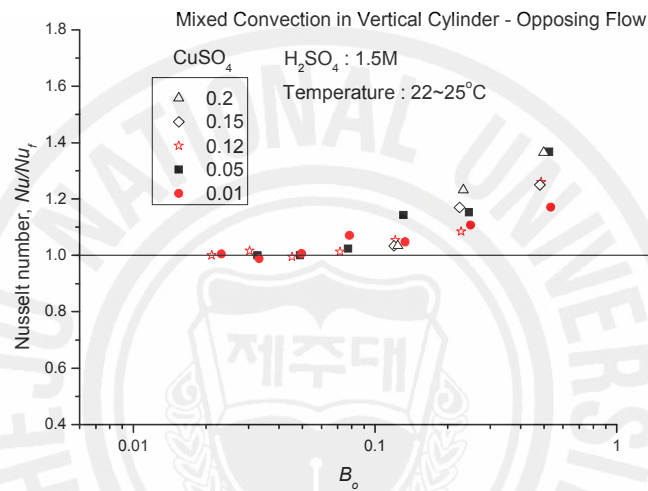


Fig. 41. Test results for measuring data of mixed convection - opposing flow in vertical cylinder.

Figure 41는 수직관내 혼합대류에서 역부력유동에 대한 황산구리 농도 0.01에서 0.2M까지의 실험결과 데이터를 나타낸다. 부력계수가 0.4를 지나면서  $Nu/Nu_f$ 가 1보다 커지는 현상을 볼 수 있다. 부력계수가 높아질수록 측정 데이터의 오차가 커짐을 보인다. 높은 황산구리 농도에서와 높은 Reynolds 수에서 순부력유동보다 많은 실험 오차가 발생하였다. 특히 Figure 6에 나타난 것과 같이 높은 황산구리 농도(0.12~0.2M)에서의 높은 Reynolds 수에서는 한계전류 측정이 안 되는 문제도 발생하였다.

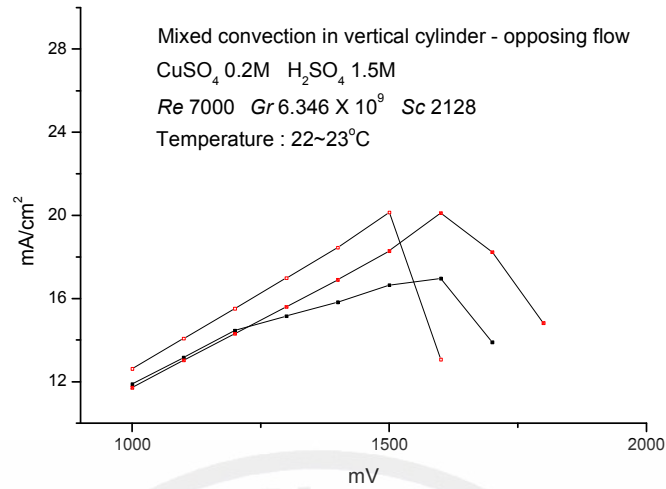


Fig. 42. Measured data of mixed convection opposing flow at  $Re$  7000 in vertical cylinder.

Figure 42는 황산구리 0.2M에서  $Re$  7000에서 3번의 실험 측정 데이터를 나타낸다. 농도가 높고 특히 높은 Reynolds 수에서의 한계전류 측정 실험은 Figure 42와 같이 어느 전압대로 증가되면 갑자기 전류밀도가 계속 하강하는 현상이 발생된다. 이와 같은 현상이 발생하는 이유는 아직 밝혀지지 않았다. 전기화학과 관련한 문헌연구 및 실험적 관측을 토대로 추론되는 것은 이 현상이 나뭇가지 형태의 구리석출(Dendritic deposit)과 관련이 있을 것이라는 것이다. 즉 구리이온의 환원이 음극 표면의 돌출부에서 주로 이루어지기 때문에 돌출부에서 나뭇가지가 성장하듯이 구리의 환원이 발생된다. 성장하는 구리들이 시간이 지나면서 서로간에 연결이 되며 박막형태로 변하게 된다. 구리이온의 농도가 높은 경우 이렇게 환원된 구리는 음극과의 사이가 벌어지면서 음극과 전기적 접촉이 불안한 박막(Foil) 형태로 붙어있기도 하다. 실험종료 후 음극에 환원된 구리를 제거하는 과정에서 구리 박막이 손쉽게 떨어지는 현상이 관측되기도 한다. 음극과 박막을 연결하는 부분이 박막면에 비하여 좁을 경우 많은 구리이온을 석출시키기에 충분한 전류가 흐르지 못할 경우에도 이런 현상이 관측될 것으로 사료된다.

