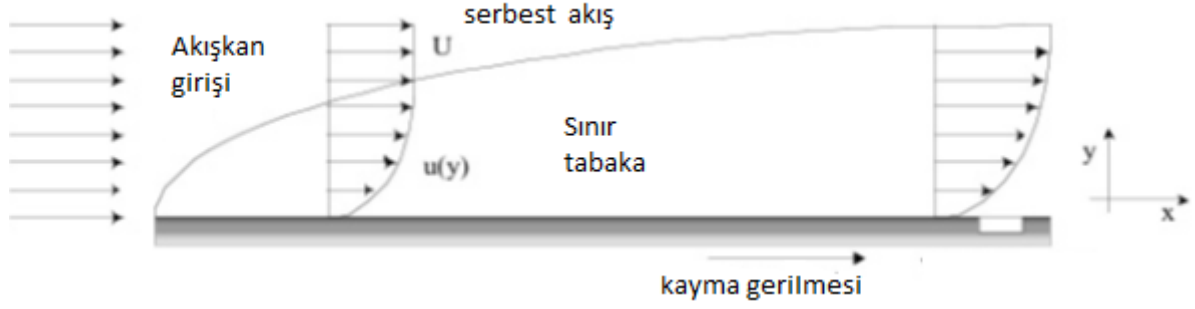


1.GİRİŞ

Genellikle herhangi bir akış esnasında akışkanın tabakaları farklı hızlarda hareket ederler ve akışkanın viskozitesi, uygulanan kuvvete karşı direnç gösteren tabakalar arasındaki yüzey gerilimlerinden dolayı ortaya çıkar.



Şekil 1.1 Katı sınırdaki üzerindeki sınır tabakası oluşumu

Isaac Newton'un öne sürdüğü üzere, laminer ve paralel bir akışta, tabakalar arasındaki yüzey gerilimi (τ) bu tabakalara dik yöndeki hız gradyeni ($\partial u/\partial y$) ile orantılıdır.

$$\tau = \mu \frac{\partial u}{\partial y} \quad 1.1$$

Buradaki μ sabiti, viskozite sabiti, viskozite veya dinamik viskozite olarak bilinir. Su ve gazların çoğu Newton yasasına uyarlar ve Newtonyen akışkanlar olarak adlandırılırlar. Newtonyen olmayan akışkanlarda ise, yüzey gerilimi ile hız gradyeni arasındaki basit lineer ilişki çok daha karmaşık bir hal alır.

Akışkanlar mekaniğinde Reynolds sayısı, bir akışkanın, atalet kuvvetlerinin ($v_s \rho$) nin viskozite kuvvetlerine (μ/D) olan oranıdır ve sonuç olarak bu değer bu iki tip kuvvetin belli bir akış şartı altında birbirine olan göreceli önemini verir. Bundan ötürü, Reynolds sayısı, düzgün akış ve türbülanslı akış gibi değişik akış rejimlerini nitelemek için kullanılır

$$Re = \frac{\rho v_s D}{\mu} = \frac{v_s D}{\nu} = \frac{\text{atalet kuvvetleri}}{\text{vizkozite kuvvetleri}} \quad 1.2$$

v_s - Akışkanın hızı

D - Borunu çapı

μ - Akışkanın dinamik viskozitesi

ν - Akışkanın kinematik viskozitesi: $\nu = \mu / \rho$

ρ - Akışkanın yoğunluğu

Laminer akış bir akım özelliğidir. Düzgün akım olarak tanımlanır. Reynolds sayısı ile belirlenir. Düşük Reynolds sayıları için sınır tabaka laminerdir.

Türbülanslı akış akışkanın doğrusal olmayan bir şekilde akması olayıdır. Ters laminar akıştır. Yüksek Reynolds sayıları için sınır türbülanslıdır.

Reynolds sayısı bir akışkanın karakterini (laminer veya türbülanslı) gösterir.

