

化工原理

化工原理教研室

Tel: 022-60202246



第一章 流体流动



1.1 概述

流体流动是各单元操作的基础。化工生产中主要应用流体流动基本原理及其流动规律的方面有：

- ① 流体流动阻力及流速、流量测量
- ② 流动对传热、传质及化学反应的影响
- ③ 流体的混合

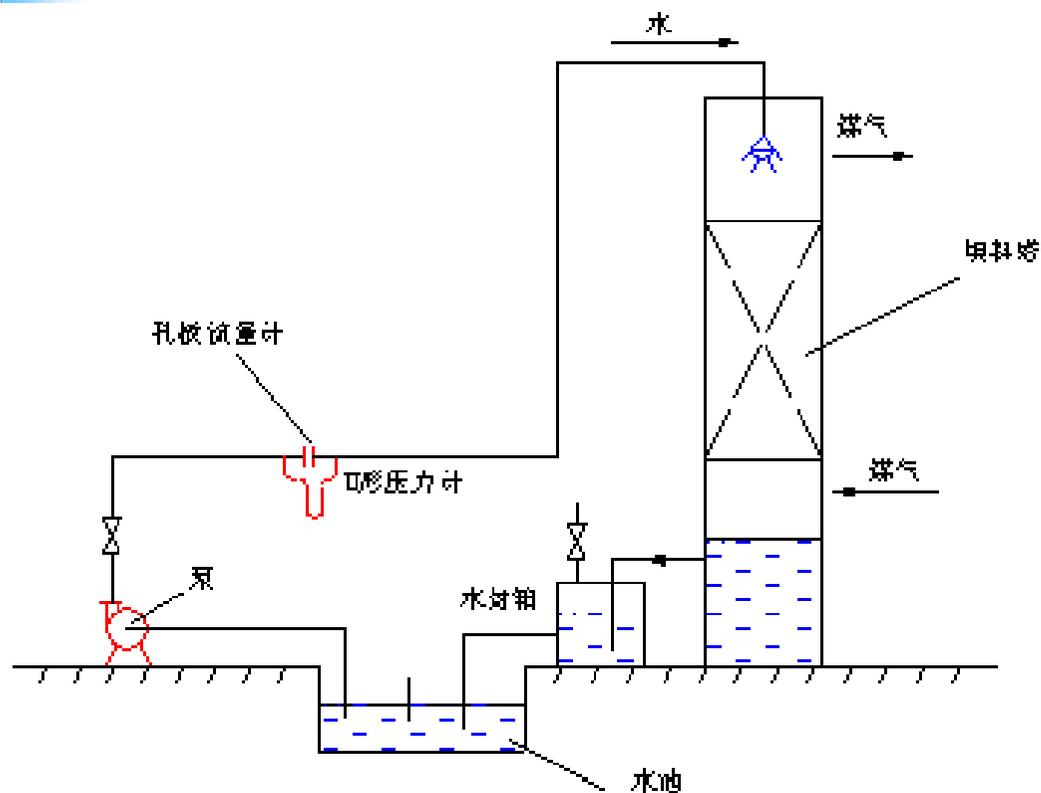


图1.1.1 煤气洗涤塔

流程分析:

流体在泵（或鼓风机）、流量计以及管道中流动等，是流体动力学问题。

流体在压差计，水封箱中的水处于静止状态，则是流体静力学问题。

为了确定流体输送管路的直径，计算流动过程产生的阻力和输送流体所需的动力。

选择输送设备的类型和型号，以及测定流体的流量和压强等。

流体流动将影响过程系统中的传热、传质过程等，是其他单元操作的主要基础。

1.1.1 流体流动的考察方法



1. 连续性假定

固体力学：考察对象——单个固体，离散介质
流体力学：考察对象——无数质点，连续介质

质点——含有大量分子的流体微团，其尺寸
远小于设备尺寸、远大于分子平均自由程

可能性：1mm³ 常温常压气体含 2.5×10^{15} 个
分子，分子平均自由程为0.1 μm量级

1.1.1 流体流动的考察方法



连续性假定——流体是由无数质点组成，彼此间没有间隙，完全充满所占空间的连续介质。

目的：可用微积分和连续函数来描述流体的各种参数。

连续性假定对绝大多数情况是适合的，
但高真空下的气体除外。



2. 运动的描述方法

- ☞ 拉格朗日法——选定流体质点，跟踪观察描述运动参数。
(微观考察方法)
- ☞ 欧拉法——固定空间位置，考察经过此地的流体运动参数。
(宏观考察方法)

欧拉法描述各有关参数在空间各点的分布情况和随时间的变化。

该固定空间称为**控制体**。

在控制体的控制面上有力的作用和能量、质量交换。



3. 流线 with 轨线

轨线是同一流体质点在不同时刻所占空间位置的连线。▶

流线是同一瞬时不同流体质点的速度方向连线。

由于同一点在指定某一时刻只有一个速度（矢量），
所以各流线不会相交。



1.1.2 流体流动中的作用力

在流体中任取一微元体积作为研究对象，它受到的力有**质量力**和**表面力**两类。

1. **质量力**——施加于流体所有质点上，且与质量成正比的力。

对于均质流体质量力与流体的体积成正比，因此也称为**体积力**。

例如：

流体在重力场中所受到的重力、在离心力场中所受到的离心力、带电流体受到的静电力、电流通过流体产生的电磁力等都是体积力。

在化学工程中，通常只考虑重力。

1.1.2 流体流动中的作用力



若设作用在质量为 m 的流体上的重力为 F ，则单位质量的质量力为 F/m ，从物理学可知其数值就等于自由落体加速度 g ，若用 F_x, F_y, F_z 分别表示单位质量的质量力在 x 、 y 、 z 轴上的分量，则：

$$X = F_x / m$$

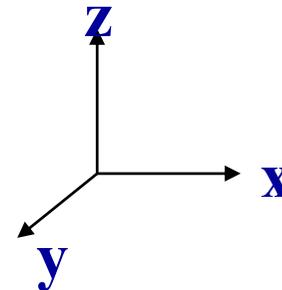
$$Y = F_y / m$$

$$Z = F_z / m$$

其数值也就分别等于自由落体加速度 g 在 x 、 y 、 z 轴上的分量，则：

$$X = Y = 0$$

$$Z = -mg / m = -g$$



1.1.2 流体流动中的作用力



2. **表面力**——与流体微元接触的外界（器壁、或指定的流体微元周围的其他流体）施加于该流体微元之力。

表面力与作用的表面积成正比，单位面积上的表面力称之为**应力**。通常可以将表面力分解为法向分力与切向分力，如图所示。

单位面积上的法向力又称之为**压强**。

单位面积上的切向力称之为**剪切应力**

静止流体：表观为静压力

运动流体：压力和粘性力

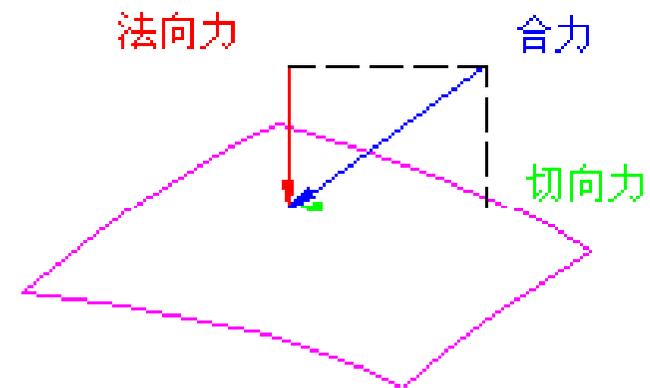


图1.1.2



1.2 流体静力学基本方程式

本节讨论流体在重力和压力作用下的平衡规律

1.2.1 流体的密度

1. 气体的密度

压强不太高，温度不太低时，可按理想气体处理。但气体密度随P、T 而变，因而须标明其状态。

若手册中查出P',T' 下的 ρ' 操作状态P,T 的 ρ ，则

$$\rho = \rho' \frac{T' P}{P' T}$$

某状态下理想气体的密度:

$$\rho = \frac{PM}{RT} \quad \text{或} \quad \rho = \frac{M}{22.4} \frac{T_0 P}{TP_0}$$

p : [Pa]—气体的绝对压强

p_0 : [Pa]—气体的绝对压强（标准状态下）

T : [K]—气体的绝对温度

1.2.1 流体的密度



2. 液体的密度

压力的变化对其密度的影响很小，可以忽略不计，故通常可视液体为不可压缩流体。但T影响较大，一般查手册可得。

3. 混合物的密度

① 气体混合物的密度

以 1m^3 混合气体为基准，各组分混合后其质量不变，则

$$\rho_m = \rho_A x_{va} + \rho_B x_{vb} + \dots + \rho_n x_{vn}$$

同样，也可由下式求得：

$$\rho_m = \frac{M_m T_0 P}{22.4 TP_0}$$

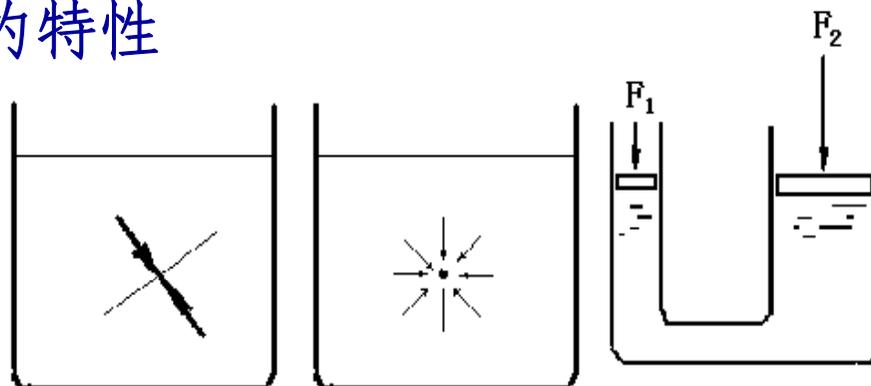
② 液体混合物的密度

以 1kg 液体混合物为基准，各组分混合后其体积不变，则

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{x_{wA}}{\rho_A} + \frac{x_{wB}}{\rho_B} + \dots + \frac{x_{wn}}{\rho_n}$$

1.2.2 静止流体的压强分布

1. 静压强的特性



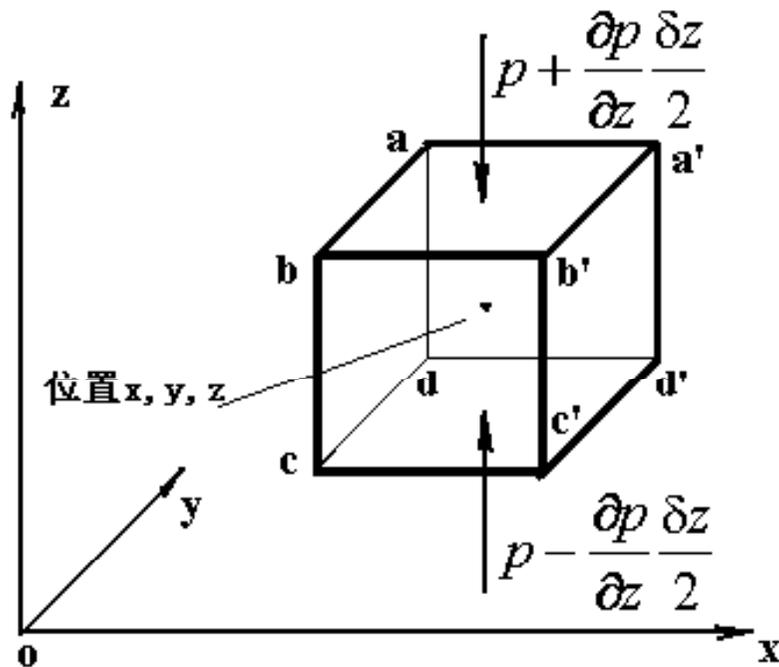
- ① 静止流体中任意界面上只受到大小相等方向相反的压力
- ② 作用于任意点所有不同方位的静压强在数值上相等
- ③ 压强各向传递

流动的流体的静压强垂直于流动方向



1.2.3 流体静力学基本方程式

1. 取控制体作力衡算



体积力 $Z\rho dV$

$$dV = \delta x \delta y \delta z$$

$$Z\rho dV + \left[\left(p - \frac{\partial p}{\partial z} \frac{\delta z}{2} \right) - \left(p + \frac{\partial p}{\partial z} \frac{\delta z}{2} \right) \right] \delta x \delta y = 0$$



$$Z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} = 0,$$

同样 $X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} = 0, Y - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} = 0$

2. 结合本过程解微分方程

重力场 $X=0, Y=0, Z=-g$

则 $\frac{\partial p}{\partial x} = 0, \frac{\partial p}{\partial y} = 0$ $-g - \frac{1}{\rho} \frac{dp}{dz} = 0$

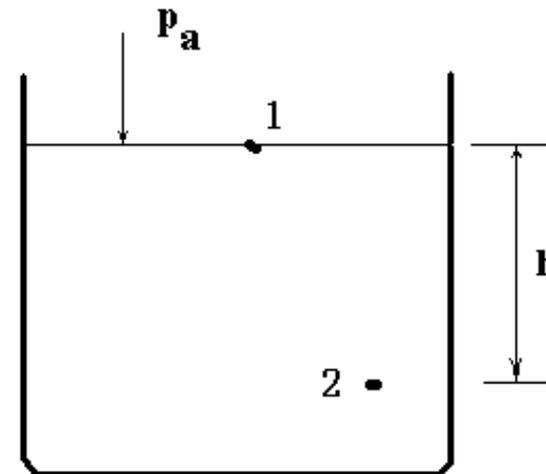
积分得 $p + \rho g z = \text{常数}$

或 $\frac{p_1}{\rho} + g z_1 = \frac{p_2}{\rho} + g z_2$



$$p_2 + \rho g z_2 = p_a + \rho g z_1$$

$$\begin{aligned} p_2 &= p_a + \rho g (z_1 - z_2) \\ &= p_a + \rho g h \end{aligned}$$



分析方法

- ①取控制体
- ②作力衡算
- ③结合本过程的特点，解微分方程



2. 静力学方程应用条件

- ①同种流体且不可压缩(气体高差不大时仍可用)
- ②静止(或等速直线运动的流体横截面——均匀流)
- ③重力场
- ④单连通

3. 流体的总势能

总势能 $\frac{\mathcal{P}}{\rho} = \frac{p}{\rho} + gz$ (压强能与位能之和)

虚拟压强 $\mathcal{P} = p + \rho gz$



1.2.4 压强的表示方法

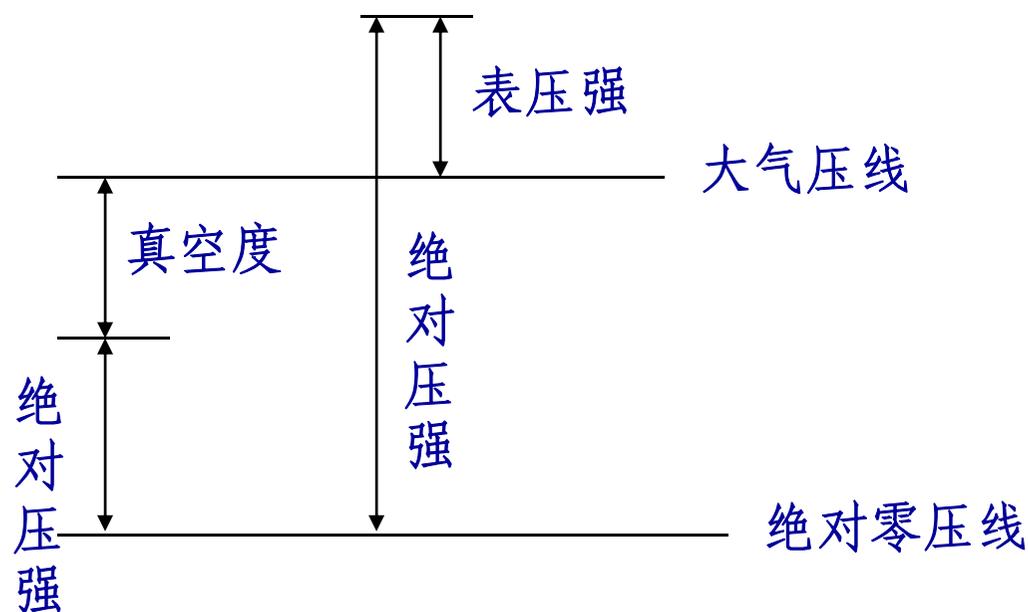
绝对压强：以绝对零压为基准，是流体的真实压强

表压强：以大气压为基准

真空度：负的表压强

表压=绝对压-大气压

真空度=大气压-绝对压



1.2.4 压强的表示方法



单位表示:

SI制: $\text{N/m}^2[\text{Pa}]$

制外单位: 物理大气压, atm
工程大气压, $\text{at}(\text{kgf/cm}^2)$
mmHg柱, mH_2O 柱

换算关系:

$$1\text{atm}=1.033\text{kgf/cm}^2=760\text{mmHg}=10.33\text{mH}_2\text{O}=1.0133 \times 10^5 \text{ N/m}^2$$

$$1\text{kgf/cm}^2=735.6\text{mmHg}=10\text{mH}_2\text{O}=9.807 \times 10^4 \text{ N/m}^2$$

