

액체금속로 중간 열교환기내 경사 관다발에 대한 유동 저항의 실험적 연구

Experimental Study of Flow Resistance for Inclined Tube Bundles in the Intermediate Heat Exchanger of Liquid Metal Reactor

최 석 기, 최 일 곤, 이 길 용, 박 진 호, 김 중 만, 남 호 운

한국원자력연구소
대전광역시 유성구 덕진동 150번지

요 약

사각 덕트내에 위치하고 있는 경사관다발에서의 압력강하측정을 위한 실험적 연구를 수행하였다. 본 연구의 주요 목적은 일반 열교환기 뿐만 아니라 액체금속로에서의 중간 열교환기 설계에 적용할 수 있는 압력강하 상관관계식의 유도에 있다. 관다발에서의 압력 강하를 측정할 수 있는 실험장치를 설계, 제작, 설치하였으며 유량과 여러 가지 경사각을 가지는 실험부를 변화시켜가며 압력 강하를 측정하였다. $P/d=1.6$ 과 30, 45, 60 그리고 90도의 경사각을 갖는 삼각 배열 관다발에 대한 압력강하 측정을 하였다. 입구 자유 유동 속도와 관 직경을 기준으로 한 레이놀즈 수는 900에서 6.5×10^4 까지의 범위를 가진다. 실험 데이터는 무차원 유동 저항의 크기가 경사각의 증가에 따라 증가하고 있음을 보여주었다. 측정 데이터를 문헌에 나와있는 이전의 6가지 상관 관계식과 비교하였다. 특정 영역에서 약간의 차이를 제외하고 앞서의 연구와 일반적으로 잘 일치하였다. 본 연구에서 얻어진 실험 데이터는 이전의 상관 관계식의 평가와 수정에 적용할 수 있음을 알 수 있었다.

Abstract

An experimental study of measurement of pressure drop in an inclined tube bundle located in a rectangular duct is performed. The main emphasis of present study is placed on the derivation of pressure drop correlation applicable to the design of the intermediate heat exchanger in a liquid metal reactor as well as in the general heat exchanger. An experimental facility that can measure the pressure drop in a tube bundle is designed, manufactured and installed, and the pressure drop is measured varying the flow rate and the test sections that have different inclined angles. Measurements are made for pressure drop in a triangular tube array of $P/d=1.6$ and inclination angles of 30, 45, 60 and 90 degrees. The Reynolds number based on the inlet free stream velocity and tube diameter ranges from 900 and 6.5×10^4 . The experimental data show that the magnitude of dimensionless flow resistance increases with the increase of inclined tube angle. The measured data are compared with six previous

correlations available in the literatures. The agreement with previous correlations is generally good except some discrepancies in a certain region. It is found that the experimental data obtained from present study can be applied to the evaluation and modification of previous correlations.

1. 서론

액체금속로 중간열교환기(intermediate heat exchanger)는 많은 관다발(tube bundle)로 이루어진 전열관과 내부 구조물들로 인하여 셸(shell)측 유동은 매우 복잡한 형태를 가지고 있다. 따라서 액체금속로 설계에서 이 중간열교환기 내의 유동현상과 열전달 현상을 정확하게 이해하는 것은 매우 중요하다. 셸측의 유동형태에서 가장 간단한 경우는 유동이 관다발의 축방향으로 흐르는 경우인 순수 축방향 유동(purely axial flow)이다. 또 다른 특수한 경우인, 유동방향이 관 축에 대하여 수직을 이루는 열교환기에서 생기는 순수 횡유동(purely cross flow)은 좀 더 복잡한 2차원 유동이지만 실험적으로 많이 알려져 있다. 그러나 유동이 관의 축에 대하여 임의의 각으로 경사져 있다면 일반적인 3차원 유동이 된다. 관다발 유동의 기하학적 형상과 조건을 결정하는데 필요한 변수들은 관배열의 종류, 관의 간격 그리고 유입유량, 유입방향 및 유동형태 등이다. 가장 일반적으로 사용되는 관 배열 형태는 크게 나누어 엇갈림 배열인 회전사각배열(rotated square array), 정렬삼각배열(in-line triangular array), 회전삼각배열(rotated triangular array)과 비엇갈림 배열인 정렬사각배열(in-line square array)이 있는데 통상 횡방향(transverse) 및 종방향(longitudinal) 피치로 정의된다. 비엇갈림 배열에서의 유동은 때로는 직선 채널(straight channel)에서의 유동에 대응되며 엇갈림 배열에서의 유동은 주기적으로 수축 및 팽창(converging and diverging)을 반복하는 단면을 가진 곡관(curved duct) 유동과 유사하여 각기 다른 열에 있는 관 주위 유동장과 서로 유사한 양상을 가지게 된다. 관 열 내부의 최소 단면에서의 유동은 주로 피치비(pitch ratio)에 따라서 결정된다. $Re < 3000$ 인 영역에서 관다발내 유동형태는 순환영역(recirculation region) 내에서 대척도와(large scale vortices)를 갖는 층류이며 경계층도 층류이기 때문에 지배적 층류(predominantly laminar)로 묘사할 수 있다. 레이놀즈 수를 증가시키면 관 사이의 유동은 고도의 난류를 갖는 와 유동(vortical flow)이 되며 여전히 층류 경계층을 유지하고 있다. 이 때의 유동 형태는 혼합유동(mixed flow)으로 묘사한다. 초기의 큰 와(vortex)의 크기는 속도 증가에 따라서 감소하게 되는데 $10^3 < Re < 10^4$ 의 범위에서는 지배적 층류와 혼합류(mixed flow)간의 중간유동형태(intermediate flow pattern)가 존재하기도 한다. 혼합류 영역은 광범위한 레이놀즈 수의 범위를 망라하고 있으며 $Re < 2 \times 10^5$ 까지 그 특성을 유지하게 되는데 이때 관다발 내의 유동은 고도의 난류(highly turbulent)가 된다. 임계유동 영역(critical flow regime)에서는 관다발의 총항력(total drag)이 단일 관인 경우와 유사하게 변한다.