1.1 Bernoulli Denklemi

Sıkıştırılmayan bir akışkanın boru içerisindeki akışı için şu denklemler yazılabilir:

Süreklilik denklemi;

$$Q = v_1 A_1 = v_2 A_2 \quad 1.3$$

$$\frac{P_1}{\rho} + gz_1 + \frac{a_1 \bar{u}_1^2}{2} + \eta W_p = \frac{P_2}{\rho} + gz_2 + \frac{a_2 \bar{u}_2^2}{2} + h_f \quad 1.4$$

Burada:

Q=Hacimsel akış hızı (m³/s)

P=Statik basınç (N/m²)

v=Ortalama hız (m/s)

h_f=Toplam kayıp (N.m/kg)

A=Borunun kesit alanı (m²)

ρ=Yoğunluk (kg/m³)

z=Yükseklik (m)

g=Yerçekimi ivmesi (9,81 m/s²)

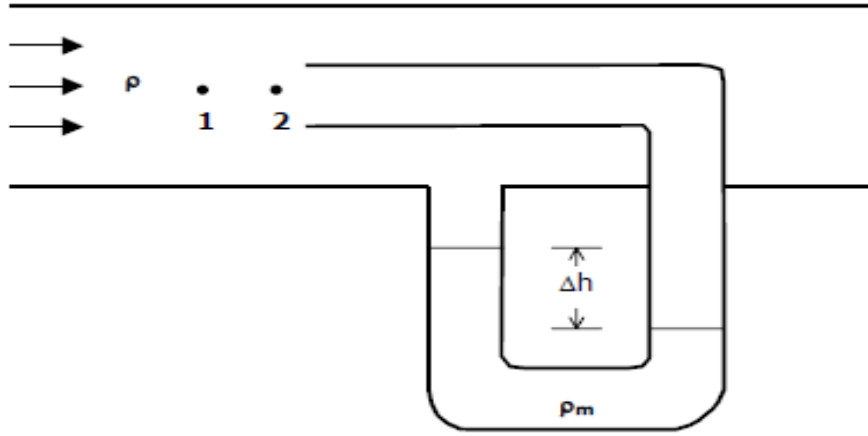
W_p=Pompa işi (N.m/kg)

η=Pompa verim

1.2 Akış ölçerler

1.2.1 Pitot tüpü

Pitot tüpü bir akışkan akımının herhangi bir noktasındaki lokal hızı ölçmek için kullanılır. Akış hattı üzerine yerleştirilen U tüpünün bir ucu akışa karşı açık olacak şekilde monte edilir. Tüp girişinde (nokta 2) akışkan kinetik enerjisini kaybeder ($u=0$).



Şekil 1.2 pitot tüpü akış ölçer

Sıkıştırılmayan akışkan için 1 ve 2 noktaları için $z_1=z_2$, $u_2=0$, $u_1=u$, $h_f=0$ ve pompa işinin olmadığı durumda Bernoulli denkliği düzenlenirse;

$$\frac{P_1}{\rho} + gz_1 + \frac{\bar{u}_1^2}{2} = \frac{P_2}{\rho} + gz_2 + \frac{\bar{u}_2^2}{2} + h_f \quad 1.5$$

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{u^2}{2} = \frac{P_2}{\rho} \quad 1.6$$

$$u = \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad 1.7$$

Gerçek durumlar için yukarıdaki eşitlikten sapmalar olur. Bu sapma deneysel verilere göre belirlenerek pitot tüpü eşitliği düzeltilmelidir. Bu durumda yukarıdaki eşitliğe boyutsuz düzeltme katsayısı çarpanı (C_p) ilave edilir. C_p 0.98 ile 1.0 arasında değişir.

$$u = C_p \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad 1.8$$

Basınç farkı ($P_1 - P_2$) manometre denkliğinden elde edilirse;