1.2.5 静力学基本方程式的应用

1. U形管压差计

可测量流体中某点的压力
亦可测量两点之间的压力差

在正U形管中要求指示剂密度大于工作介质密度
在倒U形管中，则反之（通常用空气）。

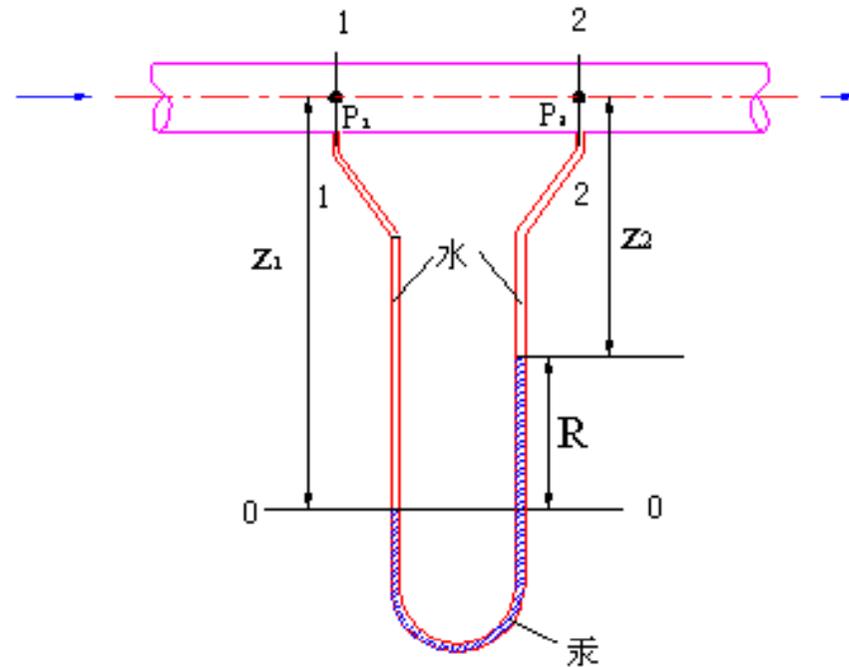
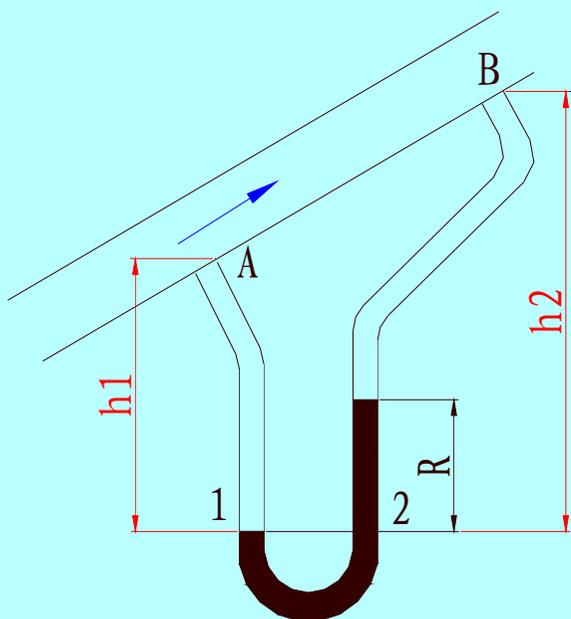


图1-6 U形管压差计



$$p_1 = p_A + \rho g h_1$$

$$p_2 = p_B + \rho g (h_2 - R) + \rho_i g R$$

$$p_1 = p_2 \quad \text{整理得:}$$

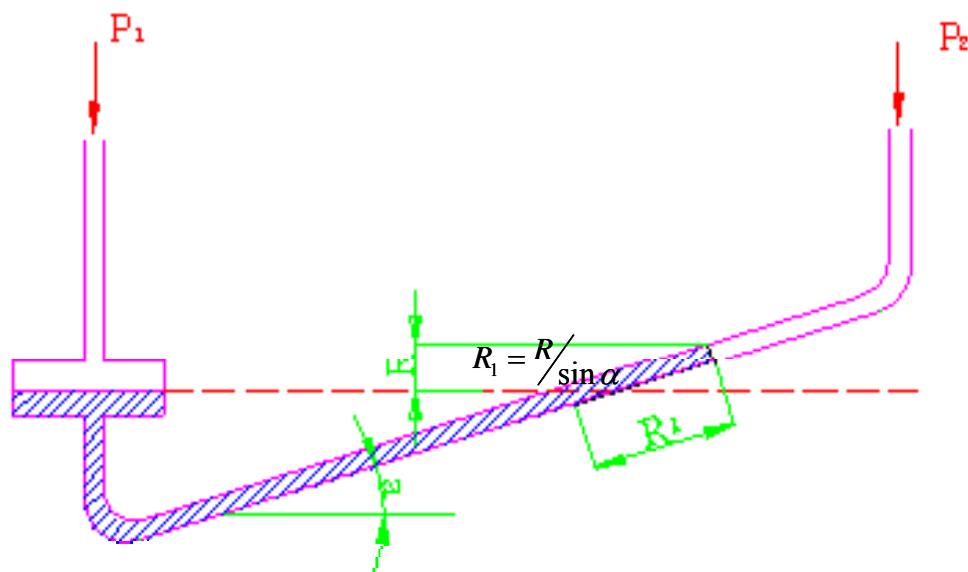
$$(p_A + \rho g h_A) - (p_B + \rho g h_B) = R g (\rho_i - \rho)$$

$$p'_A - p'_B = R g (\rho_i - \rho)$$



倾斜液柱压差计

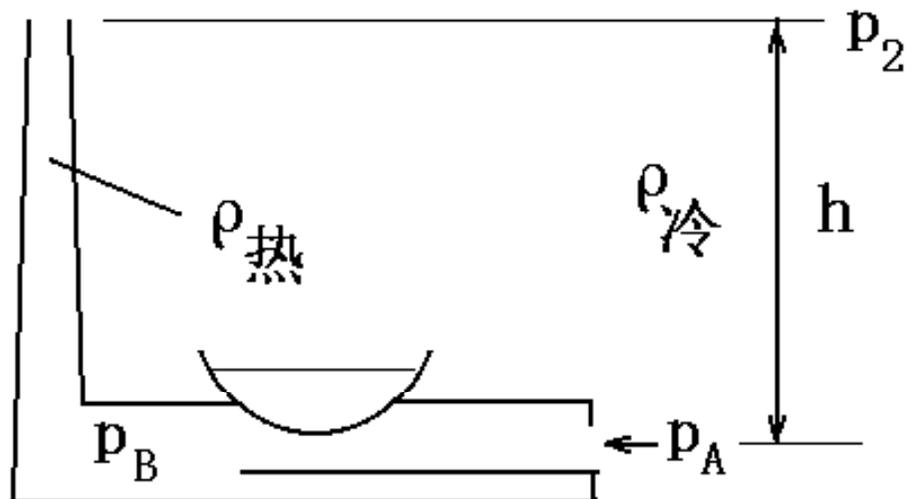
倾斜液柱压差计又称斜管压差计，被测系统压力差很小时使用。



$$R_1 = R / \sin \alpha$$

1.2.5 静力学基本方程式的应用

2 烟囱拔烟:

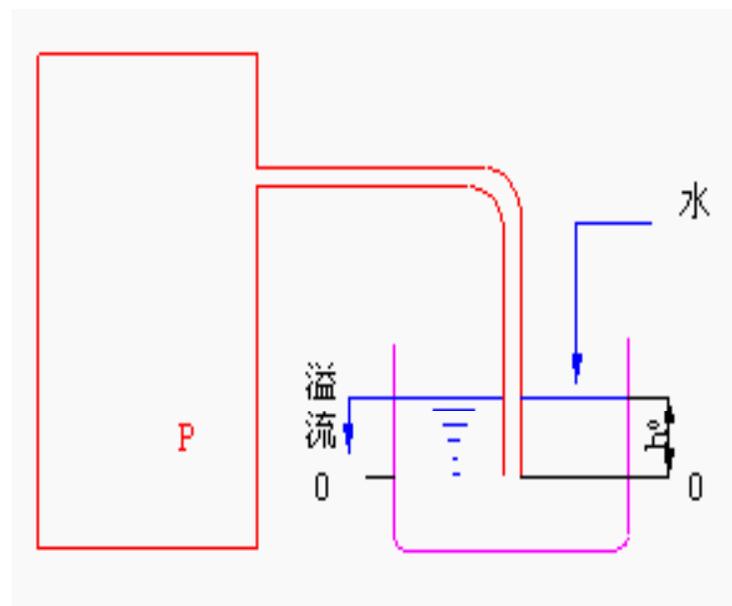


$p_A = p_2 + \rho_{\text{冷}} gh$ 由于 $\rho_{\text{冷}} > \rho_{\text{热}}$
 $p_B = p_2 + \rho_{\text{热}} gh$ 则 $p_A > p_B$ 所以拔风
烟囱拔风的必要条件是什么?

1.2.5 静力学基本方程式的应用

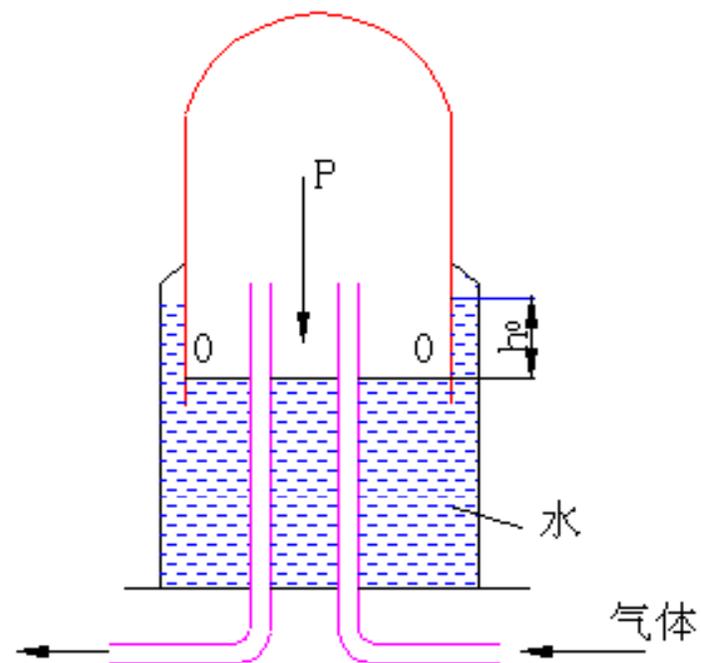
3. 液封

如图，为了控制器内气体压力不超过给定的数值，常常使用安全液封装置（或称水封装置）。其目的是确保设备的安全，若气体压力超过给定值，气体则从液封装置排出。



液封还可达到防止气体泄漏的目的，而且它的密封效果极佳，甚至比阀门还要严密。例如煤气柜通常用水来封住，以防止煤气泄漏，如图所示。

$$h_0 = \frac{P}{\rho g}$$

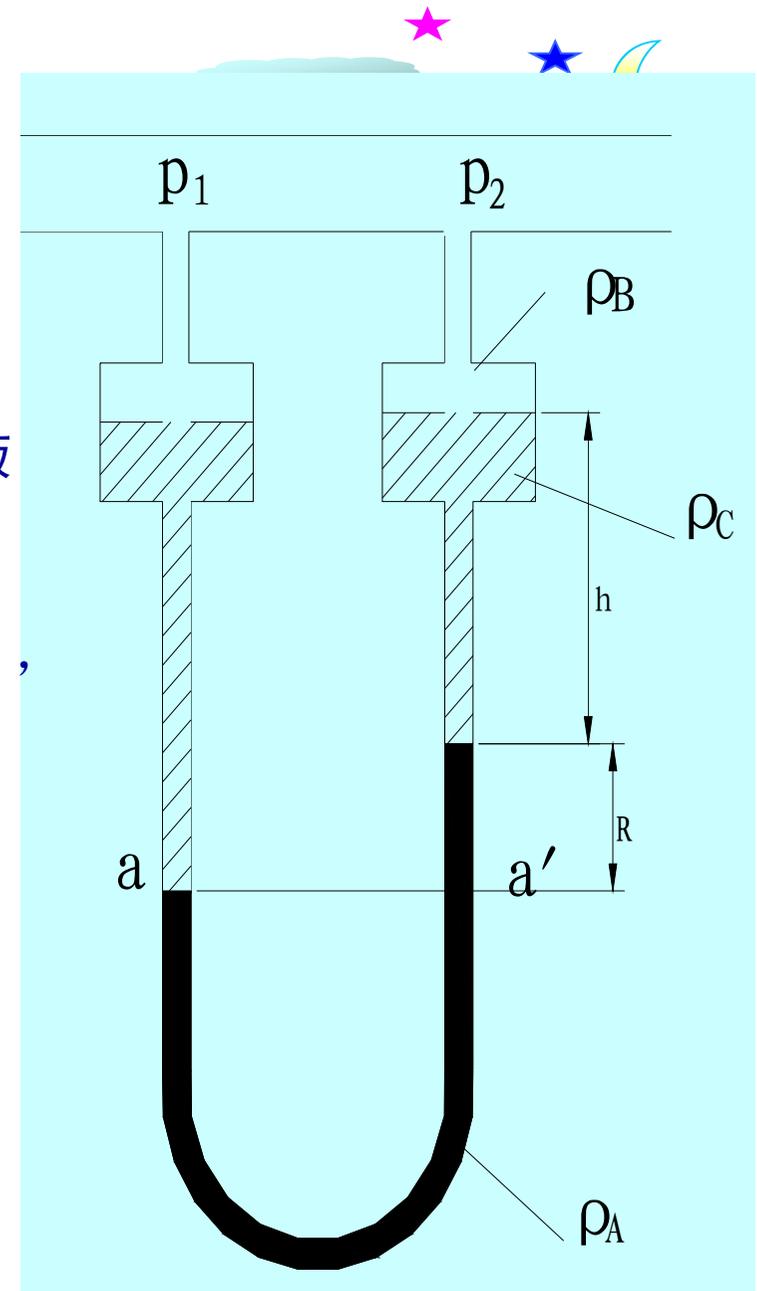


4. 微差压差计

其特点为：

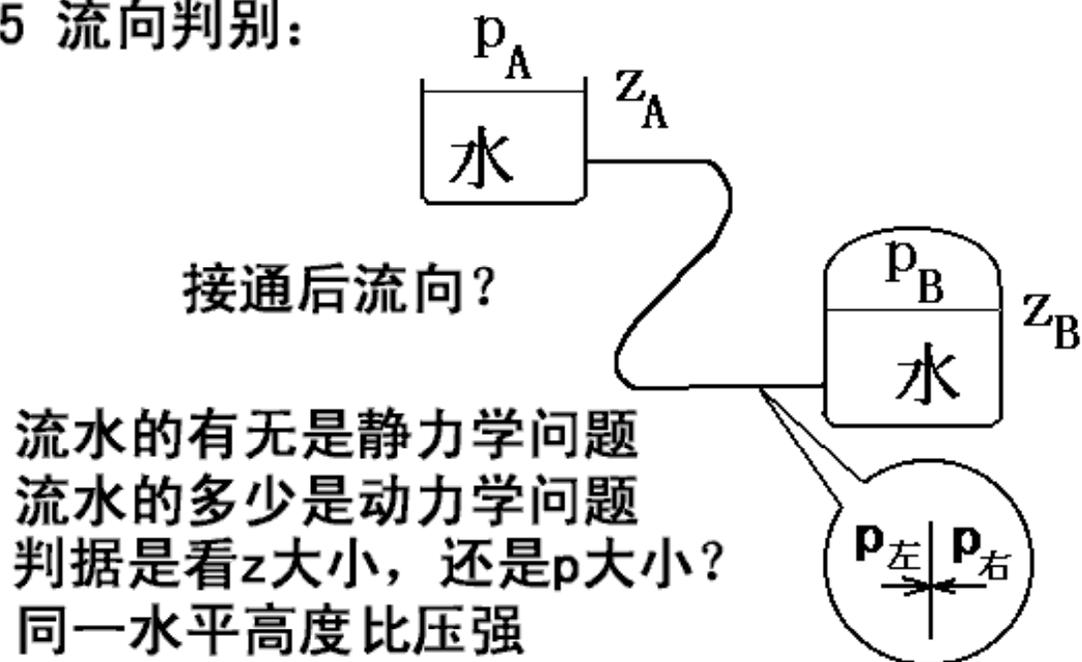
- ① 张室及U形管内装有互不相溶的两种指示液A和C，为了将读数放大，应尽可能使两种指示液的密度相接近。
- ② 两U形管两端顶部装两扩大室，亦称“水库”，其直径比管径大10倍以上。这样可忽略扩大室中的液面变化。可得下式：

$$p_1 - p_2 = (\rho_A - \rho_C)gR$$



1.2.5 静力学基本方程式的应用

5 流向判别:



$$p_{\text{左}} = p_A + \rho g z_A = p_A$$

$$p_{\text{右}} = p_B + \rho g z_B = p_B$$

1.3 流体动力学



1.3.1 流体流动的基本概念

1. 流速与流率

- ① 流速——即流体流动的速度。对于任意流动状态速度为一空间向量，以 \mathbf{u} 表示。（ u_x, u_y, u_z ）

在流动截面上各点的流速称为点流速。

一般，各点流速不相等，在同一截面上的点流速的变化规律称为速度分布

1.3.1 流体流动的基本概念



② 流率

单位时间内流体通过流动截面的量。

以流体的体积计量的称为体积流率（流量） $q_V, m^3/s$

以质量计量称为质量流率 $q_m, kg/s$

二者关系： $q_m = \rho q_V$

其他： $dq_V = u dA$

$$q_V = uA$$

$$q_m = \rho uA$$



2. 稳态流动与不稳态流动

流体流动和热量、质量传递过程中，流体质点的所有物理量都可能是空间坐标（ x 、 y 、 z ）和时间 t 的函数。但实际过程中，物理量不一定都随时间变化，故有稳态与非稳态过程之分。

当流体流过任一截面时，流速、流率和压力等其他有关的物理量不随时间而变化，称为**稳态流动或定常流动**。

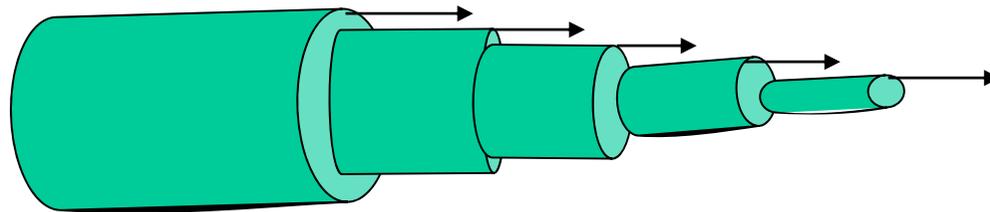
流体流动时，任一截面处的有关物理量中只要有一个随时间而变化，则称为**不稳态流动或不定常流动**。



3. 粘性定律和粘度

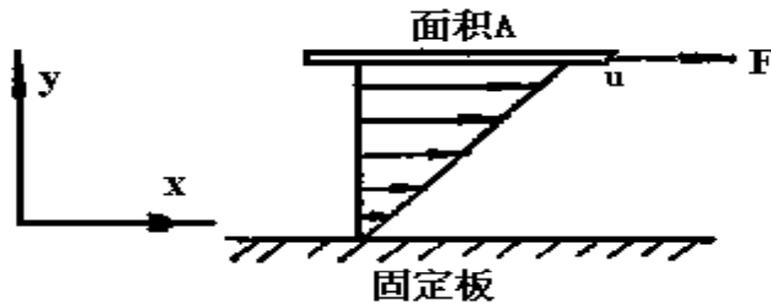
流体具有粘性，表现在流体流动时，由于粘性作用，流体层之间会产生剪应力；而且当流体与固体壁面接触时，它会附着于壁面上不滑脱。流体运动时的粘性作用，可用牛顿粘性定律描述。