관다발에 대한 대부분의 초기 연구들은 순수 횡유동(purely cross flow)에 중점을 준 실험자료에 관한 것이다(1~11). 이들은 층류에서 임계유동 영역에 이르는 광범위한 범위에서 다양한 관배열에 대한 압력강하 및 열전달 계수를 측정하였다. 이와 같은 연구들에 대한 분석과 종합적인 정리는 문헌에 체계적으로 이루어져 있다[12, 19, 20]. Kazakevich[13]는 30, 45, 60 그리고 90도의 경사각을 갖는 1개에서 7개까지의 경사진 봉을 지나는 공기 유동에서의 압력강하를 측정하였다. 그는 6가지의 사각배열 및 8가지의 삼각배열에서 횡유동에서의 주유동 속도 (cross-flow main stream velocity)

에 기반을 둔 자유유동 레이놀즈 수(free stream Reynolds numbers)의 7,000에서 100,000까지의 범위를 측정하였다. Groehn[14]은 보다 넓은 경사각 범위인 15, 30, 45, 60, 75, 90 경사각에서 1개에서 10개의 봉열을 지나는 압력강하를 측정하였다. Mueller[15]는 경사각을 가진 삼각배열 관다발을 지나는 유동에서 평행방향 및 수직방향 배열의 압력강하를 측정하였으며 관 배열에 관계없는 2차원 유동저항 상관관계식을 개발하였으나 실험 장치의 제한 때문에 레이놀즈 수 1,100 범위까지 결과를 얻었다. Boettgenbach[16]는 $P/d=1.2$ 인 사각배열에서 30, 45, 60 및 90도의 경사각을 가진 1개에서 10개까지의 열을 지나는 유동의 저항 성분(resistance components)을 측정하였다. 그의 결과는 수력직경에 기반한 레이놀즈 수가 5,500에서 550,000의 범위를 망라하고 있으나 결과는 상당히 이산되어있다. 1984년에 Ebeling-Koning[17]은 $P/d=1.5$ 와 0, 30, 45, 60 및 90 도의 경사각을 갖는 관배열에서 단상(single phase) 및 다상(multi-phase) 유동에 대한 심도있는 연구를 수행하였다. 그는 두 가지 저항성분을 모두 측정하여 열-수력 코드를 위한 관계식을 만들었으며 특히, 이 관계식은 관 배열 종류에 관계없이 사용할 수 있다. 또한 Idel'chik[18]에 의하여 경사각의 영향을 고려한 사각 및 삼각 배열에 대한 압력 강하 관계식이 제시되었으며 지금까지의 주요 연구 결과들을 참고로 하여 가장 최근에 개발된 상관관계식은 The Engineering sciences Data Unit[ESDU, 19, 20]에 의하여 제시된 것이다.

한편, 쉘측의 유동 및 열전달 해석시에는 일반적인 전산유체역학 방법대신 다공질매질법(Porous Media Approach)을 주로 사용하고 있다. 다공질매질법은 전열관동의 내부구조물과 유체사이의 마찰을 고려한 마찰저항항을 포함하고 있는 운동 방정식을 이용하여 유동 해석을 하게되는데 이 항은 일반적으로 실험으로부터 생산된 상관관계식이다. 따라서 다공질매질법에 의한 유동해석에서는 해의 정확도가 이 마찰저항항에 크게 의존하게 된다. 그러나 이전의 문헌 연구에서 알 수 있듯이 일반적인 3차원 관다발 유동인 임의의 경사각을 가지는 관다발을 지나는 유동에서의 압력강하에 관해서는 소수의 문헌에 나타나 있으나 그 정확도가 검증되어 있지 않다. 또한 그 중 어떤 상관 관계식들은 가용 범위를 넘어선 외삽된(extrapolated) 자료로부터 만들어진 것들도 있기 때문에 중대한 오차를 가지고 있을 수 있다. 따라서 본 연구에서는 액체금속로 중간열교환기의 신뢰성 있는 정확한 설계를 위하여 유동 방향과 관다발 경사각이 압력강하 특성에 미치는 영향을 정량화하기 위한 실험을 수행하여 기존의 상관 관계식의 정확성 및 적용 범위를 비교평가하고 보다 정교한 상관관계식을 선정 및 도출하려는 것이다. 이러한 목적을 위하여 레이놀즈 수 6.5×10^4 의 범위에서 30, 45, 60, 90도의 경사각을 가지는 $P/d=1.6$ 인 정삼각 배열의 관다발에 대한 압력강하를 얻기 위하여 실험 장치를 설계, 제작, 설치하여 일련의 실험을 수행하였다.

2. 실험장치 및 실험 데이터에 대한 불확실성 해석

2.1 시험부(Test Section)

Fig.1에서와 같이 사각덕트로 둘러싸여 있는 30, 45, 60 와 90도의 경사각을 갖는 4개의 스텐레스강 관다발을 제작하였다. 덕트는 직사각단면($0.12 \times 0.20m^2$)을 가지고 있으며 길이는 1.6m이다. 관다발의 횡방향 및 종방향 피치는 각각 $0.023\sqrt{3}m$, $0.023m$ 이며 관 직경은 0.0127m이다. 각 관다발은 유동방향으로 21개의 관으로 이루어져있다. 각 열에는 4개의 관이 있는데 홀수의 엇갈린 열에는 4개의 온전한 관과 덕트 벽면에 인접한 2개의 반단면 관이 있다. 모든 관들은 스텐레스 강봉을 절단하여 제작하였다. 입구효과와 출구효과를 피하기 위하여 최소한 5개의 열이 필요하기

때문에 압력 강하측정은 상류로부터 7번째 열에서부터 하류의 17번째 열을 지나 수행하였다. 2개의 ROSEMOUNT™(10, 100 inch H_2O)사 제품인 차압계를 덕트 측벽에 위치한 0.0318m 직경을 갖는 압력탭에 연결하여 사용하였다. 압력탭은 덕트 측벽 관열들 사이의 중앙에 설치하였다. 모든 측정은 무한 길이의 관다발 조건과 유사한 관다발 중앙에서 이루어졌다. 온도는 사전에 보정된 OMEGA™ J-형 열전대를 이용하여 덕트의 입구 및 출구에서 물 속에 삽입하여 측정하였다.

2.2 물 순환 장치(Water Circuit)

물 순환 장치는 Fig.2에서와 같이 물탱크, 주 펌프, 물 냉각기, 댐퍼, 유동 매니폴드와 시험부로 이루어져있다. 직경 1.5m, 높이 4m인 물탱크는 약 5톤 가량의 물을 저장할 수 있다. 원심형인 주 펌프는 120m 수두를 갖는 최대 $3 m^3/min$ 의 물을 공급할 수 있으며 컨트롤유닛에 의하여 제어된다. 주 펌프에 의한 대량의 점성 일(viscous work)이 물 순환 장치의 온도를 상승시킬 수 있기 때문에 온도를 원하는 값으로 유지시키기 위하여 자체 순환 펌프를 갖는 프레온/물 냉각기를 설치하였다. 유량의 0.5% 조건하에서 물 순환 장치의 난동(riffling)을 막기 위하여 직경 0.2m, 높이 2.2m의 댐퍼를 설치하였는데 커버 가스인 질소의 압력에 의하여 전기적으로 제어된다. 댐퍼에는 스크린을 가진 철망이 설치되어있다. 3가지의 터빈 형태의 유량계가 있는 유동 매니폴드를 수동으로 작동시켜 유량 범위에 따라 적절한 유량을 공급한다. 유량의 크기는 밸브에 의하여 수동으로 제어한다.