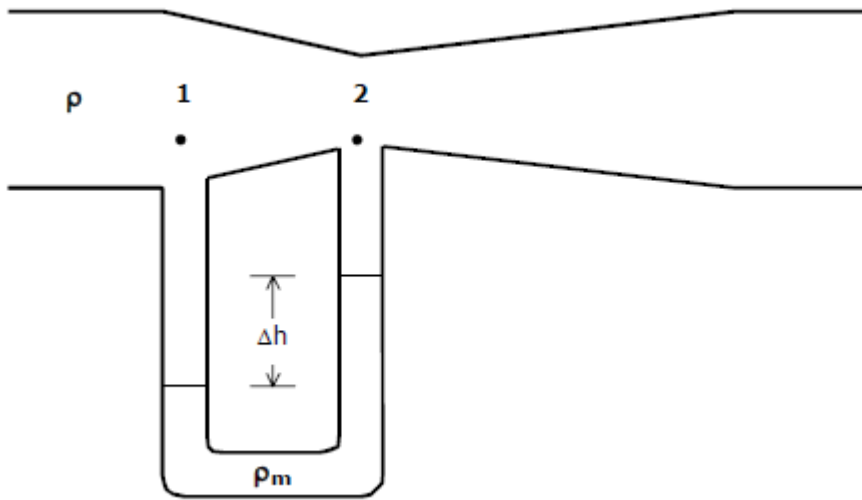
$$P_1 - P_2 = (\rho - \rho_m)g\Delta h \quad 1.9$$

$$u = C_p \sqrt{\frac{2(\rho_m - \rho)g\Delta h}{\rho}} \quad 1.10$$

Not: Bu eşitlik akışkanın ortalama hızını değil, yerel hızını belirlemede kullanılır.

1.2.2 Venturimetre

Ölçülebilir bir basınç farkı, boru kesit alanında kademeli bir daralma ve tekrar genişleme yolu ile sağlanır. Bu sırada ani daralma ve genişleme sonucu enerji kaybı meydana gelse de, venturi eşitliğinin türetilmesi için bu kayıp ihmal edilir.



Şekil 1.3 Venturimetre akış ölçer

Sıkıştırılmayan akışkan için 1 ve 2 noktaları için $z_1 = z_2$, $h_f = 0$ ve pompa işinin olmadığı durumda Bernoulli denkliği düzenlenirse;

$$\frac{P_1}{\rho} + gz_1 + \frac{u_1^2}{2} = \frac{P_2}{\rho} + gz_2 + \frac{u_2^2}{2} \quad 1.11$$

1 ve 2 noktaları için süreklilik denkliğinden;

$$u_1 \frac{\pi D_1^2}{4} = u_2 \frac{\pi D_2^2}{4} \quad 1.12$$

$$u_1 = u_2 \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^2 \quad 1.13$$

u_1 Bernoulli denkliğinde yerine konulduğunda,

$$u_2^2 - u_1^2 \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^4 = \frac{2(P_1 - P_2)}{\rho} \quad 1.14$$

$$u_2^2 \left[1 - \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^4 \right] = \frac{2(P_1 - P_2)}{\rho} \quad 1.15$$

$$u_2^2 = \frac{1}{1 - \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^4} \frac{2(P_1 - P_2)}{\rho} \quad 1.16$$

$$u_2 = \frac{1}{\sqrt{1 - \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^4}} \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad 1.17$$

Eğer küçük enerji kaybı için venturi eşitliği düzeltilecek olursa, boyutsuz venturi düzeltme katsayısı (C_v) eşitliğe çarpan olarak ilave edilir.

C_v her durum için deneysel olarak saptanabilir. C_v $Re > 104$ durumunda, $D < 0.2$ m borular için 0.98, daha geniş borular için ise 0.99 olarak alınabilir.