① 牛顿粘性定律



流体在圆管内分层流动示意图

1.3.1 流体流动的基本概念



$$\tau \propto \frac{du_x}{dy}$$
$$\tau = \mu \frac{du_x}{dy}$$

流动中的流体，相邻两流体间的相互作用称为流体间的内摩擦力 F (剪力)。此力的方向平行于表面。

单位面积上所受的剪力称为剪应力 τ
即 $\tau = F/A [\text{N/m}^2]$

牛顿粘性定律表明，流体的剪应力与法向速度梯队成正比，和法向压力无关。满足牛顿粘性定律的流体(μ 为常数的流体)称为牛顿型流体。

1.3.1 流体流动的基本概念



② 粘度——流体流动的特征

粘性系数或粘度是流体的一种物性。表示单位接触表面积上法向速度梯队为1时，由于流体粘性所引起的内摩擦力或剪应力的
大小。

$$\mu = \frac{\tau}{\frac{du}{dy}}$$

粘性的物理本质——分子间引力和分子热运动、碰撞

1.3.1 流体流动的基本概念



单位：SI制

$$\frac{\frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{\frac{\text{m}}{\text{s}}} = \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2} = \text{Pa} \cdot \text{s}$$

C.G.S制

$$\frac{\frac{\text{dyn}}{\text{cm}^2}}{\frac{\text{cm}}{\text{s}}} = \text{P} \text{ (泊)}$$

换算如下：

$$1 \text{ 厘泊 (cP)} = 10^{-2} \text{ 泊 (P)} = 10^{-3} \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2 = 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

运动粘度：

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}$$

1.3.1 流体流动的基本概念



- 温度对粘度的影响:

气体的粘度比液体的粘度大约小两个数量级。

$$\mu = f(\text{物性, 温度}) \quad t \uparrow, \quad \mu_{\text{气}} \uparrow, \quad \mu_{\text{液}} \downarrow$$

- 压力对粘度的影响一般可以忽略不计
- 混合物的粘度

对于不缔合混合液体: $\lg \mu_m = \sum_{i=1}^n x_i \lg \mu_i$

对于低压混合气体:
$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \mu_i M_i^{\frac{1}{2}}}{\sum_{i=1}^n y_i M_i^{\frac{1}{2}}}$$



4. 粘性流体与理想流体

自然界中的流体都具有粘性，具有粘性的流体统称为**粘性流体或实际流体**。完全没有粘性即 $\mu = 0$ 的流体称为**理想流体**。

理想流体实际上不存在，但引入理想流体的概念在研究实际流体流动时很重要。因为粘性的存在给流体流动的数学描述和处理带来很大困难，因此对于粘度较小的流体如水和空气等，在某些情况下可首先将其视为理想流体。但当粘性对流动起主导作用时，则实际流体不能按理想流体处理。

5. 非牛顿型流体

μ 不为常数的流体称为**非牛顿型流体**。讨论非牛顿型流体时常取剪应力和法向速度梯度之比为表观粘度。

表1 牛顿型流体与非牛顿型流体特性

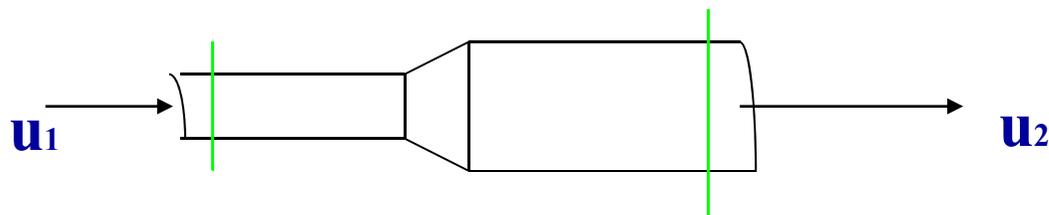
类型	典型举例	特点
牛顿型流体	气体、水、大多数液体	剪应力正比于法向速度梯度
非牛顿型流体	塑性流体	油墨、泥浆 剪应力超过某临界值后才能流动，剪应力正比于法向速度梯度
	假塑性流体	高分子溶液、油漆 表观粘度随速度梯度的增大而降低
	涨塑性流体	高固体含量的悬浮液 表观粘度随速度梯度的增大而增加



1.3.2 连续性方程式

对于一个稳定流动系统，系统内任意位置上均无物料累积，所有物料衡算关系可以写为：

流入体系的质量流量 = 流出体系的质量流量



$$u_1 A_1 \rho_1 = u_2 A_2 \rho_2$$

推广到管路系统中的任意截面，则有：

$$u_1 A_1 \rho_1 = u_2 A_2 \rho_2 = \dots = u A \rho = \text{常数} \quad (1-1)$$

1.3.2 连续性方程式



若流体不可压缩， ρ 为常数，则上式化为

$$u_1 A_1 = u_2 A_2 = \dots = uA = \text{常数} \quad (1-2)$$

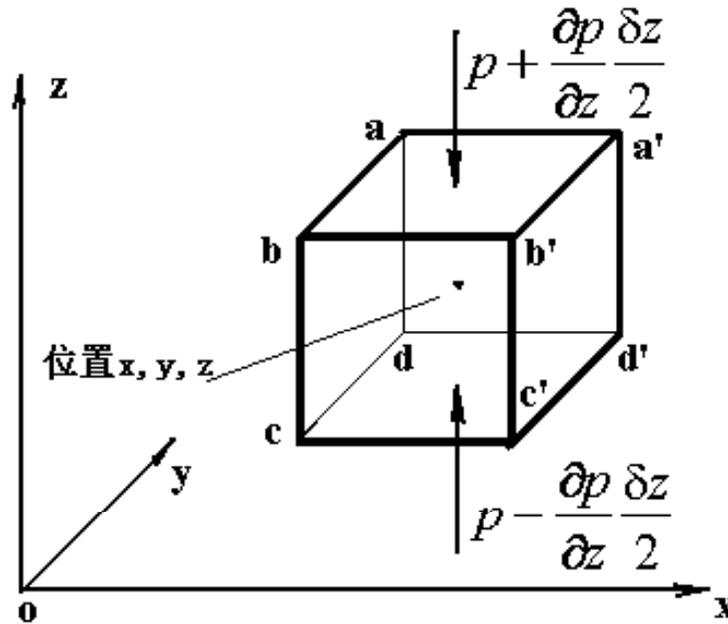
(1-1) 和 (1-2) 称为一维稳态流动的连续性方程式。

对于圆形管道，不可压缩流体稳态流动的连续性方程可写为：

$$u_1 \frac{\pi}{4} d_1^2 = u_2 \frac{\pi}{4} d_2^2 \quad \text{即} \quad \frac{u_2}{u_1} = \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^2$$

1.3.3 机械能守恒

1. 假设流体为理想流体，沿轨线取微元作受力分析：



体积力 $Z\rho dV$
 $dV = \delta x\delta y\delta z$

$$Z\rho dV + \left[\left(p + \frac{\partial p}{\partial z} \frac{\delta z}{2} \right) - \left(p - \frac{\partial p}{\partial z} \frac{\delta z}{2} \right) \right] \delta x\delta y = \rho dV \frac{du_z}{dt}$$

整理得:

$$Z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} = \frac{du_z}{dt}$$

同理有:

$$X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} = \frac{du_x}{dt}$$

$$Y - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} = \frac{du_y}{dt}$$

等式两边乘以dx、dy、dz, 得:

$$Xdx - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} dx = \frac{du_x}{dt} dx$$

$$Ydy - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} dy = \frac{du_y}{dt} dy$$

$$Zdz - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} dz = \frac{du_z}{dt} dz$$



1.3.3 机械能守恒



按照速度的定义，有：.....代入上式，得：

$$u_x = \frac{dx}{dt}$$

$$Xdx - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} dx = \frac{1}{2} du_x^2$$

$$Ydy - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} dy = \frac{1}{2} du_y^2$$

$$Zdz - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} dz = \frac{1}{2} du_z^2$$

三式相加，得：

$$(Xdx + Ydy + Zdz) - \frac{dp}{\rho} = d\left(\frac{u^2}{2}\right)$$

1.3.3 机械能守恒



$$\because X = Y = 0, Z = -g$$

$$\therefore gdz + \frac{dp}{\rho} + d\frac{u^2}{2} = 0$$

积分（ ρ 、 g 为常数），得：

$$gZ + \frac{p}{\rho} + \frac{u^2}{2} = C$$

此即沿轨线的柏努利方程

1.3.3 机械能守恒



伯努利方程的物理意义：三项机械能之和为常数

$$zg + \frac{p}{\rho} + \frac{u^2}{2} = \text{常数},$$

$$\text{或 } z_1g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = z_2g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2}, \text{ J/kg}$$

$$z + \frac{p}{\rho g} + \frac{u^2}{2g} = \text{常数}, \text{ J/N=m}$$

1.3.3 机械能守恒



2. 理想流体管流的机械能守恒

管流： 流体充满圆管内空间且沿管轴向流动

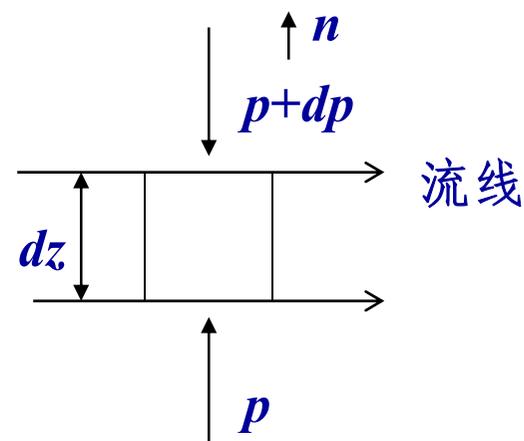
均匀管流，即流线平行，则截面为平面。

$$-(p + dp)dA + pdA - \rho g dA \cdot dz = 0$$

化简得： $-dp = \rho g dz$

直接应用：

$$z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2}, \text{ J/kg}$$





3. 实际流体管流的机械能衡算

实际流体在应用柏努利方程时要有一些修正：

① 理想流体→粘性流体 引入阻力损失 h_f

② 流体输送机械→外加功 引入 h_e

由此得到扩展的柏努利方程式：

$$gz_1 + \frac{\overline{u_1^2}}{2} + \frac{p_1}{\rho} + h_e = gz_2 + \frac{\overline{u_2^2}}{2} + \frac{p_2}{\rho} + h_f$$

1.3.3 机械能守恒



$$\overline{\left(\frac{u^2}{2}\right)} = \frac{\int_A \frac{u^2}{2} \rho u dA}{\rho \bar{u} A}$$

令 $\overline{\left(\frac{u^2}{2}\right)} = \frac{\alpha \bar{u}^2}{2}$

α : 动能校正系数

生产中常见的管流情况下（湍流）

$$\alpha \approx 1$$

生产中少数管流情况下（层流）

$$\alpha = 2$$

此时，动能项的值很小，一般允许均以 $u^2 / 2$ 表示截面上单位质量流体的平均动能。

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + h_e = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + h_f$$

通常位能及压强能均取管流轴心线上的值。

4. 柏努利方程式的讨论

(1) gz 、 $u^2/2$ 、 p/ρ 与 h_e 、 h_f 的区别;

有效功率: $Ne = h_e \cdot q_m = h_e \cdot q_v \rho$ 轴功率: $N = Ne/\eta$

(2) 对不稳定流动系统的任一瞬间, 柏努利方程式亦成立。

(3) 当体系无外功, 且处于静止状态, 则变为:

$$gz_1 + p_1/\rho = gz_2 + p_2/\rho$$

(4) 对于可压缩流体的流动系统, 当 $\frac{p_1 - p_2}{p_1} < 0.2$ 时仍适用, 但流体密度应以两截面的平均密度代替。

(5) 对于实际流体, $h_e = 0$ 时 $\frac{p_1}{\rho g} = \frac{p_2}{\rho g} + h_f$

$\therefore p_1 > p_2$ 流动系统机械能不守恒。

(6) 柏努利方程式的三种形式:

以单位质量流体为基准:

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + h_e = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + h_f \quad (\text{J/kg})$$

以单位重量流体为基准:

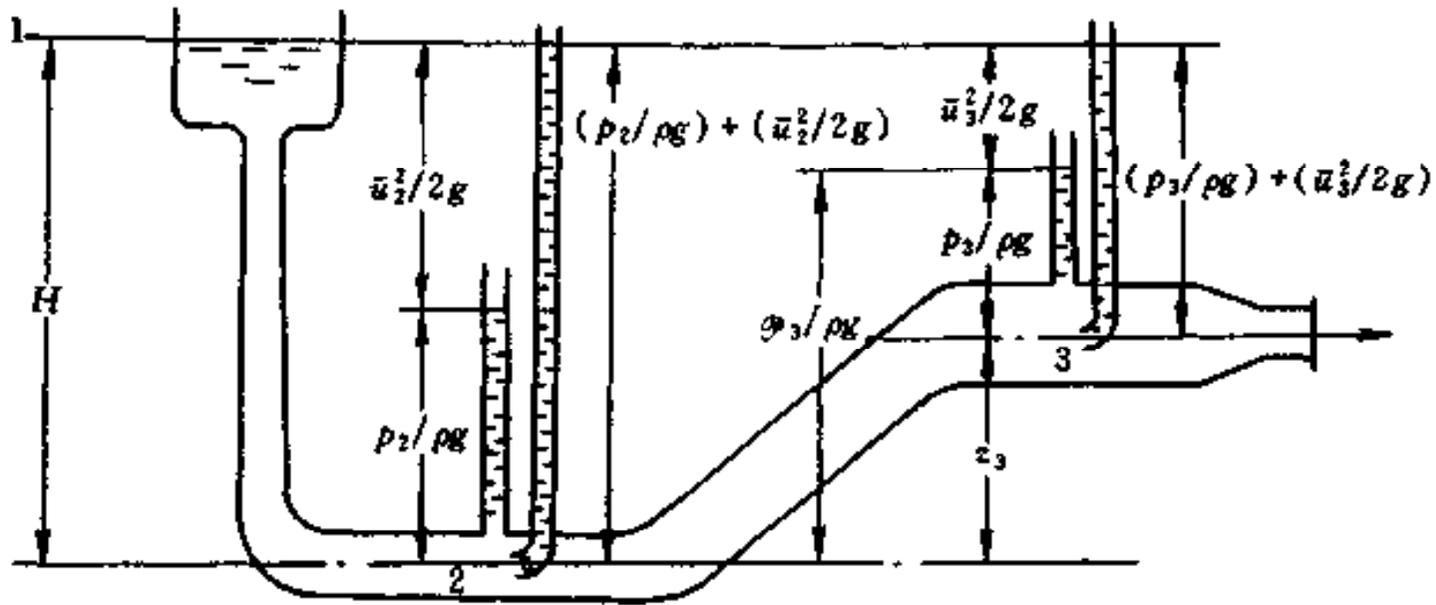
$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + H_e = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + H_f \quad (\text{J/N} = \text{m})$$

以单位体积流体为基准:

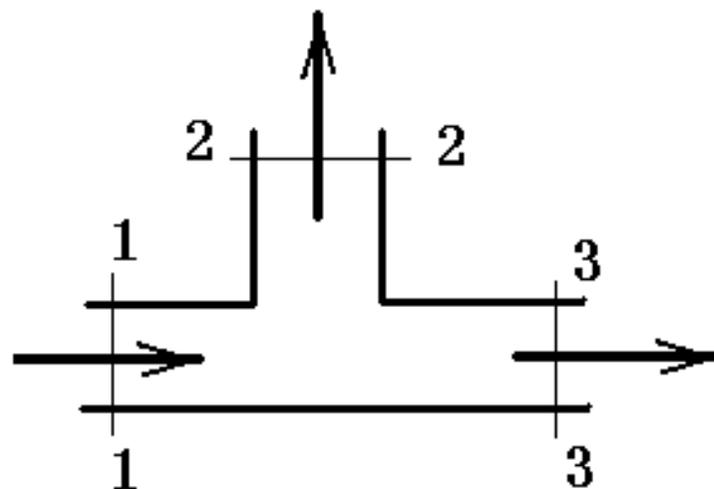
$$g\rho z_1 + \frac{u_1^2}{2} \rho + p_1 + \rho h_e = g\rho z_2 + \frac{u_2^2}{2} \rho + p_2 + \rho h_f \quad (\text{J/m}^3 = \text{Pa})$$



5. 柏努利方程式的几何意义



6. 应用时应注意:

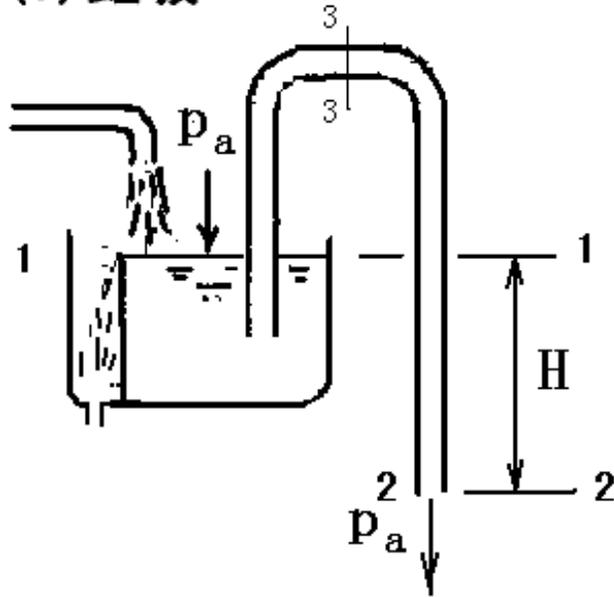


$$u_1 A_1 = u_2 A_2 + u_3 A_3$$

$$z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} \left(+ z_3 g + \frac{p_3}{\rho} + \frac{u_3^2}{2} \right)$$