2.3 실험 절차

수평 실험부의 경우 유량은 $0.97 \sim 50 l/sec$ 의 범위에서 28개의 구간을 log-scale로 나누어 실험을 수행하였으며, 수직 실험부의 경우는 $0.97 \sim 60 l/sec$ 의 유량범위에서 16개의 구간을 나누어 수행하였다. 이 유량은 관 직경을 기준으로 한 레이놀즈 수로 환산하면 각각 약 $10^3 \sim 10^5$ 의 범위에 해당된다. 측정유량의 범위에 따라 각각 3개의 유량계를 바꾸어가면서 사용하였으며, 이 때 각 구간이 중첩되도록 하였다. 각 실험부에 설치된 3개 구간 즉, 관다발 유입부, 중심부 그리고 유출부 등 3군데의 압력차를 측정범위에 맞게 압력계를 교체하면서 실험을 수행하였다. 모든 신호들은 200개씩 자료 획득 시스템(HP 3852A)으로 읽어 들여 PC에 저장한다.

2.4 불확실성 해석(Uncertainty Analysis)

본 실험에 있어서 불확실성 해석의 목적은 레이놀즈 수, Re 와 유동손실계수, f 값의 불확실성을 예측하려는 것이며 측정의 불확실성이 최종 결과에 미치는 영향을 평가하여 각 오차요인에 따른 불확실성을 감소시키기 위한 것이다. 본 연구에서는 실험 결과에 대한 불확실성 해석을 ASME 규격[20]에 따라 수행하였다. 불확실성 해석에 의하여 최종적으로 얻어지는 것은 계측에 있어서의 우연오차(precision error)와 편향오차(bias error)의 상한값 및 양자의 결합에 기인하는 불확실성의 상한값에 대한 수치적 추정값이 된다. 우연오차란 측정의 반복과정에서 관측되는 것으로 수많은 오차요인 때문에 반복된 측정값이 일치하리라 기대할 수 없다. 랜덤오차(random error)라고도 하고 정밀도 S와 관계된다. 편향오차는 시험기간동안 변화가 없는 시스템 오차이다. 어떠한 주어진 시료는 동일한 기법과 환경조건 아래에서 동일한 편향오차를 포함하게되는데 이는 정확도 B와 관계된다. 오차가 정규분포할 경우에는 모평균을 μ 라 할 때 구간 $\mu \pm 2\sigma$ 는 측정값

의 전체 산포(scatter)의 95 %를 포함하게 된다. 평균과 표준편차를 추정하기 위한 정밀도 지표 (precision index) S 는 다음과 같이 정의된다.

$$S = \left[\frac{\sum_{k=1}^N (X_k - \bar{X})^2}{N-1} \right]^{1/2} \quad (1)$$

여기에서 $\bar{X} = \frac{1}{N} \sum_{k=1}^N X_k$ 는 측정값 X_k 의 평균값이고 본 실험에서는 측정회수 N 은 200개를 사용하였다.

여기에서 불확실성 해석의 대상은 레이놀즈 수, Re 와 유동 마찰 계수, f 이며 다음과 같이 정의된다.

$$Re = \frac{\rho U_m D}{\mu} = \frac{\rho D Q}{\mu H (W - 6D)} \quad (2)$$

$$f = \frac{2\Delta P}{\rho U_m^2 N} = \frac{2\Delta P H^2 (W - 6D)^2}{\rho N Q^2} \quad (3)$$

여기에서 ρ , μ 는 유체의 밀도와 점성 계수, D 는 관 직경, H , W 는 각각 사각덕트 단면의 높이와 폭 그리고 Q 는 유량이다. U_m 은 관다발의 최소단면적에서의 최대속도를 나타내며 다음과 같이 나타낸다.

$$U_m = f(D, W, H, Q) = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{H(W - 6D)} \quad (4)$$

본 불확실 해석에서는 계측기의 오차, 시험부의 형상오차, 그리고 데이터 수집오차만을 고려하였다. 레이놀즈 수와 유동마찰계수의 불확실성을 평가하기 위하여 공학에서 가장 많이 사용되는 U_{RSS} 모형(root-sum-square model)을 사용하였고, 신뢰도 95%의 포괄도를 가지며, t 는 대칭인 스튜던트 t 분포(two-tailed Student t distribution)를 따르며 95%에 해당하는 값으로, 자유도(ν)가 $\nu \geq 30$ 이면 2로 근사한다.

$$Re : \frac{U_{RSS}}{Re} = \left[\left(\frac{B}{Re} \right)^2 + \left(t \frac{S}{Re} \right)^2 \right]^{1/2} \quad (5)$$

$$f : \frac{U_{RSS}}{f} = \left[\left(\frac{B}{f} \right)^2 + \left(t \frac{S}{f} \right)^2 \right]^{1/2} \quad (6)$$

각 변수에 대한 불확실성 평가를 퍼센트로 나타낸 것은 Table 1과 같다.

3. 실험결과 및 토의

본 연구에서는 경사 관다발을 지나는 횡유동의 압력 강하를 다공성 매질법에 포함되는 유동

저항항의 형태로 나타내었다. 본 연구에서 측정된 실험 데이터와 지금까지 보고된 대표적인 상관식들을 이 형태로 나타내기 위하여 먼저 다공성 매질법에 대한 간단한 공식화를 언급하고 본 실험의 측정 결과에 대하여 논하고자 한다.

3.1 다공성 매질법에 의한 구성 방정식의 공식화

단상(single-phase), 다공성 매질(porous media) 유동에 대한 주요 구성 관계식은 유동 저항(flow resistance)이다. 단상 유동 저항이란 다공성, 불변형 고체 매질을 통과하는 유체에 대한 평균 표면 마찰, form 항력, form 양력을 말한다. 수학적으로 나타내면 다음과 같다.

$$\langle \underline{R} \rangle = \frac{1}{V_f} \int_{A_s} (PI - \tau) \cdot \underline{n} dA \quad (7)$$

여기서 적분기호내의 첫째 항은 form 항력과 form 양력을 나타내고 둘째 항은 표면 마찰을 나타낸다. 체적 유동 저항을 도입하면 분산된 유체-고체(distributed fluid-solid) 운동량의 상호작용이 가능해 기하학적 형상에 독립적인 유동 조건만의 함수가 되므로 특정 형상에 대한 평균 유동 조건에 집중시킨(lumped) 단일 힘(single force)으로 상관시킬 수 있다. 유동 저항 벡터 $\langle \underline{R} \rangle$ 는 다공성 매질 내에서 손실 계수 행렬 K 와 특성 평균 속도 \underline{u} 의 곱의 일반형으로 모형화된다.

$$\langle \underline{R} \rangle = K \underline{u} \quad (7)$$

이 공식화는 다공성 매질 내에서 등방, 점성 유동에 대해서 사용된 Darcy scalar law를 확장시키는 것에서 유래하였다. 규칙적인 관 배열 형상은 3개의 직교하는 대칭축을 갖는다.