#### 4. 기존 데이터와의 비교

기존의 데이터들과의 비교는 Y. Parlatan의 데이터와 비교하였다. Y. Parlatan을 포함하여 혼합대류 실험에 관한 문헌들은 균일열속(UHF : Uniform heat flux)의 상황에서의 실험 결과이다. 또한 이들 실험에서는 Grashof 수에서 길이 척도로 높이가 아닌 관의 지름(D)을 사용하였다. 그러나 본 실험은 물질전달계를 사용하므로 등온조건(CWT : Constance wall temperature) 상태에서 실험이 수행되어야 하므로 길이척도를 높이(L)로 사용하여 제어하였다. 따라서 본 실험에서의 Grashof 수를 다른 문헌의 값들과 직접 비교하는 것은 어렵다.

실험에 사용된 물성치를 이용하여 Grashof 수의 기준을 높이(L)로 교체하여 본실험에서 같은  $Gr_L$ 을 만들기 위해 문헌조사를 하였다. 많은 문헌 가운데 오직 Y. Parlatan의 문헌만이 자세한 물성치와 실험범위를 공개하였기 때문에 비교자료로써 선택되었다. 문헌을 통해 얻어진  $Gr_L$ 은  $6.2 \times 10^9$ 이며 실험에서는 위와 같은 값을 구현하기 위해 시험부의 높이와 황산구리 농도를 조절하였다.

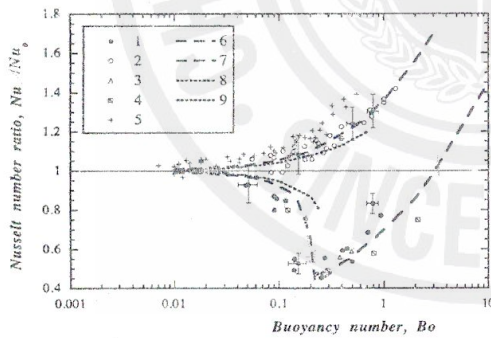


Fig. 43. Y. Parlatan's data : Heat transfer with aiding and opposing mixed convection in vertical cylinder.

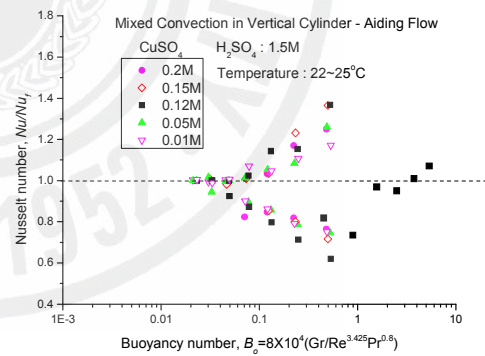


Fig. 44. Current experimental data.

Figure 43은 Y. Parlatan의 문헌의 데이터로써 수직관내 혼합대류에서 순부력 유동과 역부력유동을 동시에 같은 그림에 나타낸 것이다. 이때의 부력계수 역시

$B_o = 8 \times 10^4 \frac{Gr}{Re^{3.425} Pr^{0.8}}$  이다. Figure 44는 본 실험의 순부력유동과 역부력유동의 실험 데이터를 같은 그림에 나타낸 것으로 그래프의 범위를 Y. Parlattan의 그림과 동일하게 나타내었다. 두 개의 그림을 비교해볼 때, 순부력유동에서는 부력계수가 동일하게 0.01부터 4까지, 역부력유동에서는 0.03~0.04 근처에서 혼합대류가 발생하기 시작한 것을 알 수 있다. 하지만 순부력유동에서 하강하다 상승하는 부력계수 구간은 본 실험측정값이 Y. Parlattan 보다 약 0.3~0.4 큰 0.5~0.7에서 나타나 조금 달랐다.



## V. 결 론

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 수직관내에서의 혼합대류 열전달 현상에 대한 전기도금 실험결과를 열전달 상관식과 비교함으로써 상사성 실험방법론에 대한 타당성 및 적용가능성을 모색하였다.