1.3.4 柏努利方程的应用

(1) 虹吸



从1-1至2-2排方程

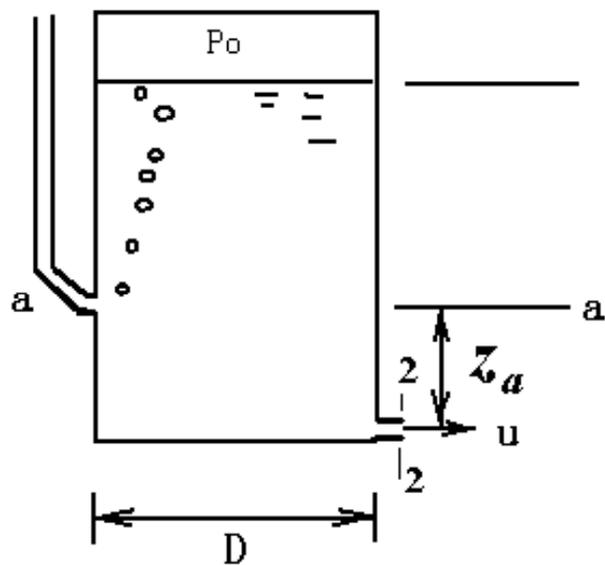
$$\frac{P_a}{\rho} + Hg = \frac{P_a}{\rho} + \frac{u_2^2}{2}$$

$$u_2 = \sqrt{2gH}$$

- 解释虹吸现象——水为何会自动流出？
- 欲提高管子出口的流速，采取的措施？
- 比较1-1， 2-2， 3-3截面压力的大小？
- 3-3截面的极限压力？出口的极限速度？



(2) 马利奥特容器



求水面在a-a面以上
时的放水速度
由a-a面至出口小孔
截面2-2排方程

$$\frac{P_a}{\rho} + z_a g = \frac{P_a}{\rho} + \frac{u^2}{2}$$

这时的流动条件是定态的 $u = \sqrt{2gz_a}$

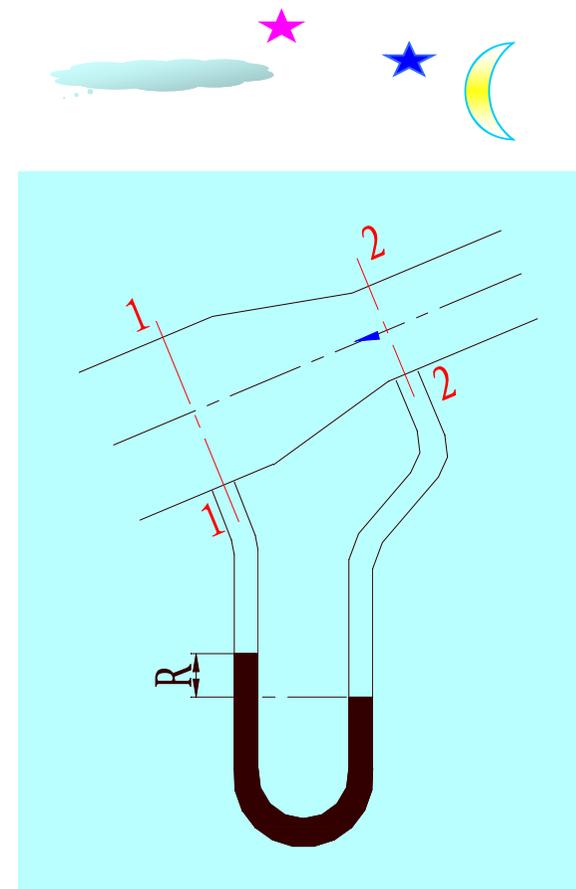
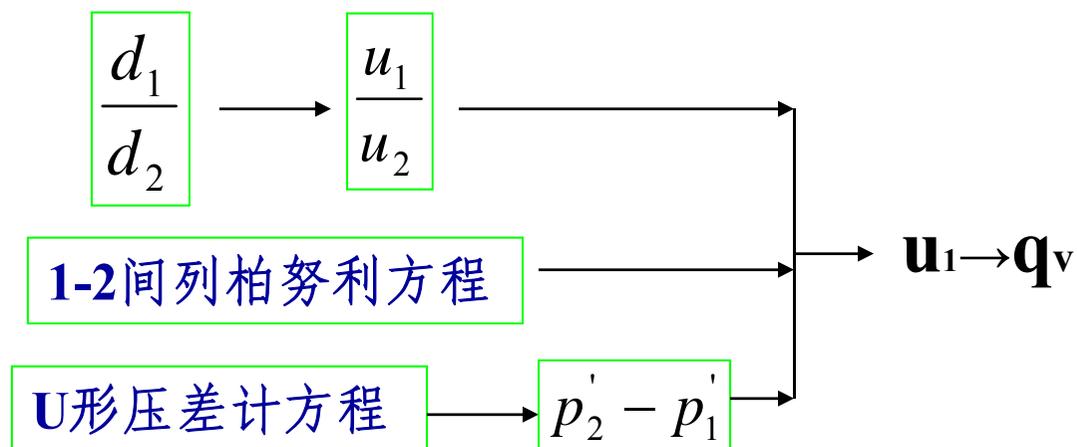
思考：恒速器的原理？

(3) 确定管道中流体的流量

已知：R=20mm， $hf = u_2^2 / 2g$ (单位，m)， $\rho =$

$$d_1 = 600\text{mm} \quad d_1 = \sqrt{2}d_2 \quad \text{求 } q_v = ?$$

解：解题思路：



课本：P21-22 (1)重力射流 (2)压力射流

用U型管压差计测定稳定流动的均匀管道上A、B两点的压差，读数R代表的真实意义？

$$p_1 = p_A + \rho g h_1$$

$$p_2 = p_B + \rho g (h_2 - R) + \rho_i g R$$

$$p_1 = p_2 \quad \text{整理得:}$$

$$(p_A + \rho g z_A) - (p_B + \rho g z_B) = R g (\rho_i - \rho) \quad (a)$$

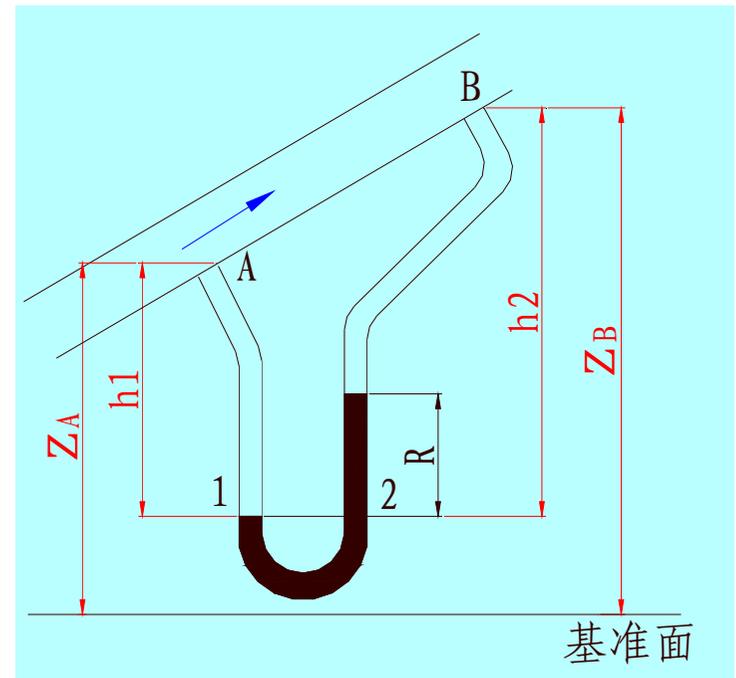
取截面A-A和B-B，列柏努利方程：

$$p_A + \rho g z_A + \frac{\rho u_A^2}{2} = p_B + \rho g z_B + \frac{\rho u_B^2}{2} + \rho h_f$$

对于均匀管路， $u_A = u_B$ ，则：

$$(p_A + \rho g z_A) - (p_B + \rho g z_B) = \rho h_f \quad (b)$$

$$h_f = R \frac{g(\rho_i - \rho)}{\rho}$$



(a)式表明，压差计的读数R直接反映的不是两测压点之间的静压差，而是两处位能与静压能总和之差，即虚拟压差。只有当管路处于水平状态时，才能直接测得两测压点之间的压差。

比较(a)、(b)式，对于均匀管路，不论两测压口是否处于等高面，压差计的读数R均反映出两测压点之间由于摩擦力所造成的能量损失。

(4) 管道内流体的压力及压差计指示

$D=80\text{mm}, d=40\text{mm}, q_v=13.57\text{m}^3/\text{h}$, 两测压点所在截面之间的摩擦损失为 260mm 水柱, 求 $R=?$

取截面1-1, 2-2: $z_1=z_2=0$

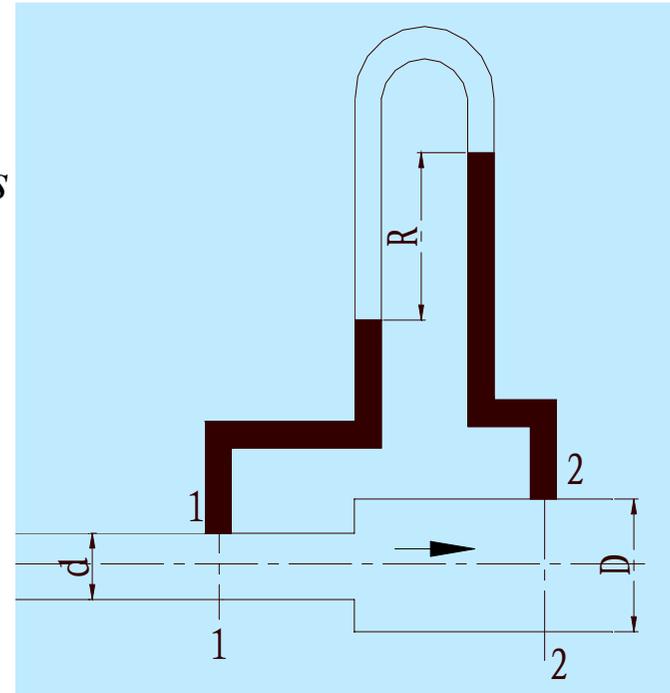
$$u_1 = \frac{q_v}{\frac{\pi}{4}d^2} = 3\text{m/s} \quad u_2 = u_1 \left(\frac{d}{D} \right)^2 = 0.75\text{m/s}$$

在1-1和2-2间列柏努利方程:

$$\frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + H_f$$

$$\therefore \frac{p_2 - p_1}{\rho g} = \frac{u_1^2 - u_2^2}{2g} - H_f = 0.17\text{m(水柱)}$$

$$R = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} = 170\text{mm}$$

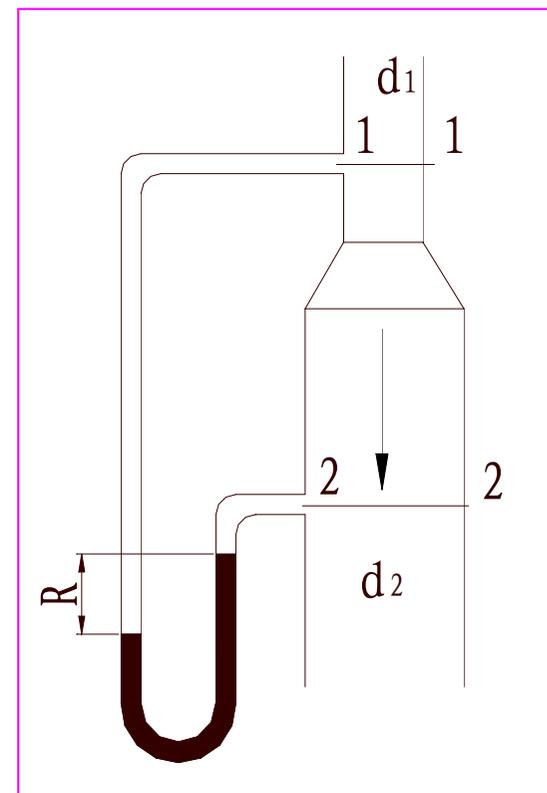
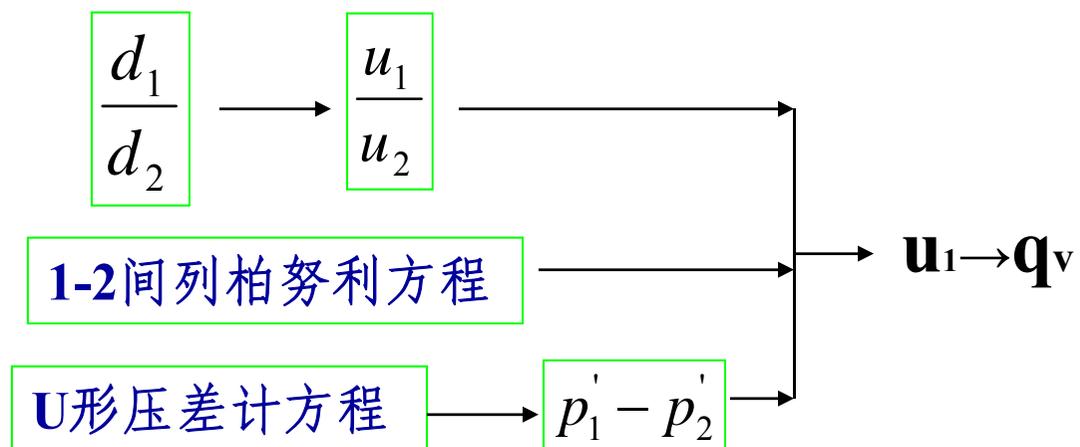


(5) 确定管道中流体的流量

已知: $R=40\text{mm}$, $hf=2.5 u_2^2 / 2g$ (单位, m),

$d_1=600\text{mm}$ $d_1 = \sqrt{2}d_2$ 求 $q_v = ?$

解: 解题思路:



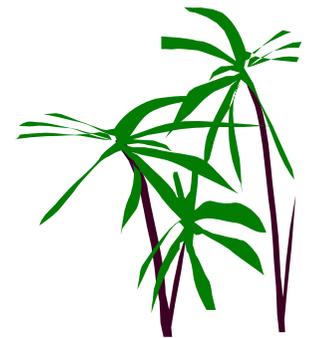
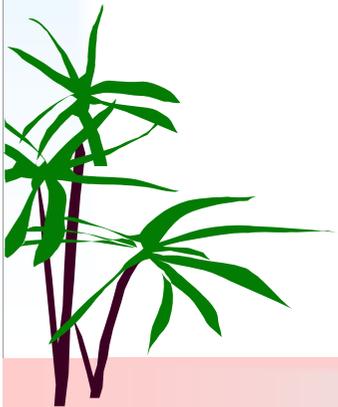

$$u_2 = \frac{u_1}{2}$$

1-1, 2-2间列柏努利方程, 得:

$$\frac{p_1'}{1000} + \frac{u_1^2}{2} = \frac{p_2'}{1000} + \frac{u_2^2}{2} + \frac{2.5u_1^2}{2}$$

由U形管压差计计算式, 得:

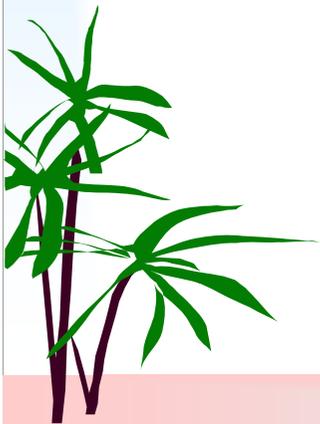
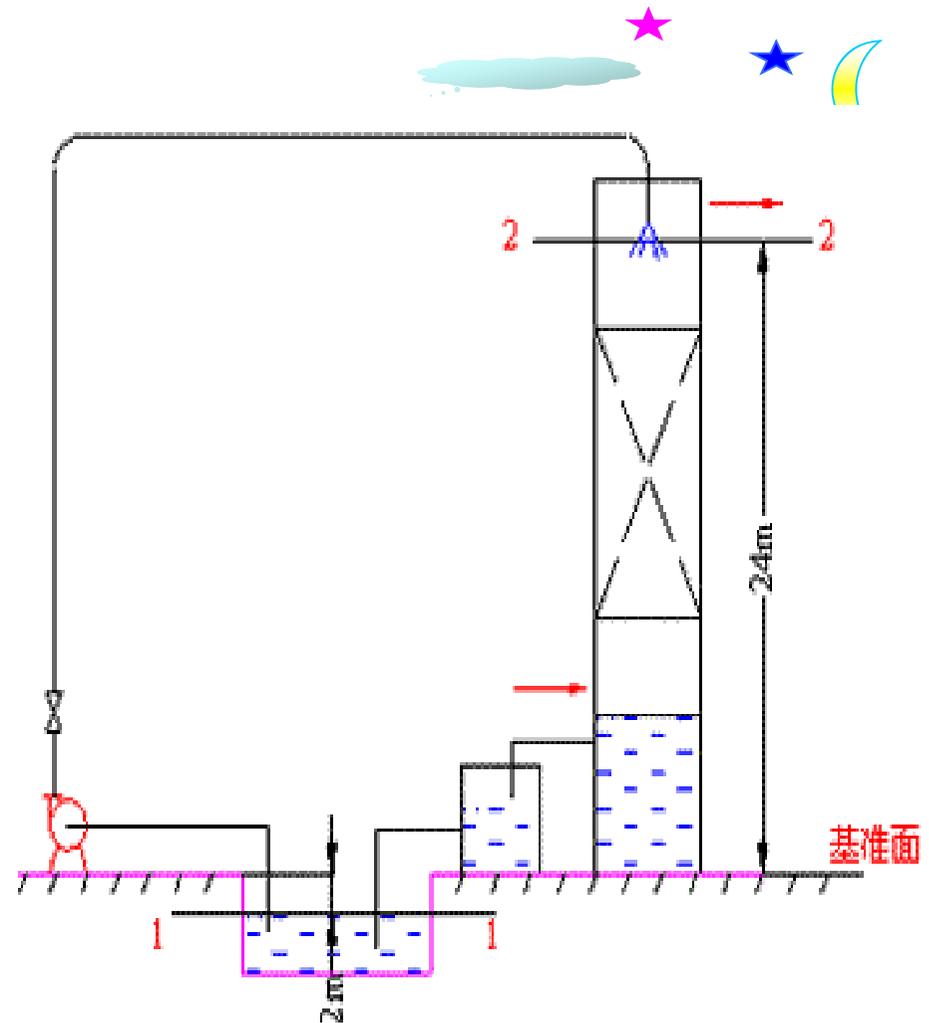
$$p_1' - p_2' = Rg(\rho_i - \rho)$$



(6) 功率的计算

储液池水面维持恒定，输水管径为 $\phi 76 \times 3\text{mm}$ ，喷咀处的压力为 $6.15 \times 10^4 \text{ Pa}$ （表压）， $q_V = 34.5 \text{ kg/h}$ ，水流经所有管路（不包括喷头）的总阻力为 $160/\text{kg}$ ，