$$\begin{aligned} \langle \underline{R} \rangle &= R_{\parallel} \underline{e}_{\parallel} + R_{\perp 1} \underline{e}_{\perp 1} + R_{\perp 2} \underline{e}_{\perp 2} \\ &= K_{\parallel} u_{\parallel} \underline{e}_{\parallel} + K_{\perp 1} u_{\perp 1} \underline{e}_{\perp 1} + K_{\perp 2} u_{\perp 2} \underline{e}_{\perp 2} \end{aligned} \quad (9)$$

여기에서 \underline{e} 는 단위 벡터이다. 일반적으로 저항 벡터는 유동 조건, 형상, 유체 물성치에 의존한다. 평활한 2차원 완전 발달된 난류 유동의 규칙적인 관 배열에 대해서는 유동 속도가 대칭축을 향하고 있다는 가정으로부터 3차원 유동은 2차원의 경사 유동 문제가 된다. 이들을 극성분(polar components)으로 나타내어 규칙적인 관 배열에 대하여 적용시키면 최종적으로 유동 저항의 독립 변수들은 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$\langle \underline{R} \rangle = f_{tn} [|\underline{u}|, \theta, S_L, S_T, d, RA, \rho, \mu] \quad (10)$$

여기에서 $|\underline{u}|$ 는 특성 속도이다. 1차원 상관 관계식에 사용된 것과 유사한 형태로 식 (9)의 K_{\parallel}, K_{\perp} 를 상관시킬 수 있다고 가정하면 일반적으로 횡류에 대해서는 표면 마찰과 form 항력의 합만이 알려져 있기 때문에 다음과 같은 모형화된 식을 만들어내는 총 항력 계수 $b_{\theta\perp}$ 를 정의할

수 있다.

$$\begin{aligned}\langle R \rangle &= R_{\parallel}(\theta) \mathbf{e}_{\parallel} + R_{\perp}(\theta) \mathbf{e}_{\perp} \\ &= \left(f_{\theta\parallel}[\mathbf{u}] \frac{1}{D_v} \frac{\rho|\mathbf{u}|}{2} \right) u_{\parallel} \mathbf{e}_{\parallel} + \left(b_{\theta\perp}[\mathbf{u}] \frac{1}{D_v} \frac{\rho|\mathbf{u}|}{2} \right) u_{\perp} \mathbf{e}_{\perp}\end{aligned}\quad (11)$$

여기에서 계수 f 는 표면 마찰이며 b 는 층 항력을 나타낸다. 이 식에 $D_v^2/\mu|\mathbf{u}|$ 를 곱하여 무차원 형태로 나타내면 다음과 같이 된다.

$$\begin{aligned}\langle R^* \rangle &= \frac{D_v^2}{\mu|\mathbf{u}|} \langle R \rangle = R_{\parallel}^*(\theta) \mathbf{e}_{\parallel} + R_{\perp}^*(\theta) \mathbf{e}_{\perp} \\ &= \frac{f_{\theta\parallel}[\mathbf{u}]}{2} \left(\frac{\rho|\mathbf{u}|D_v}{\mu} \right) \frac{u_{\parallel}}{|\mathbf{u}|} \mathbf{e}_{\parallel} + \frac{b_{\theta\perp}[\mathbf{u}]}{2} \left(\frac{\rho|\mathbf{u}|D_v}{\mu} \right) \frac{u_{\perp}}{|\mathbf{u}|} \mathbf{e}_{\perp}\end{aligned}\quad (12)$$

여기에서 *는 무차원 형태를 나타낸다. 이 식을 또 다른 1차원 한계 형태인 순수 횡류 즉, $\theta=90^\circ$ 에 대해서 적용시키면 저항 벡터는 다음과 같이 된다.

$$\langle R \rangle = R_{\parallel}(90^\circ) \mathbf{e}_{\parallel} + R_{\perp}(90^\circ) \mathbf{e}_{\perp}\quad (13)$$

여기에서 $R_{\parallel}(90^\circ) = 0$

$$R_{\perp}(90^\circ) = b_{\perp}[|v_{ms}|] \frac{1}{D_v} \frac{\rho|v_{ms}|}{2} v_{ms\perp}(90^\circ)\quad (14)$$

그리고 여기에서의 특성 속도는 다음과 같이 정의되는 횡류 주유동 속도(the crossflow mainstream velocity) v_{ms} 가 되며 $v_{ms\perp}(90^\circ) = |v_{ms}|$ 이다.

$$\begin{aligned}|v_{ms}| &= \frac{\text{Volumetric Flow Rate}}{\text{Average Mainstream Flow Area}} \\ &= \frac{Q}{A_{XS}\delta_v\gamma_v} = \frac{|\langle v \rangle|}{\delta_v} = \frac{|v_{\infty}|}{\delta_v\gamma_v}\end{aligned}\quad (15)$$

여기에서 v 는 평균 속도, v_{∞} 는 겉보기 속도, A_{XS} 는 유로의 면적, δ_v 는 횡류 주유동 다공성도 (Crossflow mainstream porosity), γ_v 는 체적 다공성도(volumetric porosity)를 각각 나타낸다.

3.2 결과 및 고찰

사각 덕트 내 경사 관다발을 지나는 횡유동에서 유동방향과 관다발 사이의 경사각이 각각 30, 45, 60, 90도인 4개의 실험부(90° , 60° , 45° , 30°)를 바꾸어 가면서 압력강하실험을 수행하였다. 입구에서의 유량은 $0.97\sim 50$ l/min이다. 유체의 밀도와 점성계수는 시험부의 입구와 출구에서의 온도의 평균값으로 계산하였다.

Fig.3은 4가지의 유동 경사각을 가진 모든 경우에 대해서 식(12)에서 정의한 무차원 유동 저항

을 나타낸 것이다. 광범위한 횡류 데이터 및 상관 관계식들이 문헌에 나와있지만 평행류와는 달리 상관 관계식의 형태, 특성 속도, 주유동 속도의 정의 그리고 예측된 유동 저항까지도 대단히 다양하다. 그 중에서 본 연구에서 비교 언급한 대표적인 상관식을 유동 저항의 형태로 나타낸 것은 Table 2와 같다. 또한 경사각 90도에 대한 각 경사각에서의 유동 저항에 대한 비를 나타낸 것은 Table 3에 나타내었다. 레이놀즈 수는 $Re_v = \frac{\rho \langle u \rangle L}{\mu}$ 로 정의되는데 u 는 특성 속도로서 횡류 주유동속도(the crossflow mainstream velocity) u_{ms} 를 나타내며 L 은 특성 길이로써 체적 수력 직경(the volumetric hydraulic diameter)을 나타내며 임의 관배열에 대해서 D_v 는 유동 면적과 wetted parameter에 기준한 평행 유동의 등가 수력 직경과 같아지며 관배열이나 유동 방향에 관계없는 길이 척도이다.

$$D_v = \frac{4(\text{Fluid Volume})}{\text{Wetted Surface Area}} = d \left(\frac{\gamma_v}{1 - \gamma_v} \right) \quad (16)$$