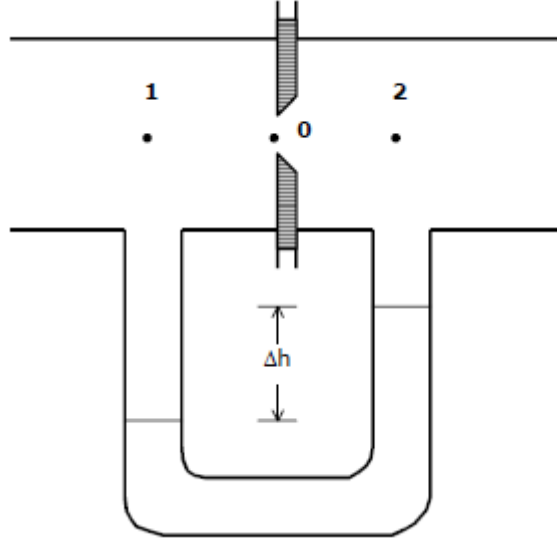
$$u_2 = \frac{C_v}{\sqrt{1 - \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^4}} \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad 1.18$$

$$\beta = \frac{D_2}{D_1} \text{ ise}$$

$$u_2 = \frac{C_v}{\sqrt{1 - \beta^4}} \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad 1.19$$

1.2.3 Orifis metre

Orifis metre, venturi metreye göre daha ucuz bir yatırımdır. Ancak akış hattında kalıcı enerji kaybına neden olur.



Şekil 1.4 orifis metre akış ölçer

Orifis eşitliği, venturi eşitliğine benzer. Burada C_o boyutsuz orifis düzeltme katsayısıdır ve her zaman deneysel olarak saptanır. Eğer orifis için $Re > 20\ 000$ ve $D_o/D_1 < 0.5$ ise C_o 0.61 olarak sabit alınabilir.

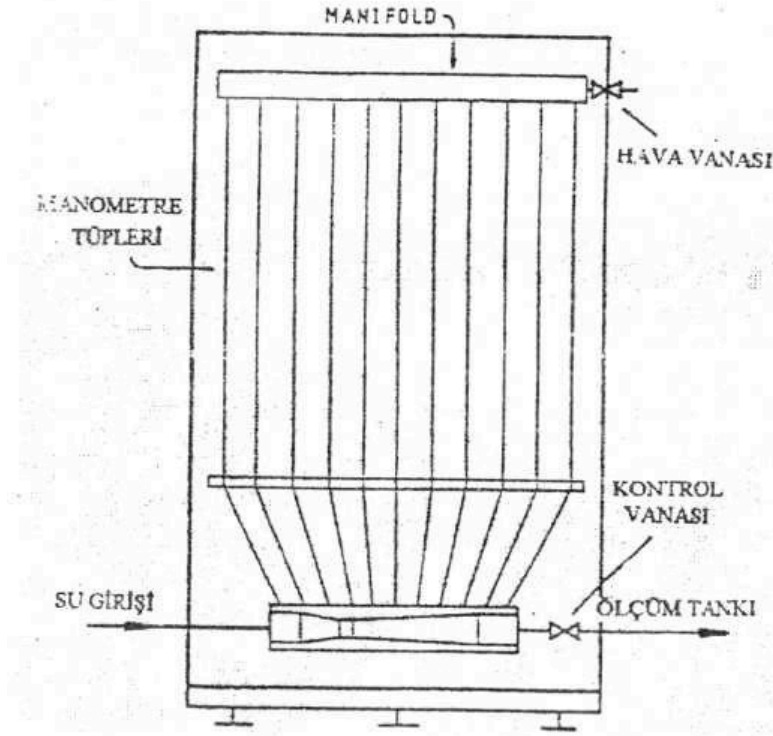
$$u_2 = \frac{C_o}{\sqrt{1 - \left(\frac{D_o}{D_1}\right)^4}} \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}}$$

1.20

2. DENEYSEL KISIM

2.1 Deney Sisteminin Tanımı

Şekil 2.1'de venturimetre şematik olarak görülmektedir. Venturimetre boyunca çeşitli noktalarda piyezometre tüpleri manometre tüplerine bağlanmıştır. Basınç muslukları sadece girişe ve boğaza yerleştirilmiştir. Bu iki yerde yapılan ölçüm debiyi belirlemek için yeterlidir.