试求：泵的有效功率和轴功率。



以1-1为基准水平面，在1-1与2-2两截面间列柏努利方程：

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + h_e = gz_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + h_f$$

$$z_1 = 0, z_2 = 26m, p_1 = 0, p_2 = 6.15 \times 10^4 p_a (\text{表压}), u_1 = 0$$

$$u_2 = \frac{q_v}{A} = 2.49m/s$$

$$h_f = 160J/kg$$

$$h_e =$$

$$N_e = h_e q_m = h_e q_v \rho$$

$$N = N_e / \eta$$

1.3.5 柏努利方程的应用要点



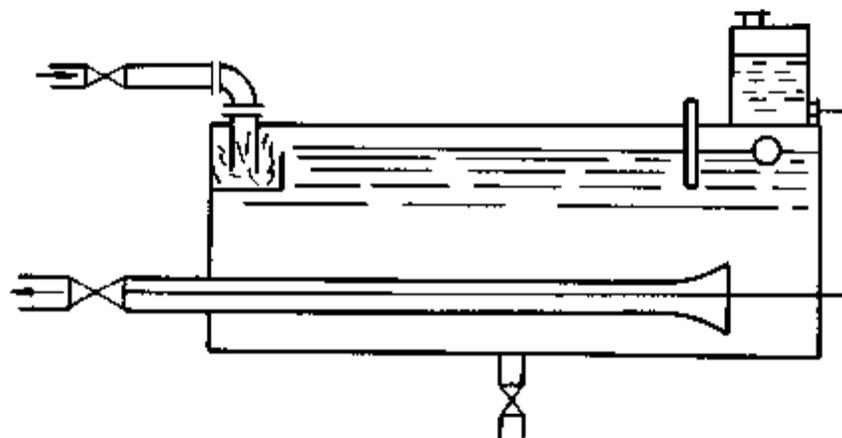
1. 画示意图，标明方向，选取合适的截面。
2. 选取截面，应注意：
 - (a) 连续流、满流
 - (b) 截面应与流向垂直
 - (c) 截面上的已知量尽可能多或易求。大截面， $u=0$
 - (d) 两截面上的 z 、 u 、 p 应与截面间 h_f 相对应。
3. 单位一致，截面上的压强表示方法应一致（绝压或表压）。

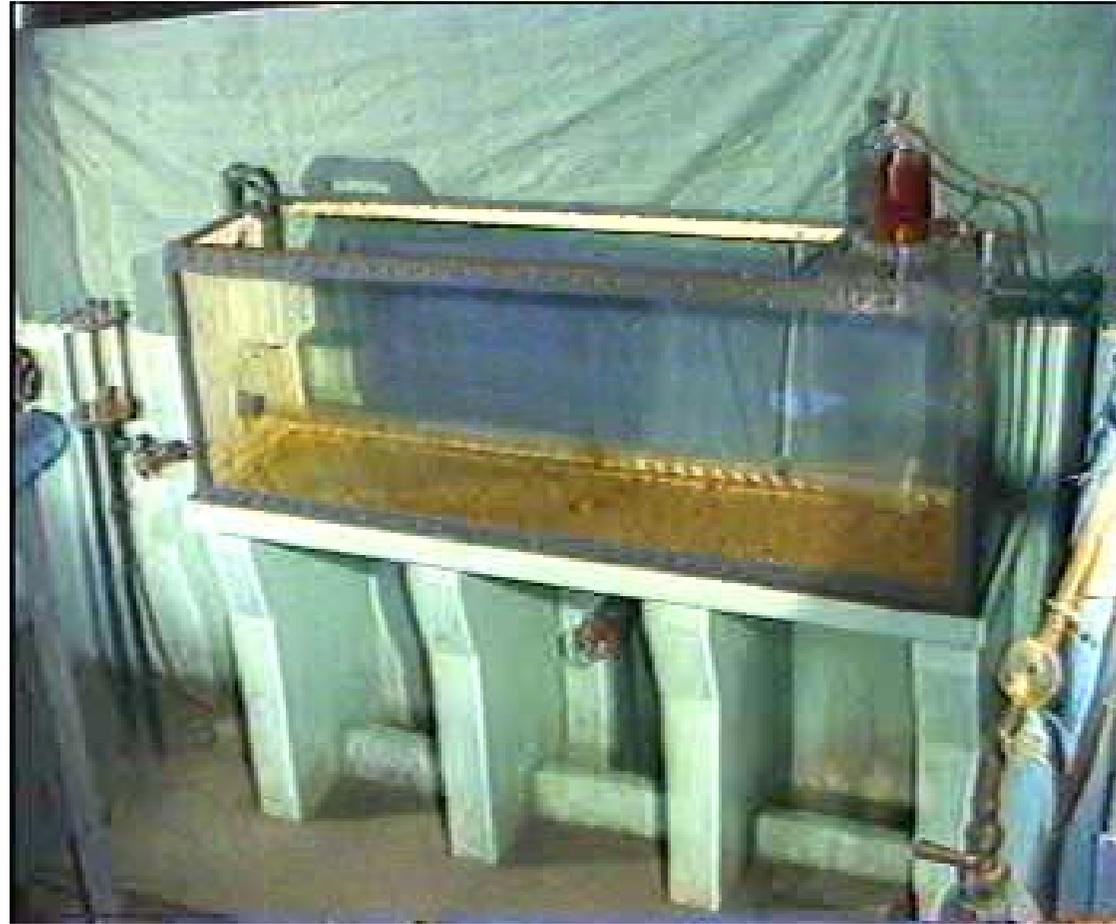
1.4 流体流动的内部结构



1.4.1 流动形态

1. 雷诺实验





化工原理——流体流动



2. 两种流型—— 层流 (laminar flow)
湍流 (turbulent flow)

3. 流型的判据——雷诺数

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu}$$

$$[\text{Re}] = \left[\frac{du\rho}{\mu} \right] = \frac{[L] \cdot [LT^{-1}] \cdot [ML^{-3}]}{[ML^{-1}T^{-1}]} = [L]^0 [M]^0 [T]^0$$

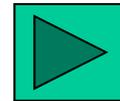
流型判据

$Re < 2000$ 层流

$2000 < Re < 4000$ 或为层流，或为湍流

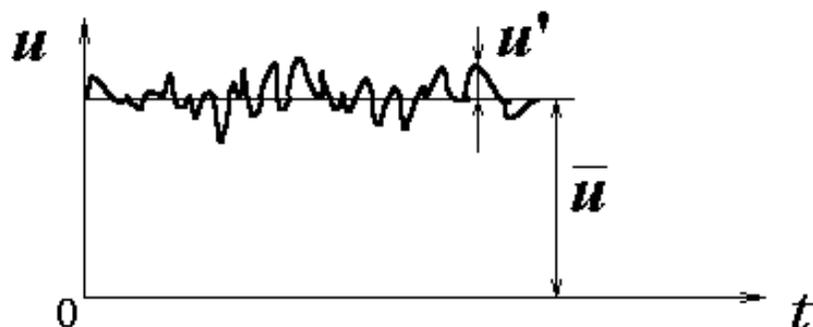
$Re > 4000$ 湍流

$$Re = \frac{\rho u^2}{\mu \cdot u / d} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{\text{惯性力}}{\text{粘滞力}}$$



1.4.2 湍流的基本特征

1 时均速度和脉动速度



速度=时均速度+脉动速度 $u = \bar{u} + u'$

2. 湍流粘度 μ' :

$$\tau = (\mu + \mu') \frac{du}{dy}$$

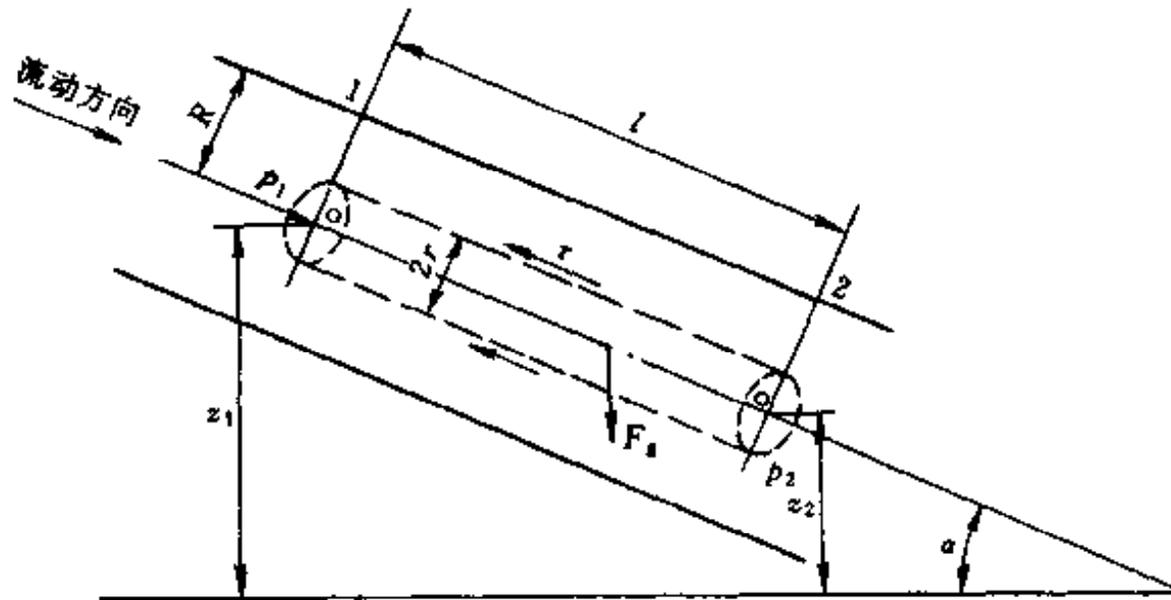
μ' 与流动状况有关，与物性无关



1.4.3 流体在圆管内的速度分布

1. 层流时的速度分布

$$\tau = -\mu \frac{du}{dr} \quad (1)$$



$$F_1 = \pi r^2 p_1$$

$$F_2 = \pi r^2 p_2$$

$$F = 2\pi r l \tau$$

$$F_g = \pi r^2 l \rho g$$

图 1-29 圆柱形流体上的受力



$$F_1 - F_2 + F_g \sin \alpha - F = 0$$

$$F_g \sin \alpha = \pi r^2 \rho g l \sin \alpha = \pi r^2 \rho g (z_1 - z_2)$$

则外表面所受剪应力:

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{(p_1 - p_2)\pi r^2 + \pi r^2 \rho g (z_1 - z_2)}{2\pi r l} = \frac{(p_1 - p_2) + \rho g (z_1 - z_2)}{2l} \\ &= \frac{p_1' - p_2'}{2l} r \end{aligned} \quad (2)$$

把 (2) 代入 (1) 得: $-\mu \frac{du}{dr} = \frac{p_1' - p_2'}{2l} r$



$$-\mu \frac{du}{dr} = \frac{p_1' - p_2'}{2l} r$$

积分: $r = 0, \quad u = u_{\max}$
 $r = R, \quad u = 0$

$$u_{\max} = \frac{p_1' - p_2'}{4\mu l} R^2$$

$$\frac{u}{u_{\max}} = 1 - \left(\frac{r}{R}\right)^2$$

$$u = \frac{p_1' - p_2'}{4\mu l} (R^2 - r^2) \quad (3)$$

(4)

(5)

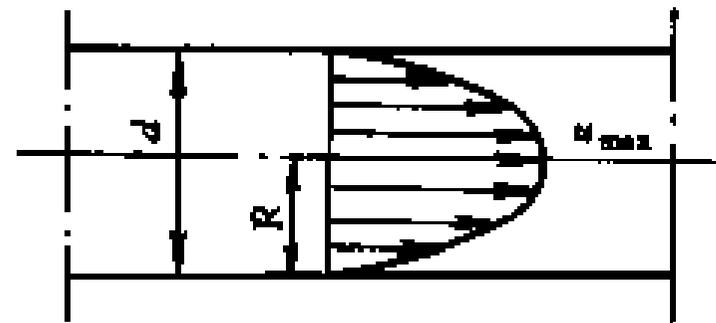


图 1-31 层流时的速度分布

2. 湍流时的速度分布

$$\tau = (\mu + \mu') \frac{d\bar{u}_r}{dy}$$

实验研究结果:

$$\frac{u}{u_{\max}} = \left(1 - \frac{r}{R}\right)^n$$

$$4 \times 10^4 < Re < 1.1 \times 10^5 \text{ 时, } n = \frac{1}{6}$$

$$1.1 \times 10^5 < Re < 3.2 \times 10^6 \text{ 时, } n = \frac{1}{7}$$

$$Re > 3.2 \times 10^6 \text{ 时, } n = \frac{1}{10}$$

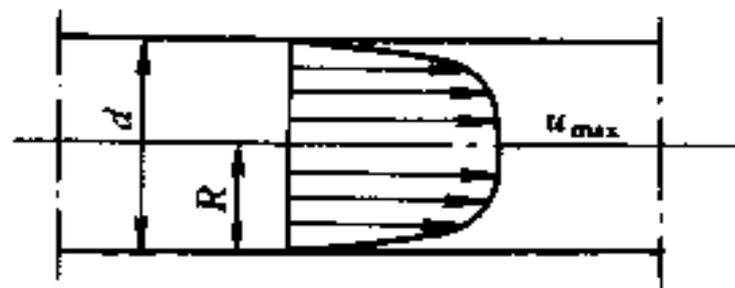


图 1-32 湍流速度分布

3. 平均速度和动能校正系数 α

① 层流的 u 和 α

$$\begin{aligned}\bar{u} &= \frac{\int u dA}{A} = \frac{u_{\max} \int_0^R \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] 2\pi r dr}{\pi R^2} \\ &= \frac{1}{2} u_{\max} = \frac{p_1' - p_2'}{8\mu l} R^2\end{aligned}$$

$$\alpha = \frac{u_{\max}^3}{\bar{u}^3 \pi R^2} \int_0^R \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right]^3 2\pi r dr = 2.0$$

② 湍流的 u 和 α

$$\bar{u} = 0.8u_{\max}$$

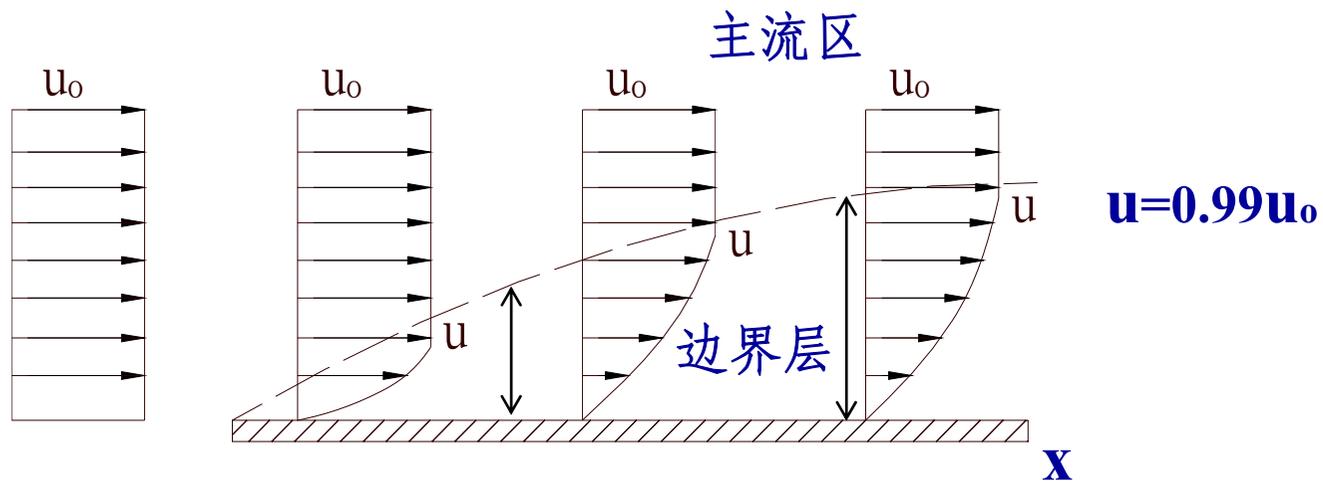
$$\alpha = 1.0$$



1.4.4 边界层及边界层脱体



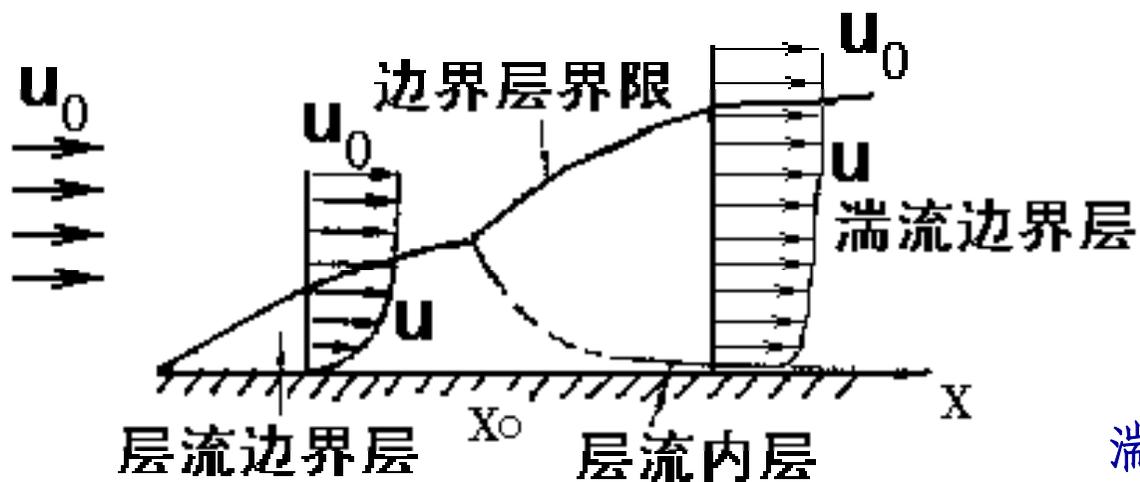
1. 边界层 (boundary layer)