γ_v 는 체적 다공성도(volumetric porosity)를 나타내며 다음과 같이 정의된다.

$$\gamma_v = \frac{\text{Fluid Volume}}{\text{Total Volume}} = \left[1 - \frac{\pi}{4} \left(\frac{d}{S_L} \right) \left(\frac{d}{S_T} \right) \right] \quad (17)$$

여기에서 S_L, S_T, d 는 각각 종방향, 횡방향의 피치를 나타내고 d 는 관의 직경을 나타낸다. 경사각이 증가할수록 무차원화된 유동저항이 증가하였다. 또한 경사각과 관계없이 log-plot에서 기울기가 거의 동일함을 관찰할 수 있다. 경사각 30도에 대한 유동 저항은 경사각 45도인 경우에 비하여 상당히 작은 값을 보이고 있다. 이것으로부터 경사각이 작을 때에는 유동 저항이 급격하게 감소한다는 것을 알 수 있다. 또한 레이놀즈 수가 10^5 보다 증가하면 유동이 난류로 되어간다는 것을 관찰 할 수 있다. Idel'chik(17)의 결과는 90도를 제외한 모든 각에서 큰 차이를 보이고 있다. 따라서 경사각 효과에 대한 수정이 요구된다.

Fig.4는 경사각 90도인 순수 횡류에서의 유동 저항을 나타낸 것으로 Gunter and Shaw(10), Jakob(4), Chilton and Genereaux(5), Idel'chik(18), Ebeling-Koning(17) 그리고 ESDU Item No. 79034(20)를 본 실험의 결과와 비교한 것이다. Idel'chik와 실험 결과와의 차이는 최대 10 % 정도로 본 연구의 결과는 잘 일치하고 있으나 Idel'chik의 상관식은 적용 영역이 제한되기 때문에 난류로의 천이를 나타내주지 못하는 단점을 갖고 있다. ESDU Item No.79034는 천이영역에서의 약간의 차이를 보이는 것을 제외하면 모든 영역에서 잘 일치하고 있으며 전 유동 영역을 망라하고 있다. 그러나 난류로의 천이 영역에서 최대 20%의 차이를 보여주고 있다. 나머지 모든 경우는 실험 결과보다 과도예측하고 있으며 레이놀즈 수가 증가할수록 그 차이는 커진다.

Fig.5는 경사각 60도에서의 유동 저항을 비교한 것인데 ESDU Item No.79034는 측정된 전 영역에서 27 %의 차이를 보여주는 반면 Idel'chik은 8.7%의 차이를 나타낸다. Ebeling-Koning은 60%에 가까운 상당한 차이를 보여주고 있다. 그 이유는 이 식이 관배열에 관계없는 평균화된 상관식으로 3차원 유동이나 불규칙한 관배열에 적용 가능하다는 장점이 있는 반면 정확도에 있어서

는 매우 부정확하다는 것을 알 수 있다. 그의 식은 비엇갈림 배열의 경우 상당히 정확하게 예측하는 것으로 보아 모든 관 배열에 대하여 적용할 수 있는 상관식의 개발에 대한 연구가 필요함을 알 수 있다. Fig.6과 Fig.7은 각각 45도와 30도의 경사각에 대한 유동 저항을 나타낸 것이다. 두 경우 모두 실험결과와의 최대 오차가 Idel'chik은 약 20%에 가까운 차이를 보여주고 있으며 ESDU Item No.79034는 4% 내외의 근사한 차이를 나타내고 있다. 따라서 유동 경사각이 작을수록 Idel'chik의 상관식은 정확도가 떨어진다는 것을 알 수 있다. Idel'chik의 상관관계식은 대부분의 관 배열 형태와 대부분의 레이놀즈 수 범위에서 적용되는 적용범위가 넓은 관계식이지만 작은 경사각에서는 실험값과 상당한 차이를 보이고 있다. 그리고 경사각에 따른 보정값은 레이놀즈 수에 대한 효과를 반영하고 있지 못하다. 그러나 보정값을 수정해준다면 대부분의 유동영역에서 사용 가능할 것으로 생각된다.

4. 결론

사각 덕트내의 경사 관다발을 지나는 유동에서 압력 강하 측정의 실험 연구를 수행하였다. $P/d=1.6$ 의 정삼각 배열을 가진 30, 45, 60, 90도의 4개의 경사각을 가진 관다발을 지나는 유동에서 $Re=900-6.5 \times 10^4$ 의 범위에 걸쳐서 압력 강하의 측정이 이루어졌다. 측정 데이터를 다공성 매질법에 사용하는 유동 저항항의 형태로 나타내었으며 유동 저항은 레이놀즈 수와 경사각이 증가함에 따라 증가하는 것을 알 수 있었다. 측정 데이터를 기존의 상관식을 이용한 유동 저항과 비교하였으며 그 결과 다음과 같은 결과를 얻을 수 있었다.

(1) ESDU Item No.79034는 측정된 데이터의 경향을 잘 따르고 있으며 본 연구에서 비교한 기존의 상관관계식 중에서 대부분의 영역에서 잘 일치하고 있는 것을 확인 할 수 있었다. 그러나 높은 레이놀즈 수 영역에서는 수정이 필요함을 알 수 있었다.

(2) Idel'chik의 상관식은 90도의 경사각에서는 매우 잘 일치하지만 작은 경사각에서는 수정이 필요함을 알 수 있었다.

본 연구에서 얻어진 실험 데이터는 기존의 상관식의 평가와 수정에 이용할 수 있을 것이다.

감사의 글

본 연구는 과학기술부의 원자력 중장기 연구개발 사업의 지원에 의하여 수행되었다.

참고문헌

1. Bergelin, O.P., Davis, E.S. and Hull, H.L., "A Study of Three Arrangements in Unbaffled Tubular Heat Exchangers," Trans. of the ASME, Vol.71, pp.369-374, 1949.
2. Bergelin, O.P., Brown, G.A. Hull, H.L. and Sullivan, F.W., "Heat Transfer and Fluid Friction During Viscous Flow across Banks of Tubes, Part III," Trans. of the ASME, Vol.72, pp.881-888, 1950.
3. Bergelin, O.P., Brown, G.A. and Doverstein, S.C., "Heat Transfer and Fluid Friction During Viscous Flow across Banks of Tubes, Part IV," Trans. of the ASME, Vol.72, pp.881-888, 1952.
4. Jakob, M., "Heat Transfer and Flow Resistance Crossflow of Gas Over Tube banks-Discussions," ASME Trans., Vol.60, pp.381-392, 1938.