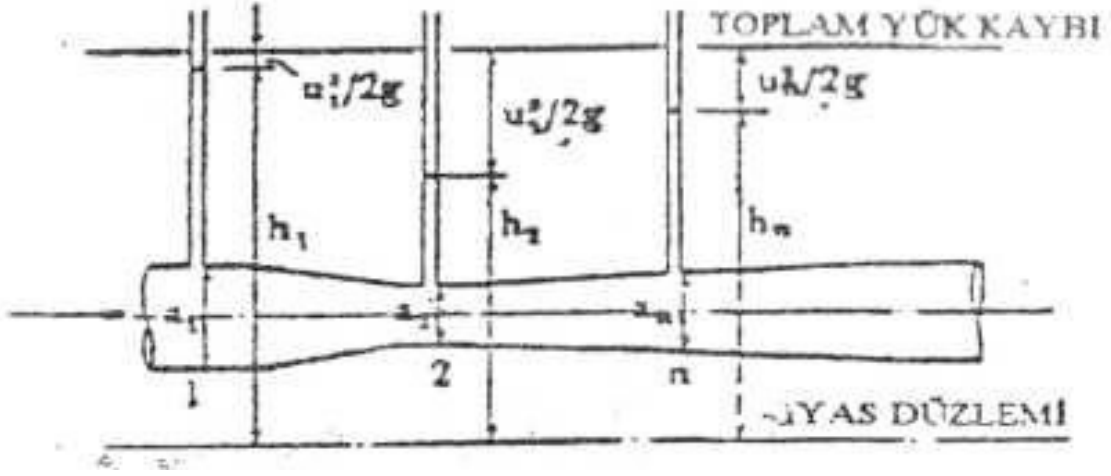


Şekil 2.1. Venturimetrenin şematik olarak gösterimi

2.2. Deney Yapılışı

Hidrolik tezgahın venturimetre borusuna giden su kontrol vanası açılır, akış kararlı olduktan sonra pompa ile manometrelerin üst taraftaki su boşaltılır. Manometre değerleri okunarak tabloya kaydedilir. Akışkan biriktirme haznesi plastik boru tıkaçı ile kapatılır. Haznedeki su seviyesi sıfır çizgisine gelince kronometre çalıştırılarak 15, 25 ve 35 litrelik dolular için geçen süreler not edilir ve böylece debi hesaplanmış olur. Bu işlem farklı debiler için tekrarlanır.

2.3 Venturimetre Teorisi



Şekil 2.2 Bir venturimetre de ideal şartlar

Şekil 2.2'de, bir noktada birleşen/ayrılan boru boyunca sıkışamaz akışkanın akışı görülmektedir

Suyun giriş bölgesindeki 1. kesitin alanı a_1 , boğaz bölgesindeki 2. kesitin alanı a_2 ve herhangi bir başka kesitteki n. kesit alanı a_n 'dir Bu kesitlerdeki piyezometre yükleri h_1 , h_2 ve h_n 'dir. Boru boyunca enerji kaybı olmadığı ve her bir kesitteki hız ve piyezometre yüklerinin sabit olduğu kabul edilirse, Bernoulli teoremi aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$\frac{u_1^2}{2g} + h_1 = \frac{u_2^2}{2g} + h_2 = \frac{u_n^2}{2g} + h_n \quad 2.1$$

burada u_1 , u_2 ve u_n , 1, 2 ve n kesitleri içindeki akış hızlarıdır Süreklilik denklemi aşağıdaki gibi yazılır.

$$u_1 a_1 = u_2 a_2 = u_n a_n = Q \quad 2.2$$

burada Q debiyi göstermektedir. Denklem (2.2)'deki u_1 değeri denklem (2.1)'de yerine konulursa;

$$\frac{u_2^2}{2g} \left(\frac{a_2}{a_1} \right)^2 + h_1 = \frac{u_2^2}{2g} + h_2 \quad 2.3$$

ifadesi elde edilir.

u_2 için bu denklemin çözümünden;

$$u_2 = \sqrt{\frac{2g(h_1-h_2)}{1-\left(\frac{a_2}{a_1}\right)^2}} \quad 2.4$$

elde edilir. Böylece denklem (2.2)' den debiyi şu şekilde yazabiliriz.