平板上边界层的形成



2. 边界层的发展



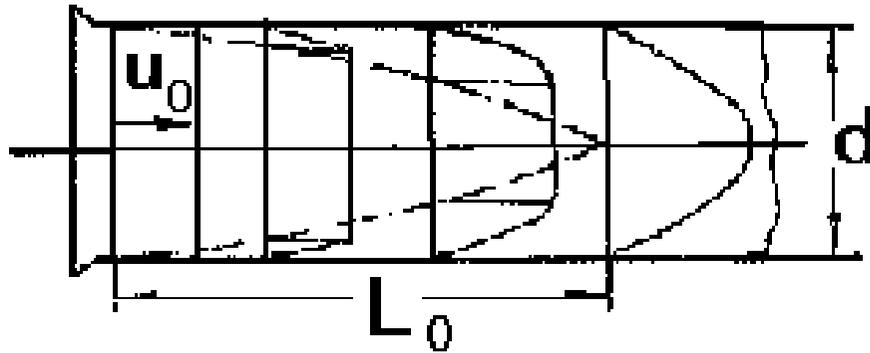
湍流区: $\mu' \gg \mu$

层流内层: $\mu' \ll \mu$

过渡层: $\mu' \approx \mu$

$$Re = \frac{\rho u_0 x}{\mu}$$



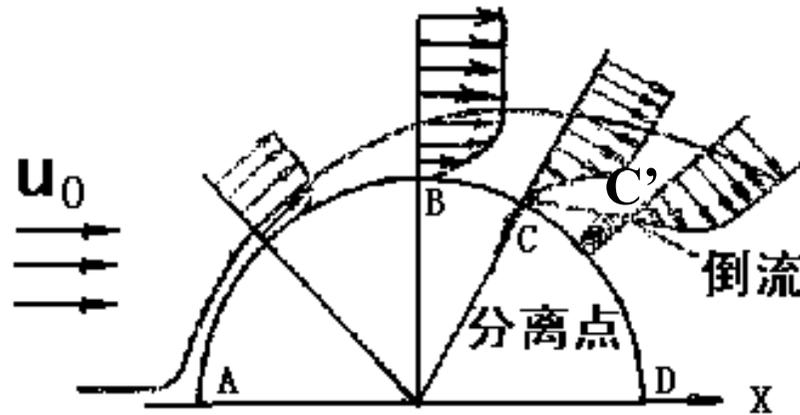


圆管入口段阻力大、
传热、传质快

$$\delta = d/2$$

圆管入口段边界层的发展

3. 边界层分离

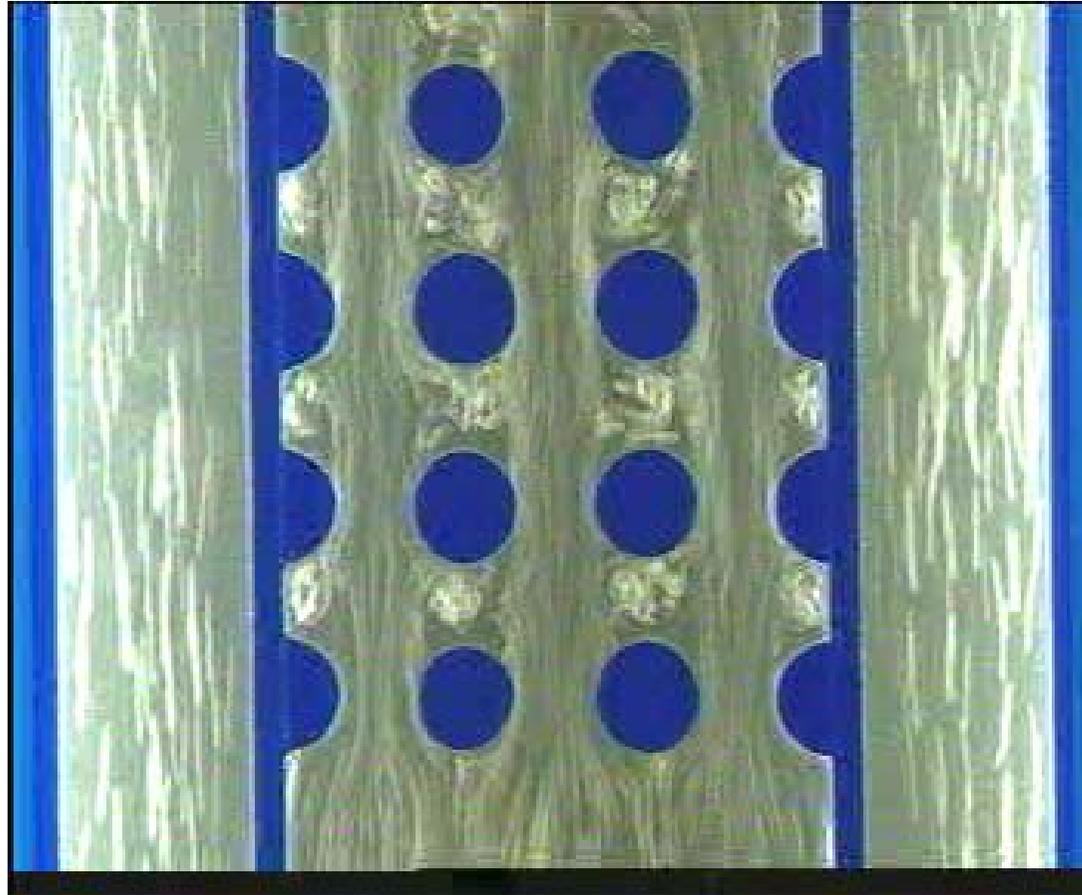


流体绕过
圆柱的流动

A点: $u=0$, P_{max} **A→B** 流道缩小, 加速减压, $\frac{dp}{dx} < 0$
B→C: 减速加压, $\frac{dp}{dx} > 0$ **C点:** u 迅速下降至0,
C→C': $u=0$,

边界层脱体的后果:

1. 产生大量的旋涡,
2. 造成较大能量损失

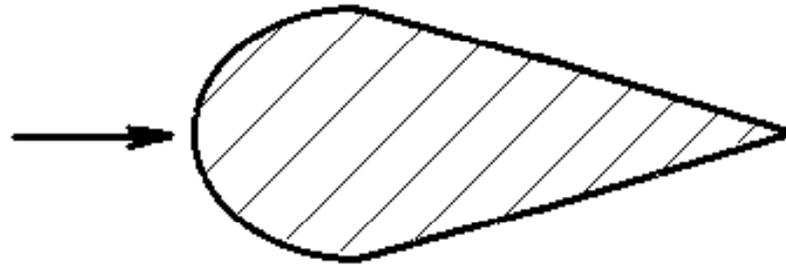


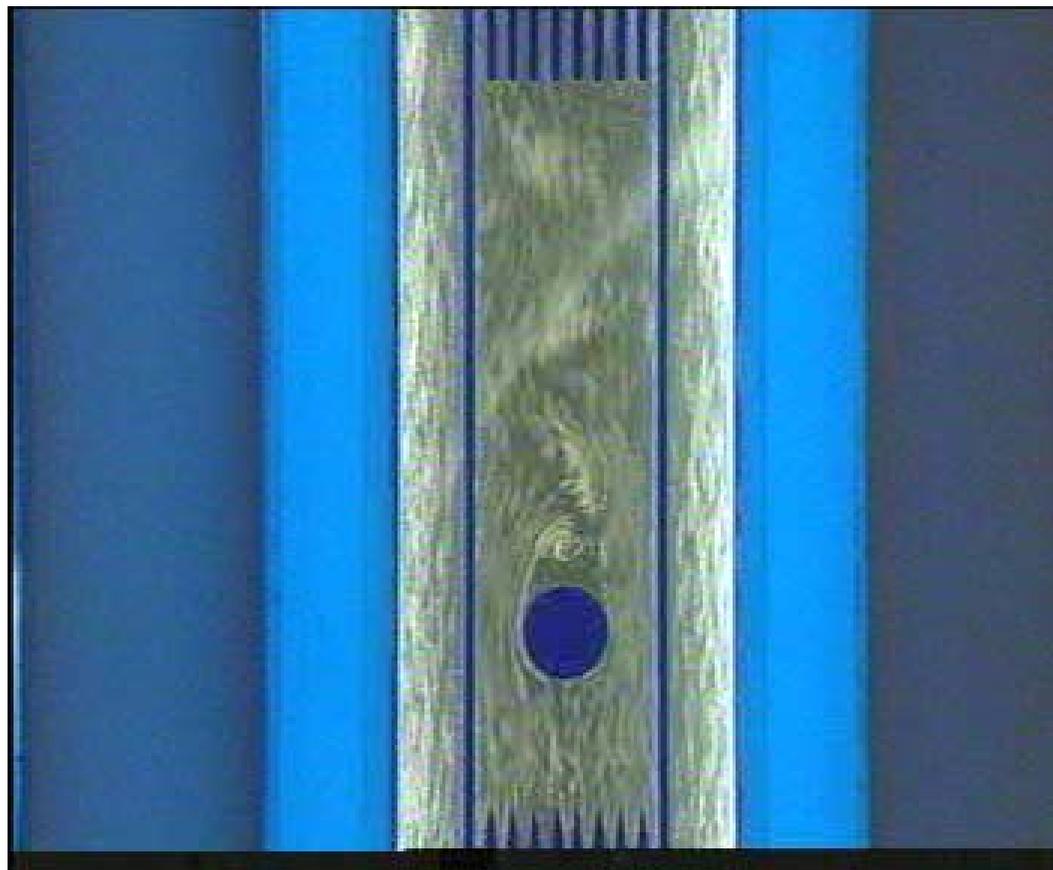


边界层脱体的条件:

1. 逆压强梯度
2. 外层动量来不及传入

如: 平板不会发生脱体 (无倒压区)
流线型物体也不发生脱体
(尾部收缩缓慢, 动量来得及传入)





1.5 流体流动阻力

划分：直管阻力损失（沿程阻力损失）
局部阻力损失（流体流经管件、阀件的阻力损失）

1.5.1 直管阻力损失

影响因素有三种：
①物性因素 ρ ， μ
②设备因素 d ， l ， ε
③操作因素 u



1. 层流时直管阻力损失

机械能衡算
$$\frac{p_1'}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = \frac{p_2'}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + h_f$$

对于直管, $u_1 = u_2$,
$$h_f = \frac{p_1' - p_2'}{\rho} = \frac{\Delta p'}{\rho}$$

层流时, 已得
$$u_{\max} = \frac{p_1' - p_2'}{4\mu l} R^2 = 2u$$

得
$$h_f = \frac{\Delta p'}{\rho} = \frac{32\mu u l}{\rho d^2}$$

应用条件: ①牛顿流体

②层流状态

③圆直管速度分布稳定段(非入口段)

2. 湍流时直管阻力损失



因次论指导下的实验研究方法主要步骤:

① 析因实验——找出主要影响因素

$$h_f = f(d, l, \mu, \rho, u, \varepsilon) \quad (1)$$

10^6

② 规划实验——减少工作量

因次论的基本依据: 物理方程的因次一致性

质量[M], 长度[L], 时间[T]

其它均为导出因次, 如密度 $[ML^{-3}]$

以层流的阻力损失计算式为例:

$$h_f = \frac{\Delta p'}{\rho} = \frac{32 \mu u l}{\rho d^2} \quad \text{可以写为:}$$

$$\left(\frac{h_f}{u^2} \right) = 32 \left(\frac{l}{d} \right) \left(\frac{\mu}{du\rho} \right) \quad (2)$$

未处理前函数形式为: $h_f = f(d, l, \mu, \rho, u,)$

处理后可写为: $\frac{h_f}{u^2} = \varphi \left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{l}{d} \right)$

可推测湍流时 $h_f = f(d, l, \mu, \rho, u, \varepsilon)$

的无因次形式为: $\frac{h_f}{u^2} = \varphi\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{l}{d}, \frac{\varepsilon}{d}\right)$ $10^6 \rightarrow 10^3$

③ 实验并数据处理

$$\pi_1 = K \pi_2^a \pi_3^b \pi_4^c$$

线性化处理: $\lg \pi_1 = \lg K + a \lg \pi_2 + b \lg \pi_3 + c \lg \pi_4$

可求出 K 、 a 、 b 、 c

$$\frac{h_f}{u^2} = \frac{l}{d} \varphi\left(\text{Re}, \frac{\varepsilon}{d}\right)$$





因次分析法的基础：量纲一致性原则

基本定理： π 定理

关键：

1. 必须无一遗漏地找出影响过程的主要因素
2. 经过因次分析法组成有一定物理意义的无因次数群。



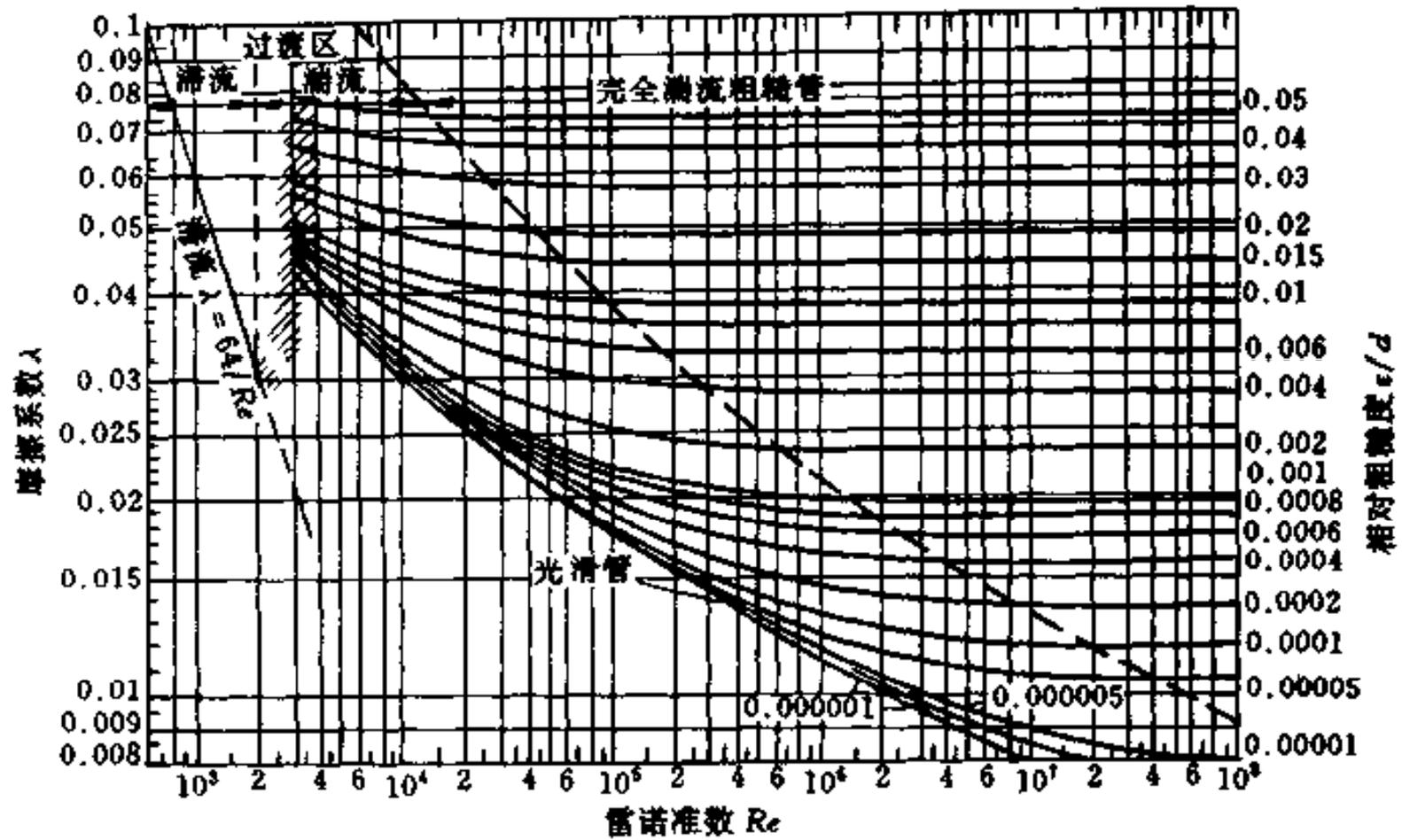
1.5.2 直管阻力损失的计算式

1. 统一的表达形式:

$$\frac{h_f}{u^2} = \varphi\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{l}{d}\right) \quad (\text{层}) \quad \frac{h_f}{u^2} = \varphi\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{l}{d}, \frac{\varepsilon}{d}\right) \quad (\text{湍})$$

$$h_f = \lambda \frac{l u^2}{d 2} \quad \begin{array}{l} \text{记摩擦系数} \\ \lambda = \varphi\left(\text{Re}, \frac{\varepsilon}{d}\right) \end{array}$$

范宁公式





2. 摩擦系数 λ

① 层流 ($Re=2000$)

$$h_f = \frac{32\mu l u}{\rho d^2} = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2}$$

$$\therefore \lambda = \frac{64}{Re}$$

② 湍流

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 - 2 \log \left(\frac{2\epsilon}{d} + \frac{18.7}{Re \sqrt{\lambda}} \right)$$

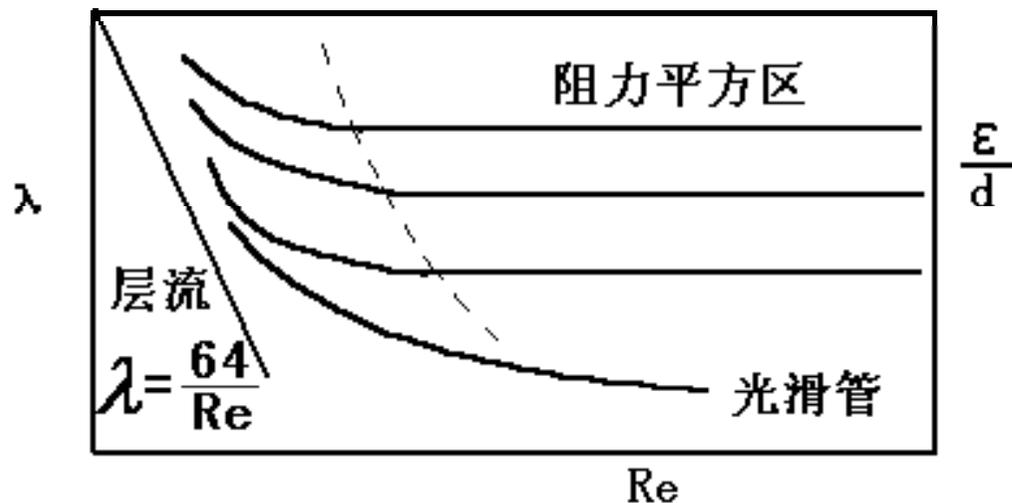
考莱布鲁克式 (Colebrook)

实际管的当量 ε

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \quad \lambda = \varphi \left(\text{Re}, \frac{\varepsilon}{d} \right)$$

表 1-1 某些工业管道的当量绝对粗糙度

管道类别		绝对粗糙度 ε/mm	管道类别		绝对粗糙度 ε/mm
金属管	无缝黄铜管、铜管及铅管	0.01~0.05	非金属管	干净玻璃管	0.0015~0.01
	新的无缝钢管、镀锌铁管	0.1~0.2		橡皮软管	0.01~0.03
	新的铸铁管	0.3		木管道	0.25~1.25
	具有轻度腐蚀的无缝钢管	0.2~0.3		陶土排水管	0.45~6.0
	具有显著腐蚀的无缝钢管	0.5以上		很好整平的水泥管	0.33
	旧的铸铁管	0.85以上		石棉水泥管	0.03~0.8