5. Chilton, T.H., Genereaux, R.P., "Pressure Drop across Tube Banks," Trans. of the ASME, Vol.29, pp.161-173, 1933.
6. Grimson, E.D., "Correlation and Utilization of New Data on Flow Resistance and Heat Transfer for Cross Flow of gases over Tube Banks," Trans. of the ASME, Vol.59, pp.583-594, 1937.
7. Neal, S.B.H.C. and Hitchcock, J.A., "Heat Transfer and Gas Flow Processes within a Bank of Close Pitched Plain Tubes in Cross-flow, " C.E.R.L. Note No.RD/L/N9/67, 1967.
8. Omohundro, G.A., Bergelin, O.P. and Colburn, A.P., "Heat Transfer and Fluid Friction during Viscous Flow across Banks of Tubes," Trans. of the ASME, Vol.71, pp.27-34, 1949.
9. Pierson, O.L., , "Experimental Investigation of the Influence of Tube Arrangement on Convection Heat Transfer and Flow Resistance in Crossflow of Gases over Tube Banks," Trans. of the ASME, Vol.59, pp.563-572, 1937.
10. Gunter, A.Y., Shaw, W.A., "A General Correlation of Friction Factors for Various Types of Surfaces in Crossflow," Trans. of the ASME, Vol.67, pp.643-660, 1945.
11. Hammeke, K., Heinecke, E. and Scholz, F., "Heat-transfer and Pressure-drop Measurements in Smooth Tube Bundles with Transverse Flow, Especially at High Reynolds Numbers," Int. J. Heat and Mass Transfer, Vol.10, pp.427-446, 1967.
12. Zukauskas A., "Heat Transfer from Tubes in Cross Flow," Advances in Heat Transfer 8, 93-160, 1972.
13. Kazakevich, F.P., "Influence of Angle of Approach of a Gas Stream on the Aerodynamic Resistance of a Tube Bundle," Izu. Vses. Insti. Imoni F.E. Dzerzhimkogo, Vol.8, pp.7-12, 1980.
14. Groehn, H.G., "Thermal Hydraulic Investigation of Yawed Tube Bundle Heat Exchangers," S. Kakac et al. Edition, Hemisphere Publishing, pp.97-109, 1981.
15. Moeller, S.V., "Un Modelo Constitutivo Para o Escoamento Atraves de Um Arranjo de Barras de Secao Circular," M.Sc. Thesis, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 1979.
16. Boettgenbach, H., "Messungen von Stroemungsfeldern in engen Stabbundeln zur Ueberprufung einer anisotropen Stroemungsfwlt theorie, " Koktrorarbeit Ruhr-Universitat, Bocum, 1977.
17. Ebeling-Kining, D. B., "Hydrodynamics of Single- and Two-phase Flow in Inclined Rod Arrays," Doctoral Thesis, M.I.T., 1984
18. Idel'chik, I.E., "Handbook of Hydraulic Resistance," ACE-TR-6630, 1960.
19. ESDU, "Pressure Loss during Cross-flow of Fluids with Heat Transfer over Plain Tube Banks without Baffles," Engineering Science Item No.74040, 1974.
20. ESDU, " Cross-flow Pressure Loss over Banks of Plain Tubes in Square and Triangular Arrays Including Effects of Flow Direction," Engineering Science Item No.79034, 1979.
21. ANSI/ASME PTC 19.1, "Measurement Uncertainty," Instruments and Apparatus Series, part1, 1985.

Table 1. Uncertainty estimates

	B	$S_{\bar{X}}$	U_{RSS}
Re	0.50	0.15	± 0.58 %
f	2.23	0.29	± 2.31 %

Table 2. Crossflow correlations

$$b_{\perp} = \frac{2D_v \delta_v^2 R_{\perp}(90^{\circ})}{\rho |\langle \mathbf{v} \rangle|^2}$$

Reference	Total Drag Coefficient	Range
Gunter and Shaw	$b_{\perp} = \frac{180}{(Re_v/\delta_v)} \left(\frac{D_v}{S_T}\right)^{0.4} \left(\frac{S_L}{S_T}\right)^{0.6}$ $b_{\perp} = \frac{1.92}{(Re_v/\delta_v)^{0.145}} \left(\frac{D_v}{S_T}\right)^{0.4} \left(\frac{S_L}{S_T}\right)^{0.6}$	$(Re_v/\delta_v) < 500$ $500 < (Re_v/\delta_v) < 200,000$
Jakob	$b_{\perp} = \frac{4.0}{(Re_v/\delta_v)^{0.16}} \left(\frac{D_v}{d}\right)^{0.16} \left(\frac{D_v}{S_L}\right) \left[0.25 + \frac{0.1175}{\left(\frac{S}{d} - 1\right)^{1.08}}\right]$	$5,000 < (Re_v/\delta_v) < 40,000$
Chilton and Genereaux	$b_{\perp} = \frac{106}{(Re_v/\delta_v)}$ $b_{\perp} = \frac{3.0}{(Re_v/\delta_v)^{0.2}} \left(\frac{D_v}{S_T - d}\right)^{0.2}$	$(Re_v/\delta_v) < 100$ $100 < \left(\frac{Re_v}{\delta_v}\right) \left(\frac{S_T - d}{D_v}\right) < 20,000$
Idel'chik	$b_{\perp} = \frac{f_{fn}\left\{\frac{S_T}{d}, \frac{S_L}{d}\right\}}{(Re_v/\delta_d)^{0.27}}$	$3,000 < (Re_v/\delta_v) \left(\frac{d}{D_v}\right) < 10,000$
Ebeling-Koning	$b_{\perp} = \frac{6.0 \delta_v^{1.85}}{(Re_v/\delta_v)^{0.15}}$	$1,000 < Re_v < 10,000$
ESDU	$b_{\perp} = f_{fn}\left(Re_v, \frac{S_L}{d}, \frac{d}{S_L}, \frac{d}{S_T}\right)$	$2.82 < Re_v < 2.82 \times 10^6$

Table 3 Normalized drag flow resistance correlations.

Reference	Normalized resistance
Idel'chik	0.15(30°), 0.38(45 °), 0.71(60°), 1.(90°)
Ebeling-Koning(1)	$(\sin \theta)^{0.5}$
Ebeling-Koning(1)	$(\sin \theta)^{1.4}$
ESDU	$\frac{R_x(\theta)}{R_x(90^\circ)} = (\sin \theta)^m$ $m = 1 + 1.55 \left(\frac{Re_v}{Re_v + 40} \right)^2$