$$Q = a_2 \sqrt{\frac{2g(h_1-h_2)}{1-\left(\frac{a_2}{a_1}\right)^2}} \quad 2.5$$

Pratikte 1 ve 2 kesitleri arasında bir miktar kayıp söz konusudur ve hız her iki kesitte de sabit değildir. Sonuç olarak debinin ölçülen değerleri genellikle denklem (2.3)'deki değerinden biraz daha küçüktür ve bu farklılık

$$Q = C_v a_2 \sqrt{\frac{2g(h_1-h_2)}{1-\left(\frac{a_2}{a_1}\right)^2}} \quad 2.6$$

şeklinde ifade edilir. Burada C_v deneyle elde edilen venturimetre debi katsayısıdır. Bir noktada birleşen/ayrılan boru boyunca ideal basınç dağılımı denklem (2.1)' den şu şekilde elde edilmiştir.

$$h_n - h_1 = \frac{u_1^2 - u_n^2}{2g} \quad 2.7$$

Hesaplama ve hesaplamayla birlikte deneysel sonuçların karşılaştırılması amacıyla venturimetrenin daralma bölgesindeki hız yükünün bir bölümünü (h_n-h_1) olarak söylemek mümkündür.

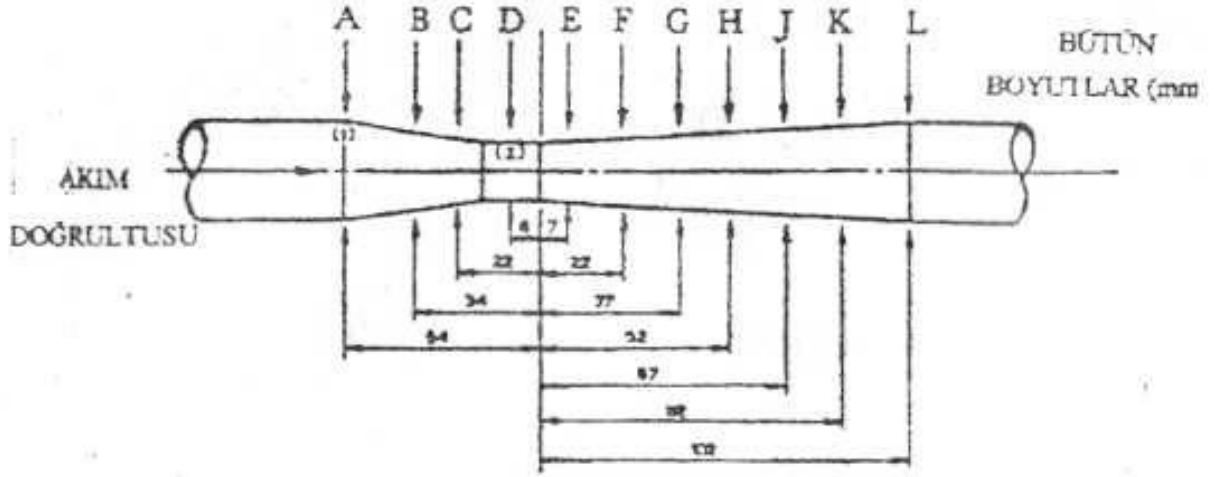
$$\frac{h_n-h_1}{u_2^2/2g} = \frac{u_1^2-u_n^2}{u_2^2} \quad 2.8$$

Süreklilik denkleminde hız oranları yerine sağ taraftaki kesit oranları konulursa ideal basınç dağılımı şöyle oluşur.

$$\frac{h_n-h_1}{u_2^2/2g} = \left(\frac{a_2}{a_1}\right)^2 - \left(\frac{a_2}{a_n}\right)^2 \quad 2.9$$

Akış debisi ise tartma tekniği ile ölçülür. Bu işlem devam ederken h_1 ve h_2 değerleri

göstergeden okunur. $(h_1 - h_2)$ 'nin her değeri için uygun akış debisi ölçülmelidir. Ayarlanan tüm piyezometre tüplerinin okumaları yapılarak venturimetre boyunca basınç dağılımı belirlenir. Sayacın çapları ve piyezometre musluklarının durumları şekil 2.3'de gösterilmiştir.