分析

层流时，管内全部为层流， λ 与 ε/d 无关

湍流时，层流内层厚度 δ ，

$\delta > \varepsilon$ ，水力光滑管， λ 与 Re 有关，与 ε/d 无关

$\delta \sim \varepsilon$ ， λ 与 Re 、 ε/d 都有关

$\delta < \varepsilon$ ，完全湍流粗糙管， λ 与 Re 无关，与 ε/d 有关

同一根管子，可以既是光滑管，又是粗糙管

非圆形直管阻力损失
用当量直径 d_e

$$d_e = \frac{4 \times \text{管道截面积}}{\text{浸润周边}} = \frac{4A}{\Pi}$$

这里 d_e 仅用于 $h_f = \lambda \frac{l}{d_e} \frac{u^2}{2}$ 和 $\text{Re} = \frac{d_e u \rho}{\mu}$

速度 u 为实际平均速度，而 $u \neq \frac{q_v}{\pi d_e^2 / 4}$



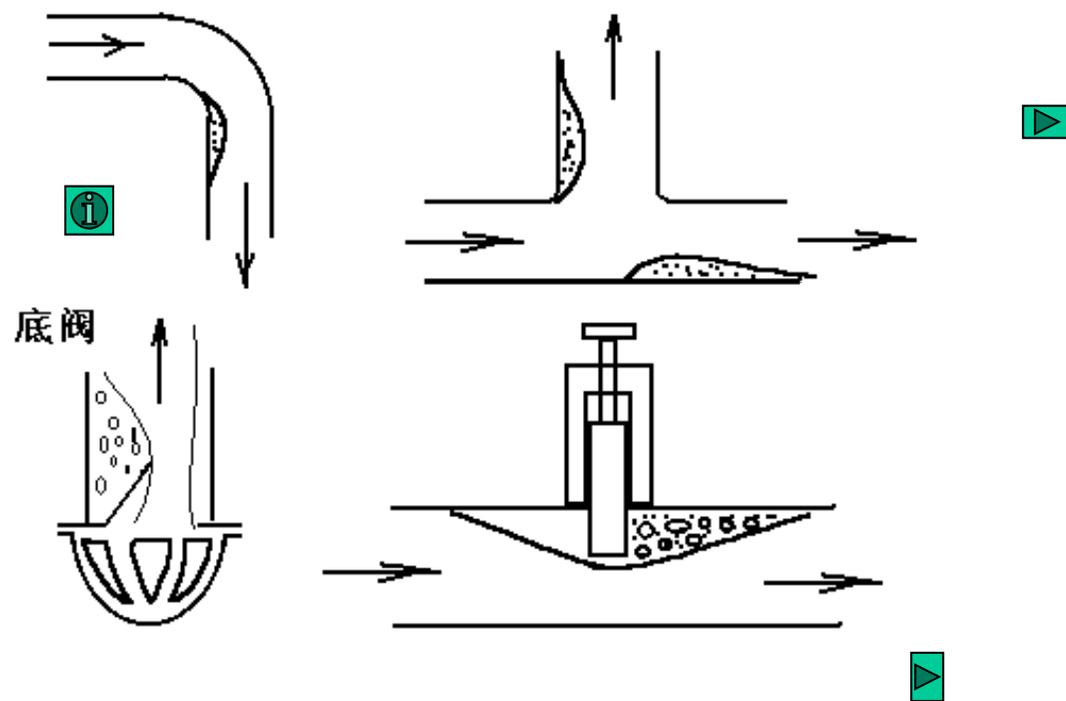
- | | 层流 | 湍流 |
|---|------------------------------------|--|
| ① | | |
| ② | $\frac{\bar{u}}{u_{\max}} = 0.5$ | $\frac{\bar{u}}{u_{\max}} \approx 0.8$ |
| ③ | 无微团作径向运动 | 有微团作径向运动 |
| ④ | 层流层从中心到管壁 | 层流内层附壁 |
| ⑤ | $\tau = \mu \frac{du}{dy}$ | $\tau = (\mu + \mu') \frac{du}{dy}$ |
| ⑥ | h_f 与 $\frac{\varepsilon}{d}$ 无关 | h_f 与 $\frac{\varepsilon}{d}$ 有关 |
| ⑦ | $h_f \propto u^1$ | $h_f \propto u^{1.75 \sim 2}$ |
| ⑧ | 传热、传质慢 | 传热、传质快 |

层流和湍流的本质区别:

是否存在速度、压强的脉动性

1.5.3 局部阻力损失

管件阀件处流道变化大，多发生边界层脱体，产生大量旋涡，消耗了机械能



1.5.3 局部阻力损失



1. 局部阻力系数法

$$h_f = \zeta \frac{u^2}{2}, \quad \zeta \text{---阻力系数}$$



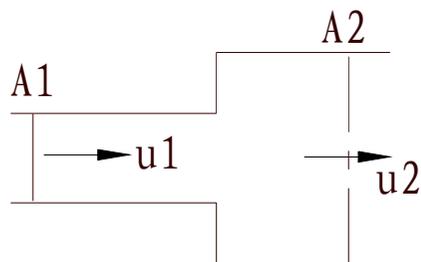
2. 当量长度法

$$h_f = \lambda \frac{l_e}{d} \frac{u^2}{2}, \quad l_e \text{---当量长度}$$



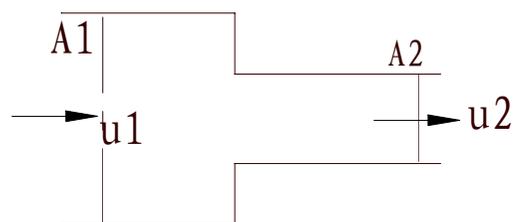
几种典型的局部阻力

突然扩大



$$\xi = \left(1 - A_1 / A_2\right)^2 \quad h_f = \xi \frac{u_1^2}{2}$$

突然缩小



$$\xi = 0.5 \left(1 - A_2 / A_1\right) \quad h_f = \xi \frac{u_2^2}{2}$$

容器的进口: $\xi = 1.0$ 容器出口: $\xi = 0.5$

1.5.3 局部阻力损失



实测的 ζ 和 l_e 已成图表，供设计使用

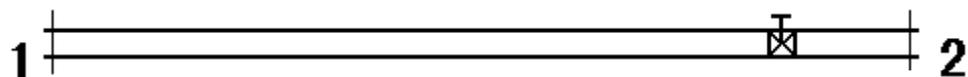
- 注意：1. 两种方法并不一致，都有近似
2. 计算所取速度要看图表规定

阻力的单位有三种：①损失压降 N/m^2
②损失能量 J/kg
③损失压头 $\text{J/N}=\text{m}$

水平管输油

在250kPa的压差下输送 $\rho = 800\text{kg/m}^3$, $\mu = 0.1\text{Pa}\cdot\text{s}$ 的油品, 管长 $l+l_e=10\text{km}$, 管内径 $d=300\text{mm}$ 。求流量为多少 m^3/s ?

解:



$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{u^2}{2} = \frac{P_2}{\rho} + \frac{u^2}{2} + \lambda \frac{l+l_e}{d} \frac{u^2}{2}$$

因 μ 较大, 可先设 $Re < 2000$, 层流 $\lambda = \frac{64}{Re}$

$$u = \frac{\Delta P d^2}{32 \mu (l+l_e)} = \frac{250000 \times 0.3^2}{32 \times 0.1 \times 10000} = 0.70 \text{ m/s}$$

$$\text{验 } Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.3 \times 0.7 \times 800}{0.1} = 1687 < 2000$$

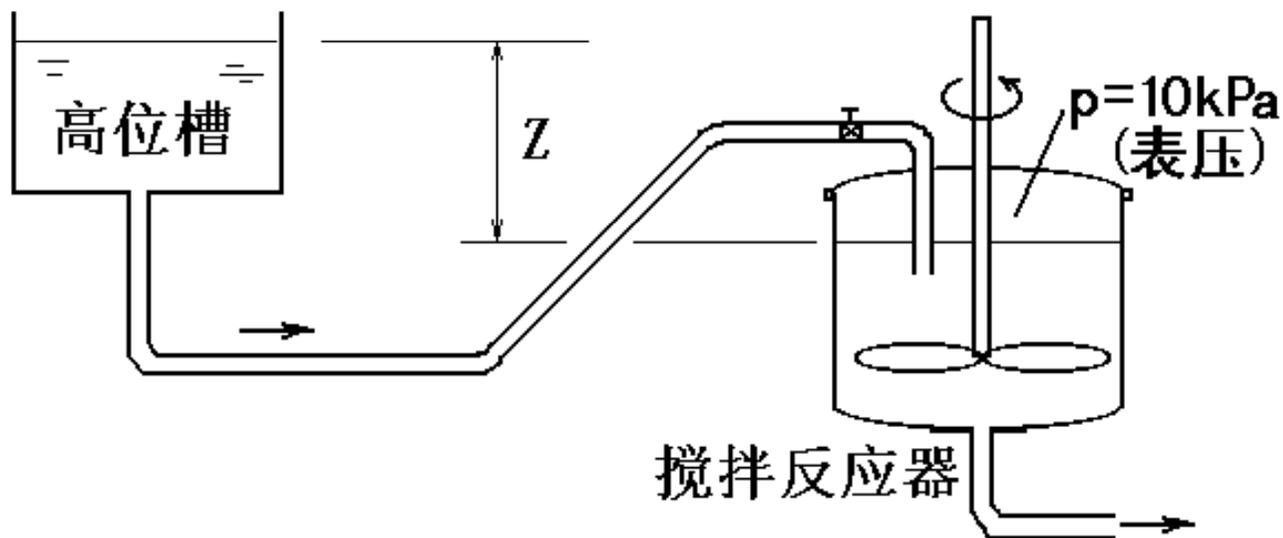
原设成立, 计算有效

$$Q_v = \frac{\pi}{4} d^2 u = 0.785 \times 0.3^2 \times 0.7 = 0.050 \text{ m}^3/\text{s}$$

高位槽送液

由一高位槽向搅拌反应器送料，料液性质同 20°C 的水，流量 1.3l/s ，镀锌铁管 $\phi 42 \times 3\text{mm}$ ，管长 10m ， 90° 弯头4个，闸阀(全开)1个。

试求： Z 应为多少 m 。




$$\text{解: } u = \frac{4q_v}{\pi d^2} = \frac{4 \times 1.3 \times 10^{-3}}{3.14 \times 0.036^2} = 1.28 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.036 \times 1.28 \times 1000}{0.001} = 4.61 \times 10^4$$

查 90° 弯头 $\zeta = 0.75$, 闸阀全开 $\zeta = 0.17$, 出口 $\zeta = 1$

取 $\varepsilon = 0.2 \text{ mm}$, $\varepsilon/d = 0.0056$, 查 $\lambda = 0.033$

由高位槽液面至反应器液面作机械能衡算

$$Z = \frac{P}{\rho g} + \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{u^2}{2g} = \frac{10^4}{10^3 \times 9.81} +$$
$$\left(0.033 \times \frac{10}{0.036} + 4 \times 0.75 + 0.17 + 1 \right) \frac{1.28^2}{2 \times 9.81} = 2.13 \text{ m}$$

1.5.4 管路总阻力损失的计算

相同管径:

$$\begin{cases} h_f = \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2} \\ h_f = (\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi) \frac{u^2}{2} \end{cases}$$

不同管径:

$$h_f = h_{f1} + h_{f2} + \dots = \lambda \frac{l + \sum l_e}{d_1} \frac{u_1^2}{2} + \lambda \frac{l + \sum l_e}{d_2} \frac{u_2^2}{2} + \dots$$

1.6 流体输送管路的计算

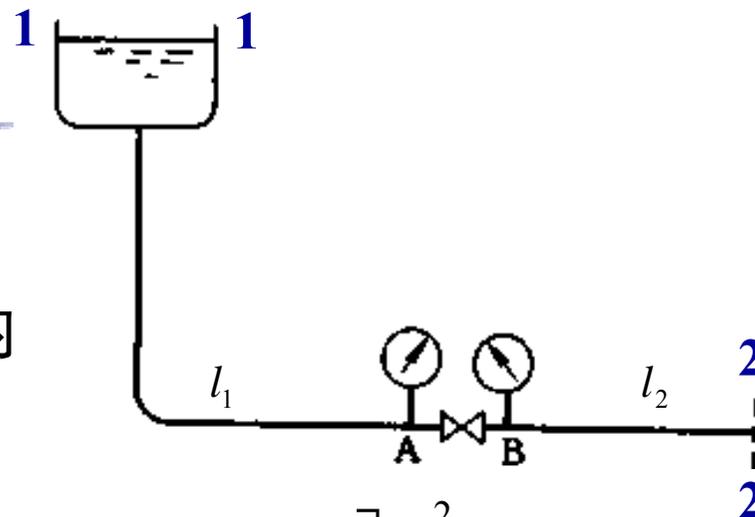
简单管路：单一管线，串联管路，循环管路

复杂管路：有分支或合流

1.6.1 阻力对管内流动的影响

1. 简单管路

液面恒定，将阀门关小，分析管内流量及A、B处压力表如何变化？



$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \left[\lambda \frac{(l_1 + l_2)}{d} + \sum \xi \right] \frac{u^2}{2}$$

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gz_A + \frac{p_A}{\rho} + \frac{u_A^2}{2} + \left[\lambda \frac{l_1}{d} + \sum \xi_{1-A} \right] \frac{u_A^2}{2}$$

$$gz_B + \frac{p_B}{\rho} + \frac{u_B^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \left[\lambda \frac{l_2}{d} + \sum \xi_{B-2} \right] \frac{u^2}{2}$$



结论:

- ① 其他条件不变时，管内任何局部阻力的增大将使该管内的流速下降，反之亦然。
- ② 其他条件不变时，关小阀门必将导致阀前（或阀上游）压力上升，阀后（或阀下游）压力下降，反之亦然。

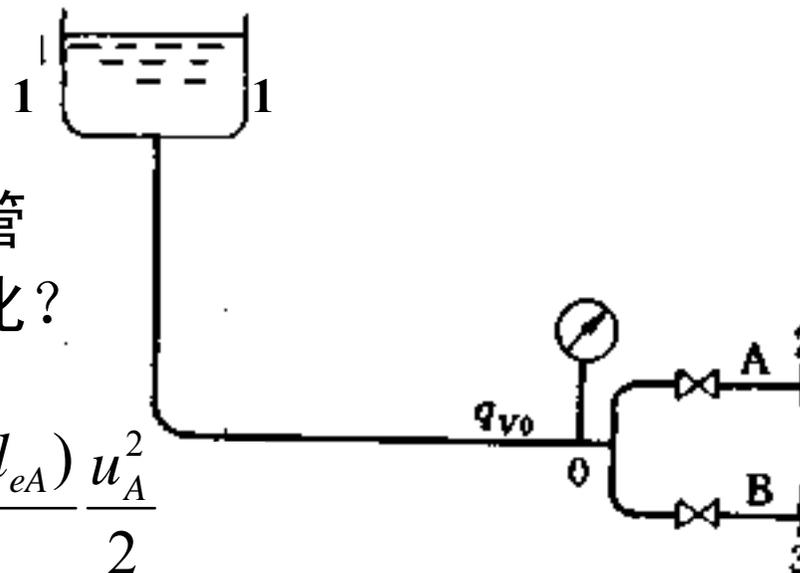
讨论:

用机械能衡算式分析某处静压力的变化时，不宜将局部阻力系数已起变化的部分包括在衡算式内。如A处压力:

$$gz_A + \frac{p_A}{\rho} + \frac{u_A^2}{2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \left[\lambda \frac{l_2}{d} + \sum \xi_{A-2} \right] \frac{u^2}{2}$$

2. 分支管路

液面恒定，将A关小，总管和各支管的流量及支点前O处压力表如何变化？



$$\begin{aligned}
 E_1 - E_2 &= \lambda_o \frac{(l_o + \sum l_{eo}) u_o^2}{d_o} \frac{1}{2} + \lambda_A \frac{(l_A + \sum l_{eA}) u_A^2}{d_A} \frac{1}{2} \\
 &= \frac{8\lambda_o (l_o + \sum l_{eo})}{\pi^2 d_o^5} q_{vo}^2 + \frac{8\lambda_A (l_A + \sum l_{eA})}{\pi^2 d_A^5} q_{vA}^2 \quad (1)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E_1 - E_3 &= \lambda_o \frac{(l_o + \sum l_{eo}) u_o^2}{d_o} \frac{1}{2} + \lambda_B \frac{(l_B + \sum l_{eB}) u_B^2}{d_B} \frac{1}{2} \\
 &= \frac{8\lambda_o (l_o + \sum l_{eo})}{\pi^2 d_o^5} q_{vo}^2 + \frac{8\lambda_B (l_B + \sum l_{eB})}{\pi^2 d_B^5} q_{vB}^2 \quad (2)
 \end{aligned}$$



$$E_1 - E_2 = B_o q_{vo}^2 + B_A q_{vA}^2 \quad (3)$$

$$E_1 - E_3 = B_o q_{vo}^2 + B_B q_{vB}^2 \quad (4)$$

$$q_{vo} = q_{vA} + q_{vB} \quad (5)$$

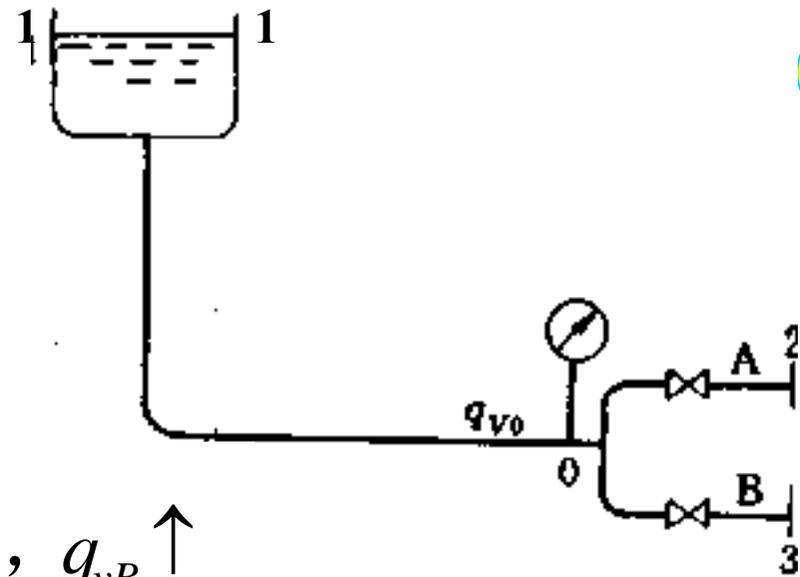
$$q_{vo} = \sqrt{\frac{E_1 - E_2 - B_o q_{vo}^2}{B_A}} + \sqrt{\frac{E_1 - E_3 - B_o q_{vo}^2}{B_B}} \quad (6)$$