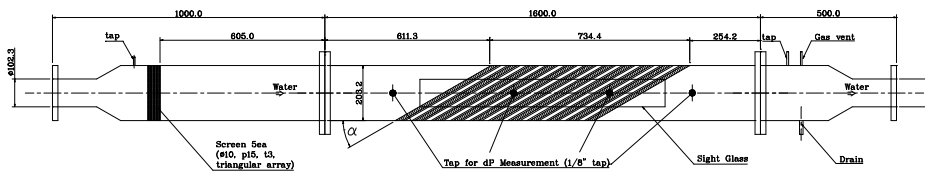


Fig.1 Schematic Diagram of the Test Section

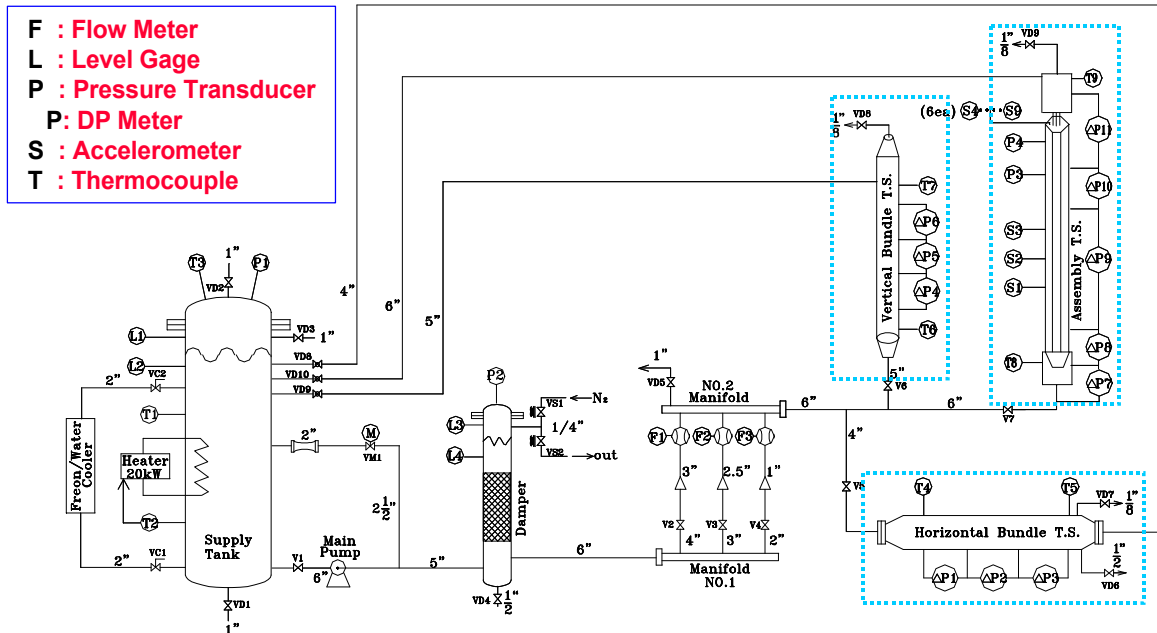


Fig.2 Schematic diagram of the water circuit

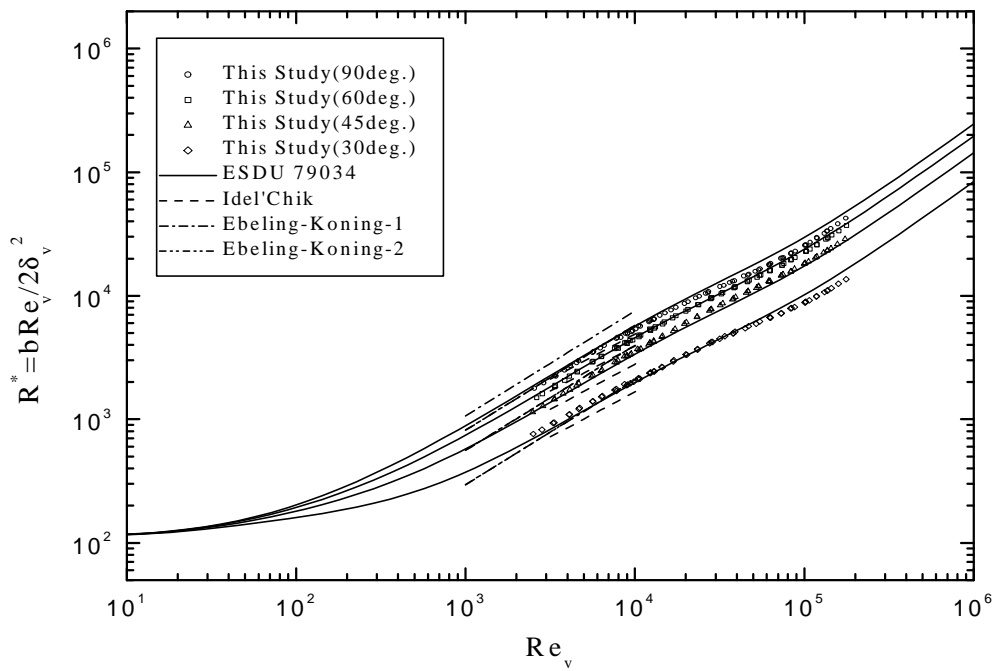


Fig.3 Crossflow correlations for triangular array with different inclination angles.

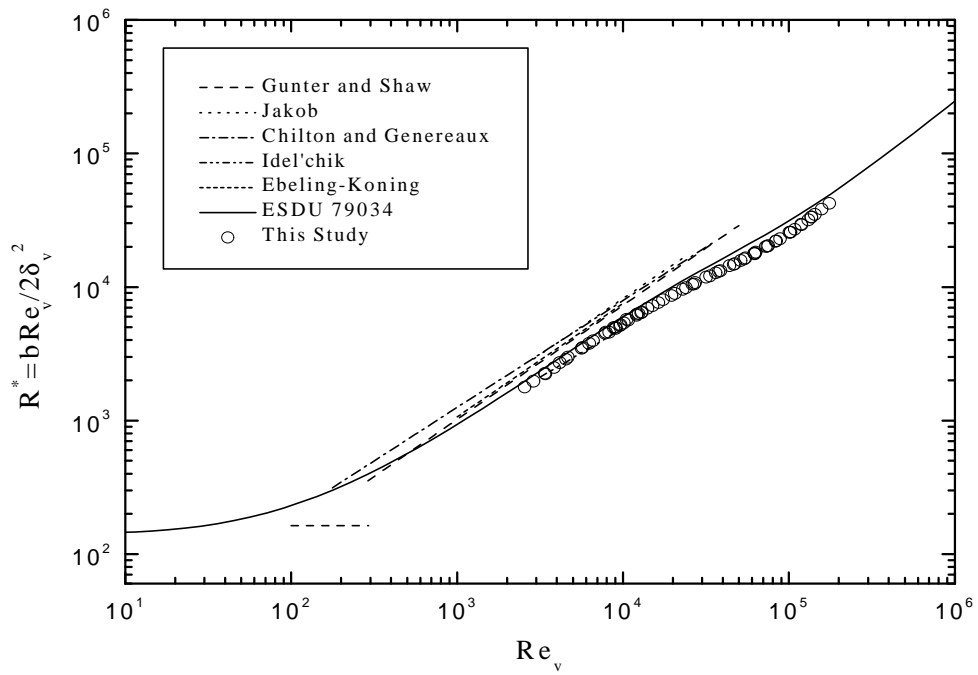


Fig.4 Crossflow correlations for triangular array(90 Deg. inclination angle)