Şekil 2.3 Piyezometre tüplerinin ve venturimetrenin durumu

2.4 Tablolar

Tablo 2.1 Daralma bölgesindeki ideal hız dağılımı

Piyezometre tüpü no. (n)	Kesitin Çapı, dn (mm)	$\frac{d_2}{d_n}$	$\left(\frac{a_2}{a_1}\right)^2$	$\left(\frac{a_2}{a_1}\right)^2 - \left(\frac{a_n}{a_1}\right)^2$
A(1)				
B				
C				
D(2)				
E				
F				
G				
H				
J				
K				
L				

Tablo 2.2 Venturi daralma bölgesi boyunca basınç dağılım ölçümleri

Piyezometre tüpü no (n)	Q=			Q=		
	$\frac{U^2}{2g}$			$\frac{U^2}{2g}$		
	h_n (mm)	h_n-h_1 (m)	$\frac{h_n - h_1}{\frac{U_2^2}{2g}}$	h_n (mm)	h_n-h_1 (m)	$\frac{h_n - h_1}{\frac{U_2^2}{2g}}$
A(1)						
B						
C						
D(2)						
E						
F						
G						
H						
J						
K						
L						

Tablo 2.2 Venturi daralma bölgesi boyunca basınç dağılım ölçümleri

Piyezometre tüpü no (n)	Q=			Q=		
	$\frac{U^2}{2g}$			$\frac{U^2}{2g}$		
	h_n (mm)	h_n-h_1 (m)	$\frac{h_n - h_1}{\frac{U_2^2}{2g}}$	h_n (mm)	h_n-h_1 (m)	$\frac{h_n - h_1}{\frac{U_2^2}{2g}}$
A(1)						
B						
C						
D(2)						
E						
F						
G						
H						
J						
K						
L						