예비실험으로써 강제대류 실험은 혼합대류 실험결과와 비교 목적으로 같은 크기의 Reynolds 수에 따라 수행되었다. 강제대류 실험 결과로써 Reynolds가 8,000 이상부터 기존 열전달 상관식과 거의 일치하는 것을 확인하였다. 그리고 실험용액의 황산구리의 농도가 높거나 Reynolds 수가 8,000 이하에서는 열전달에서 Sherwood 수보다 큰 Sherwood 수가 나타나는데 이는 높은 황산구리 농도에서 쉽고 더 많은 구리이온이 음극 구리로 전달되기 때문에 오차가 발생한 것으로 판단된다. 또한 비교 강제대류 열전달 상관식인 Dittus-Boelter 상관식의 실험범위가  $0.7 < Pr < 160$ ,  $Re > 10000$ 이기 때문에, 이 범위를 벗어난 것도 오차의 원인으로 판단된다.

본 혼합대류 실험의 범위는  $1956 < Sc < 2128$ ,  $4000 < Re < 10000$ ,  $6.0 \times 10^9 < Gr_L < 6.3 \times 10^9$ 이다. 이 범위는 비교 열전달실험에서 Reynolds 수와 Grashof 수만을 일치시킨 것으로 Schmidt 수의 범위 차이는 있었다. 따라서 부력계수에서 차이가 있었고, 혼합대류 상방향유동에서의 거동의 특징을 모두 볼 수 없었다. 이 문제를 해결하고자 Reynolds 수와 Schmidt 수를 고정하여, Grashof 수를 높여 열전달에서의 실험 부력계수와 일치시켜 실험을 수행하였다. 결과로써



순부력유동과 역부력유동에서의 데이터가 열전달의 거동과 매우 일치하는 것을 확인할 수 있었다. 역부력유동에서는 부력계수 ( $B_o = 8 \times 10^4 \frac{Gr}{Re^{3.425} Pr^{0.8}}$ )가 0.4부터 혼합대류 거동이 나타났으며, 순부력유동에서는 부력계수 0.4에서 시작하여 4까지 혼합대류 거동이 나타났다. 이 혼합대류 현상이 나타나는 범위는 열전달에서의 혼합대류 발생범위와 거의 일치한다. 그러나 실험의 문제점으로는 높은 황산구리농도 실험에서 한계전류의 측정이 어렵다는 것이다. 이는 음극표면에서의 구리석출 과정에서 생기는 문제로 사료되며, 아직 정확한 이유는 발견되지 않았다.

전기도금계를 활용하여 혼합대류 현상을 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 고온가스로와 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 고온가스로에 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. Bejan, *Heat Transfer*, New York, John Wiley & Sons, INC., 1993.

A. Bejan, "Note on Gill's Solution for Free Convection in a Vertical Enclosure," *J. Fluid Mech.*, Vol. 90, pp. 561-568, 1979.

A. E. Gill, "The Boundary Layer Regime for Convection in a Rectangular Cavity," *J. Fluid Mech.*, Vol. 26, pp. 515-536, 1966.

A. F. J. Smith and A. A. Wragg, "An Electrochemical Study of Mass Transfer in Free Convective at Vertical Arrays of Horizontal Cylinders," *Journal of Applied Electrochemistry*, Vol. 4, pp. 219-228, 1974.

A. Steiner, On the reverse transition of a turbulent flow under the action of buoyancy forces, *J. Fluid Mech.* Vol. 47, part 3, pp. 503-512, 1971.

B.P. Axcell and W.B. Hall, Mixed convection to air in a vertical pipe. Proc. 6<sup>th</sup> Int. Heat Transfer Conference, Toronto, Canada, 1978.

B. S. Petukhov and A. F. Polyakov, Heat transfer in turbulent mixed convection, B.E. Launder, ed. Hemisphere, New York, 1988.

B. Zeldin, F. W. Schmidt, Developing Flow with Combined Forced - Free

Convection in an Isothermal Vertical Tube, *Journal of Heat Transfer*, 211–223, 1972.

C. R. Wike and C. W. Tobias, et al., "Free-Convection Mass Transfer at Vertical Plates," *Chemical Engineering Progress*, 49, No. 12, pp. 663–674, 1953.