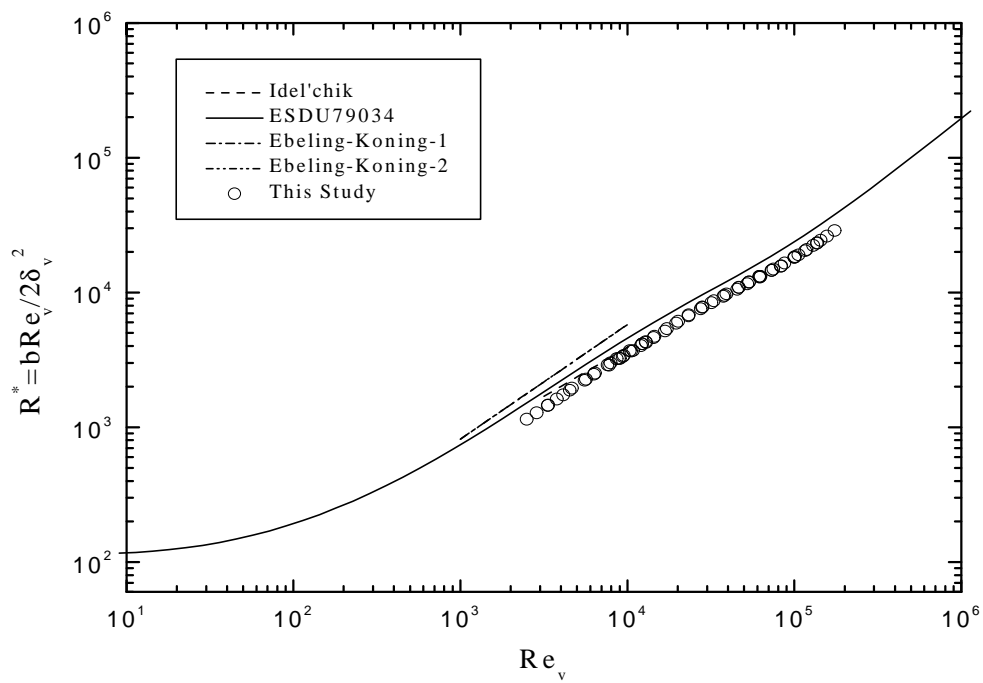


Fig.5 Crossflow correlations for triangular array(60 Deg. inclination angle)

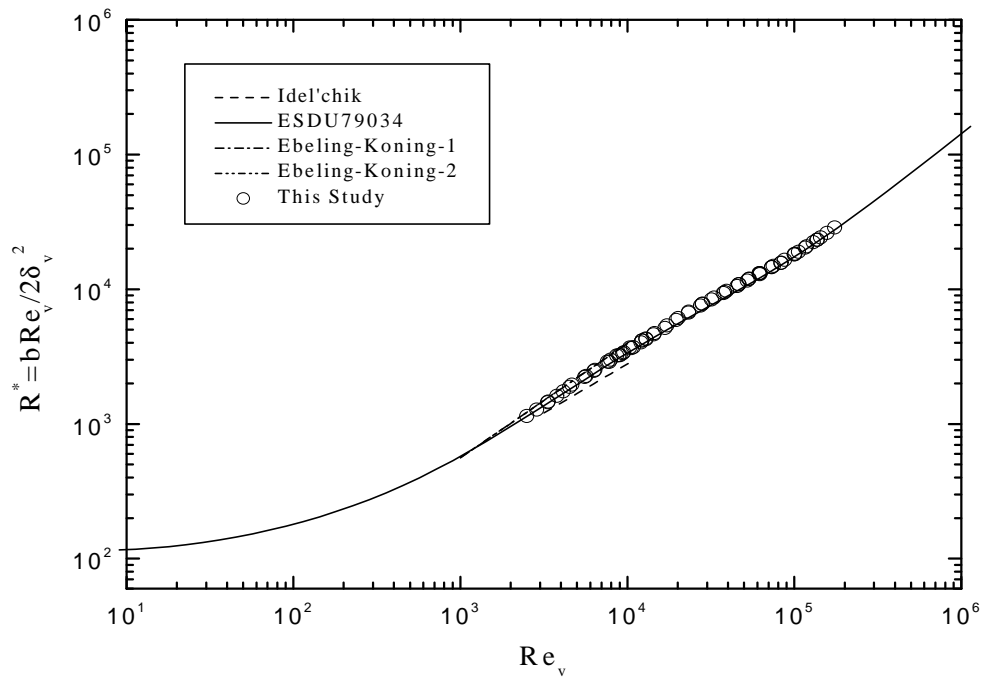


Fig.6 Crossflow correlations for triangular array(45 Deg. inclination angle)

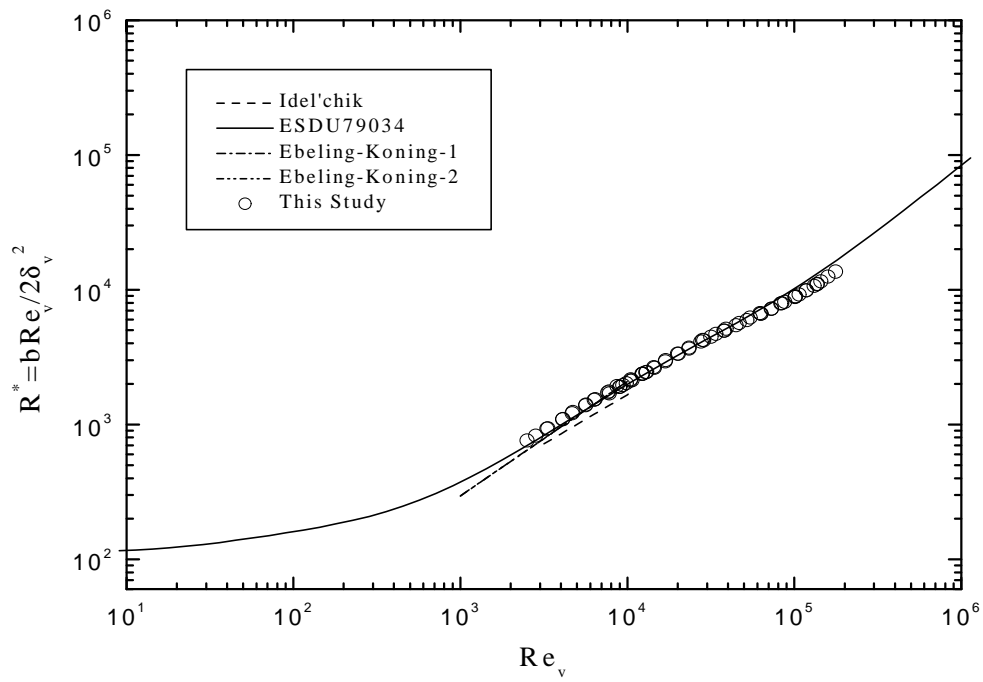


Fig.7 Crossflow correlations for triangular array(30 Deg. inclination angle)