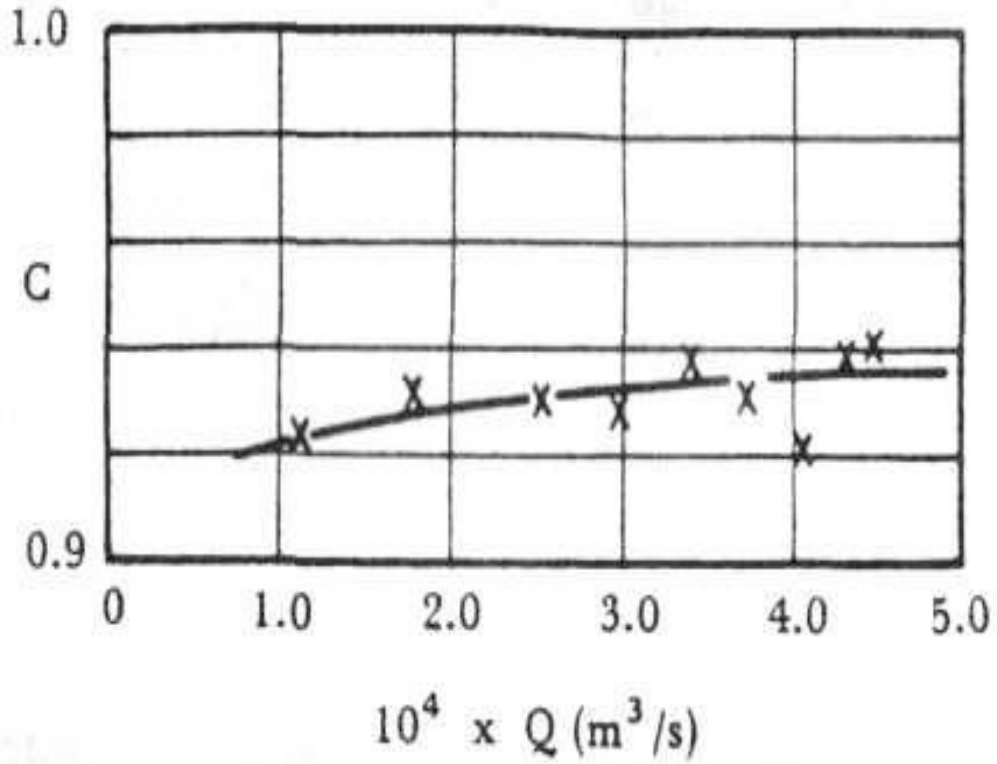
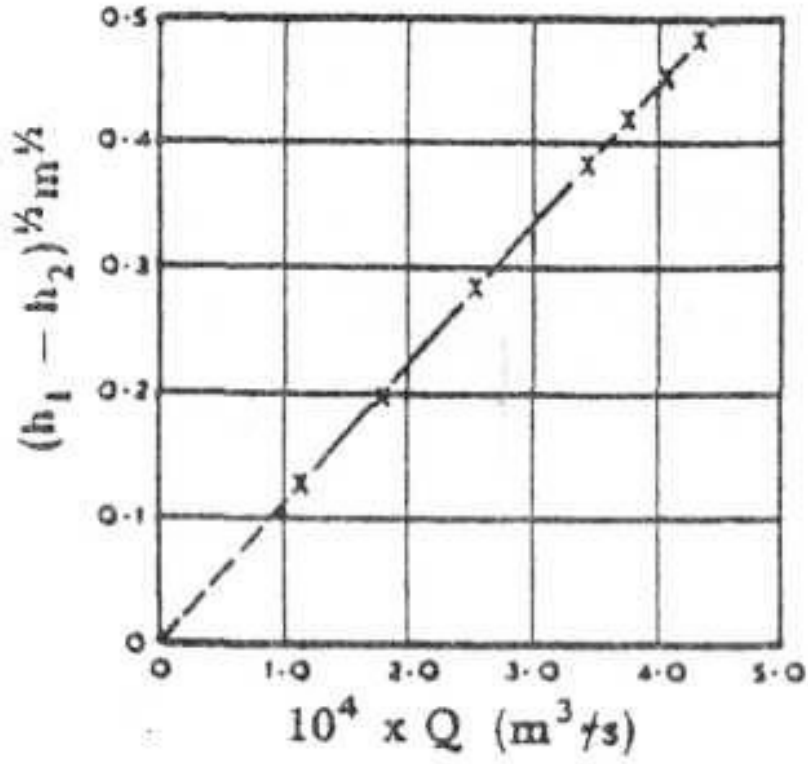
Tablo 2.2 Venturi daralma bölgesi boyunca basınç dağılım ölçümleri

Piyezometre tüpü no (n)	Q=			Q=		
	$\frac{U^2}{2g}$	$\frac{U^2}{2g}$	$\frac{U^2}{2g}$	$\frac{U^2}{2g}$	$\frac{U^2}{2g}$	$\frac{U^2}{2g}$
	h_n (mm)	h_n-h_1 (m)	$\frac{h_n - h_1}{\frac{U_2^2}{2g}}$	h_n (mm)	h_n-h_1 (m)	$\frac{h_n - h_1}{\frac{U_2^2}{2g}}$
A(1)						
B						
C						
D(2)						
E						
F						
G						
H						
J						
K						
L						

Tablo 2.1 ve Tablo 2.2'den $[(h_n-h_1)/(u_2/2g)]$ 'ye karşılık piyezometre tüplerinin başlangıç noktasına olan mesafeleri dikkate alınarak venturimetre boyunca ölçülmüş ve ideal basınç dağılımı aynı grafik üzerinde çizilir.

2.5 Venturimetre Katsayısının (C_v) Hesabı

Tablo 2.3 ve Tablo 2.4 hazırlanarak venturimetre debi katsayısı bulunur. Bu sonuçlardan yararlanılarak Q ile $(h_1-h_2)^{1/2}$ 'nin ve Q ile C_v 'nin değişimleri iki ayrı grafik üzerinde çizilir.



Şekil 2.4. Venturimetre katsayısının grafikte bulunması