D. D. Joye and M. J. Wojnovich, Aiding and opposing mixed-convection heat transfer in a vertical tube: loss of boundary condition at different Grashof numbers, *Int. J. Heat and Fluid Flow* Vol. 17, pp. 468–473, 1996

D. E. Cormack, L. G. Leal and J. H. Seinfeld, "Natural Convection in a Shallow Cavity with Differentially Heated End Walls," Pt. 2, Numerical Solution, *J. Fluid Mech.* Vol. 65, Pt. 2, pp. 231–246, 1974.

D. W. Pepper and S. D. Harris, "Numerical Simulation of Natural Convection in Closed Containers by a Full Implicit Method," *J. of Fluid Eng.*, Vol. 99, pp. 649–656, 1977.

E. J. Fenech and C. W. Tobias, "Mass Transfer by Free Convection at Horizontal Electrodes," *Electrochimica Acta*, Vol. 2, pp. 311–325, 1960.

E. R. G. Eckert and W. O. Carlson, "Natural Convection in an Air Layer Enclosed by Two Vertical Plates with Different Temperature," *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 2, pp. 106–120, 1961.

G. K. Batchelor, "Heat Transfer by Free Convection across a Closed Cavity between Vertical Boundaries at Different Temperature," *Appl. Math*, Vol. 12, pp. 209–233, 1954.

G. Murphy, *Similitude in Engineering*, New York, Ronald Press, 1950.

G. S. Shiralkar and C. L. Tien, "A Numerical Study of Laminar Natural Convection in Shallow Cavities," *J. Heat Transfer*, Vol. 103, pp. 226-231, 1981.

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. Tanaka, S. Maruyama and S. Hatano, Combined forced and natural convection heat transfer for upward flow in a uniformly heated, vertical pipe, *Int. J. Heat transfer*, Vol. 30, No. 1, pp. 165-174, 1986.

I. Catton, "Natural Convection in Enclosures," *Heat Transfer*, Vol. 6, pp. 13-43, 1978.

J. H. Jang, et al, "Basic Study on High Temperature Gas-cooled Reactor Technology for Hydrogen Production," RR-2435, Korea Atomic Energy Research Institute, 2003.

J. K. Li, "Studies of Buoyancy-influenced Convective Heat Transfer to Air in a Vertical Tube," Ph. D. Thesis, The Department of Engineering, University of Manchester, 1994.

J. O. Wilkes and S. W. Churchill, "The Finite-Difference Computation of Natural Convection in a Rectangular Enclosure," *A.I.Ch.E. Journal*, Vol. 12, pp. 161-166, 1966.

J.P. Hallman, *Heat transfer*, 8<sup>th</sup> edition, 1997.

J. P., Easby, The Effect of Buoyancy on Flow and Heat Transfer for a Gas Passing Down a Vertical Pipe at Low Turbulent Reynolds Numbers, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 21, pp. 791–801, 1978.

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.

J. Tichy and A. Gadgil, "High Rayleigh Number Laminar Convection in Low Aspect Ratio Enclosures with Adiabatic Horizontal Walls and Differentially Heated Vertical Walls," *J. Heat Transfer*, Vol. 104, pp. 103–110, 1982.

J. W. Elder, "Laminar Free Convection in a Vertical Slot," *J. Fluid Mech.*, Vol. 23, 1965, pp. 77–98 / "Turbulent Free Convection in a Vertical Slot," *J. Fluid Mech.*, Vol. 23, pp. 99–111, 1965.

M. E. Newell and F. W. Schmidt, "Heat Transfer by Natural Convection within Rectangular Enclosures," *J. Heat Transfer*, Vol. 92, pp. 159–167, 1970.

M. Jacob, *Heat Transfer*, Vol. 1, Wiley, New York, 1949.

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.

M. Neati Ozisik, *Heat Transfer*, McGraw-Hill, 1996.

N. C. Markatos and K. A. Pericleous, "Laminar and Turbulent Natural Convection in An Enclosed Cavity." *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 27, pp. 755–772, 1984.

N. M. Rouai, Influences of buoyancy and imposed flow transients on turbulent convective heat transfer in a tube. Ph.D. Thesis, University of Manchester, 1987.

R. F. Bergholz, "Instability of Steady Natural Convection in a Vertical Fluid Layer," *J. Fluid Mech.*, Vol. 84, pp. 743, 1978.

S. A. Korpela, Y. Lee and J. E. Drummond, "Heat Transfer through a Double Pane Window," *J. Heat Transfer*, Vol. 104, pp. 539-544, 1982.

S. H. Ko, D. W. Moon and B. J. Chung, "Applications of Electroplating Method for Heat Transfer Studies Using Analogy Concept," *Nuclear engineering and Technology*, Vol. 38, pp. 251-258, 2006.

S. Kakaç, R. K. Shah and W. Aung, *Handbook of Single-phase Convective Heat Transfer*, Ch. 13, New York, Wiley, 1987.

S. S. Hsieh and C. Y. Wang, "Experimental Study of Three-dimensional Natural Convection in Enclosures with Different Working Fluids," *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 37, pp. 2687-2698, 1994.

S. W. Churchill, C. V. S. Patterson and H. H. S. Chu, "The Effects of Heater Size, Location, Aspect Ratio and Boundary Condition on Two-dimensional, Laminar, Natural Convection in Rectangular Channels," *J. Heat Transfer*, Vol. 98, pp. 194-201, 1976.

S. W. Churchill and H. H. S. Chu, "Correlating equations for laminar and turbulent free convection from a vertical plate," *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 18, pp. 1323-1329, 1975.



T. Aicher and H. Martin, New correlations for mixed turbulent natural and forced convection heat transfer in vertical tubes, *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 40 pp. 3617–3626, 1997.

T. B. Drew, et al., *Advances in Chemical Engineering*, Academic Press, New York and London, Vol. 10, 1978.

T. Inagaki, The criterion for turbulent combined forced and natural convection in a vertical flow system, *Journal of heat transfer*, Vol. 118, (1996), 213–215

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

W. Aung, Mixed convection in internal flow, in: S. Kakac, P.K. Shah, W. Aung(Eds.), *Handbook of single Phase Convective Heat Transfer*, Wiley New York, 1987.

W. E. Baker and P. S. Westine, *Similarity Methods in Engineering Dynamics—Theory and Practice of Scale Modeling*, Southwest Research Institute, 1973.

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

W. M. M. Schinkel, S. J. M. Linhorst and C. J. Hoogendoorn, "The Stratification in Natural Convection in Vertical Enclosures," *J. Heat Transfer*, Vol. 105, pp. 267–272, 1983.

W. P. Graebel, "The Influence of Prandtl Number on Free Convection in a Rectangular Cavity," *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 24, pp. 125–131, 1981.

Y. Parlatan, N.E. Todreas, M.J. Driscoll, Buoyancy and property Variation Effects in Turbulent Mixed Convection of Water in Vertical Tubes, *Journal of Heat Transfer*, Vol. 118, pp. 381–387, 1996.

## 감사의 글

긴 시간 논문이 나오기까지 지켜봐주시고 도움을 주신 모든 분들에게 감사드립니다.

깊은 애정과 관심으로 지도해주신 정범진 선생님께 깊은 감사드립니다. 원자력안전실 협실에서 생활하면서 아무 걱정 없이 학업에만 열중할 수 있게 재정적 지원과 멘토역할을 해주고, 전공뿐만 아니라 인생을 살아가는 법 등을 일깨워주신 점 다시 한 번 감사드리며 잊지 않고 기억하겠습니다. 그리고 논문의 검토와 심사를 수고해주신 김신 교수님과 김민찬 교수님께도 감사의 말을 전합니다.

자주 보지는 못하지만 멀리서 도움을 주신 시우형, 형석이형, 두혁이형, 까칠하지만 자상한 상혁이형, 친절하게 실험을 가르쳐주고 도움을 준 덕원이에게 감사를 전합니다. 밤새 불평 없이 실험을 도와준 경욱이와 정환이, 실험실 새 멤버 상훈이와 명선이에게 앞날에 무궁한 발전이 있길 기대합니다. 그리고 에너지공학과 현준호, 김지훈, 좌상범 선배님들과 동기 덕지, 후배 순일, 정성, 용호, 승진, 민우, 민국, 성식, 향민, 행정적으로 꼼꼼히 챙겨주는 박형훈, 김영민 조교에게 지면을 빌어 감사를 전합니다.

실험을 원활하게 진행할 수 있게 재정적으로 지원해준 과학재단과 교육과학기술부에 감사를 드립니다.

마지막으로 응원과 격려로써 항상 저를 지켜주신 부모님께 이 논문을 바칩니다.