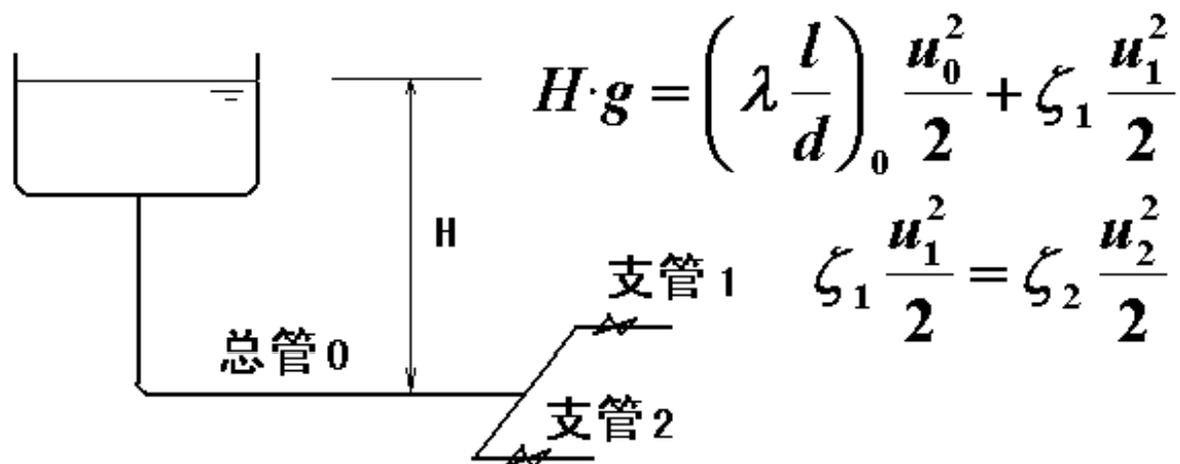
0处压力变化分析

$$E_1 = gz_o + \frac{p_o}{\rho} + \frac{u_o^2}{2} + B_o q_{vo}^2$$

阀A关小后, $q_{vo} \downarrow$, $q_{vA} \downarrow$, $p_o \uparrow$, $q_{vB} \uparrow$

$$E_1 - E_3 = B_o q_{vo}^2 + B_B q_{vB}^2$$

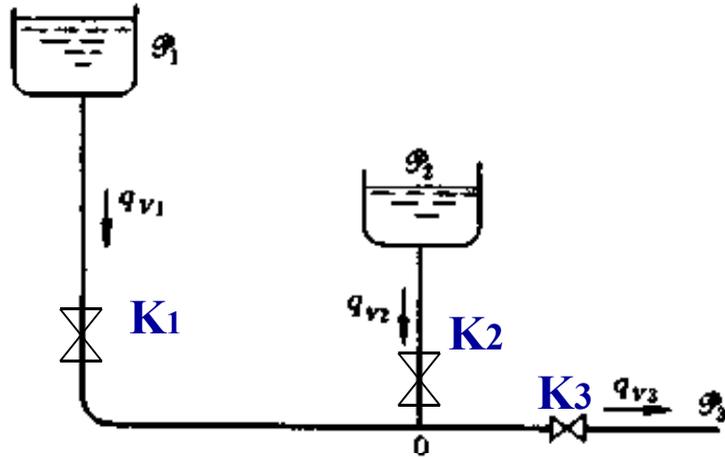




总管阻力为主时，增加分支， $q_{v\text{总管}}$ 几乎不变
 支管阻力为主时，增加分支， $q_{v\text{分支}}$ 互不干扰

3. 汇合管路

K2开大，各管内流量和0点压力变化？



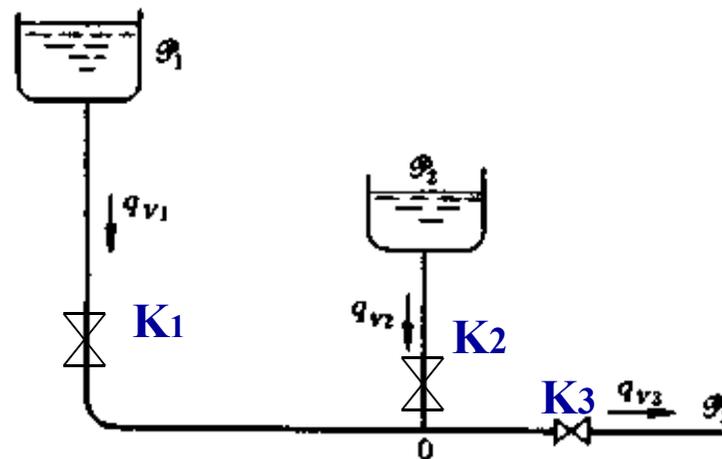
$$E_1 - E_3 = B_1 q_{v1}^2 + B_3 q_{v3}^2 \quad (1)$$

$$E_2 - E_3 = B_2 q_{v2}^2 + B_3 q_{v3}^2 \quad (2)$$

$$q_{v1} + q_{v2} = q_{v3} \quad (3)$$

$$q_{v3} = \sqrt{\frac{E_1 - E_3 - B_3 q_{v3}^2}{B_1}} + \sqrt{\frac{E_2 - E_3 - B_3 q_{v3}^2}{B_2}} \quad (4)$$

0点压力变化分析



$$\frac{p_o}{\rho} + gz_o + \frac{u_o^2}{2} = \frac{p_a}{\rho} + gz_3 + \frac{u_{o3}^2}{2} + \left(\lambda_3 \frac{l_3 + \sum l_{e3}}{d_3} \right) \frac{u_{o3}^2}{2}$$

K3 关小，则 $p_0 \uparrow$ ， $u_3 \downarrow$ 上游支路 $u_1 \downarrow$ ， $u_2 \downarrow$ 但 1-1 的位头大于 2-2，若阀门继续关小，可能出现由于 $p_0 \uparrow$ 而使 $u_2=0$ ；再关小，流体将倒流至低位槽中。

阻力损失压差-管路状况-流量三者关系

$$h_f = \frac{\Delta P'}{\rho} = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{u^2}{2} = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{8}{\pi^2 d^4} q_v^2$$

- 结论:
- ① 管路状况一定, $q_v \uparrow, h_f \uparrow$
 - ② $h_f (\Delta P)$ 一定, $\zeta \uparrow, q_v \downarrow$
 - ③ q_v 一定, $\zeta \uparrow, h_f \uparrow$

1.6.2 管路计算

$$q_V = \frac{\pi}{4} d^2 u \quad (1)$$

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + h_e = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \left[\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi \right] \frac{u^2}{2} \quad (2)$$

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \quad (3)$$

摩擦系数计算式 $\lambda = \varphi \left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{\varepsilon}{d} \right)$

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}} \quad (\text{层流})$$



① 设计型计算

设计要求：为完成 q_V ，确定 d ， N_e 或供液点的 z_1 或 p_1

给定条件： q_V, l, z_1, p_1 (若 N_e) 为待求量， $z_2, p_2, \varepsilon, \sum \xi (\sum l_e)$

流速的选择

表 1-3 某些流体在管道中的常用流速范围

流体种类及状况	常用流速范围 (m/s)	流体种类及状况	常用流速范围 (m/s)
水及一般液体	1~3	压强较高的气体	15~25
粘度较大的液体	0.5~1	饱和水蒸气：0.8MPa 以下	40~60
低压气体	8~15	0.3MPa 以下	20~40
易燃、易爆的低压气体（如乙炔等）	<8	过热水蒸气	30~50



② 操作型计算

- a 已知流量和管道尺寸、管件，计算管路系统的阻力损失
- b 给定流量、管长、管件和允许压降，计算管径
- c 已知管道尺寸、管件和允许压降，求流速或流量

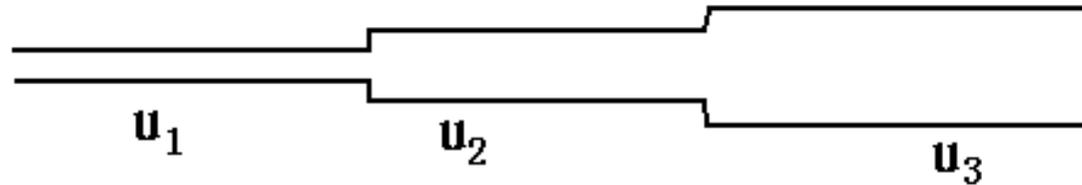
层流状态下 $\lambda = \frac{64}{\text{Re}}$ 为显函数，可直接求解

湍流状态下
$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 - 2 \log \left(\frac{2\varepsilon}{d} + \frac{18.7}{\text{Re} \sqrt{\lambda}} \right)$$

为隐函数，常要试差求解

常可先设 λ 在阻力平方区，再根据计算所得 Re 修正 λ

1. 简单管路计算



方程特点: $h_{f总} = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3}$

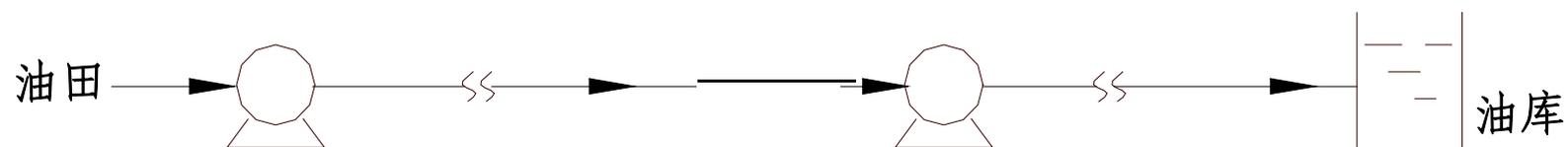
$$q_v = q_{v1} = q_{v2} = q_{v3}$$

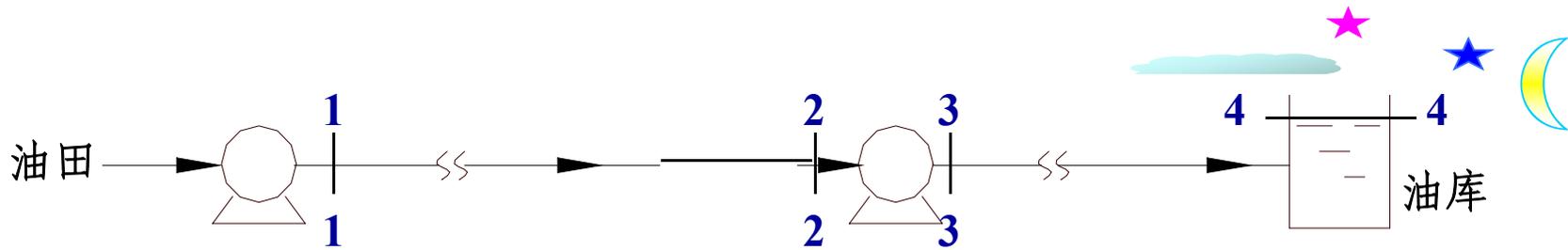
注意各段阻力计算的 u 、 l 、 d 、 λ 的不同

循环管路: $h_e = \sum h_f$



例1 一油田用 $\phi 600 \times 25$ 、长 $L = 100\text{km}$ 、水平铺设的管线将原油送至某油库。原油： $\mu = 0.187\text{Pa}\cdot\text{s}$ ， $\rho = 890\text{kg}/\text{m}^3$ 。因油管允许承受的最高压力为6 MPa（表），故全程需设两个泵站。第一个泵站设在油田处，问要使油管达到最大输送能力，第二个泵站应设在何处？此时输送量为多少？假设局部阻力损失忽略不计， $\varepsilon = 0.1\text{mm}$





解：假设第二个泵站设在距第一个泵站 L_1 米处。

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = \lambda \frac{L_1}{d} \frac{u^2}{2} \quad (1)$$

$$\frac{p_3}{\rho} + \frac{u_3^2}{2} = \lambda \frac{L - L_1}{d} \frac{u'^2}{2} \quad (2)$$

整个系统稳定且管径均一，故：

$$u = u', \lambda_1 = \lambda_2 = \lambda$$

又管线很长，上式中动能项可忽略，故（1）、（2）简化为：

$$\frac{p_1}{\rho} = \lambda \frac{L_1}{d} \frac{u^2}{2} \quad (3)$$

$$\frac{p_3}{\rho} = \lambda \frac{L - L_1}{d} \frac{u^2}{2} \quad (4)$$

当式中 p_1 、 p_3 各自取最大值时， u 达到最大。



由题意知, $p_{1\max} = p_{3\max} = 6 \times 10^6 \text{ Pa}$ (表) 代入(3),(4)得:

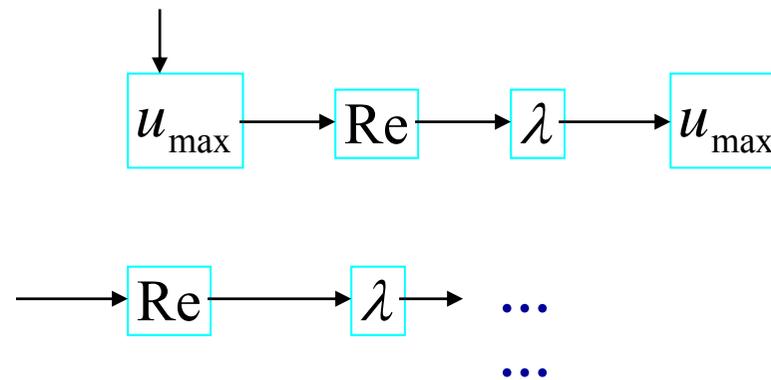
$$\lambda \frac{L_1}{d} \frac{u^2}{2} = \lambda \frac{L-L_1}{d} \frac{u^2}{2}$$

$$L_1 = \frac{L}{2}$$

把 p_1 , ρ , L_1 , d 代入(3), 整理得:

$$u_{\max} = \frac{0.385}{\sqrt{\lambda}}$$

假设流动处于完全湍流区, 设初值 λ





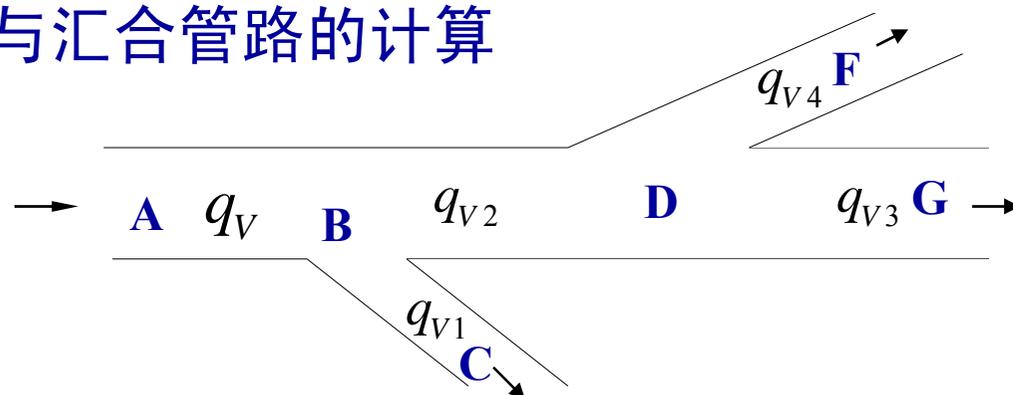
本题: $\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.1}{550} = 1.82 \times 10^{-4}$

试差结果为: $u_{\max} = 2.0 \text{ m/s}$

最大输送能力为:

$$q_{v\max} = \frac{1}{4} \pi d^2 u_{\max} \times 3600$$
$$= \frac{1}{4} \pi \times 0.55^2 \times 2.0 \times 3600 = 1.71 \times 10^3 \text{ m}^3 / \text{h}$$

2. 分支与汇合管路的计算

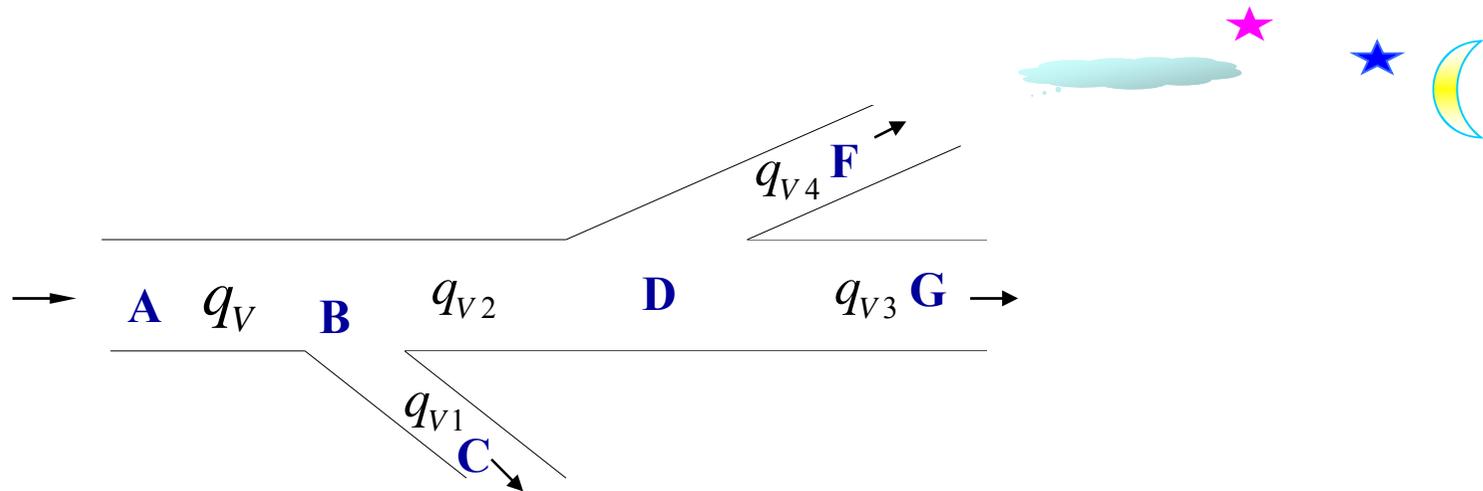


① 总管流量等于各支管流量之和:

$$q_V = q_{V1} + q_{V2} = q_{V1} + q_{V3} + q_{V4}$$

② 主管的阻力损失须分段考察:

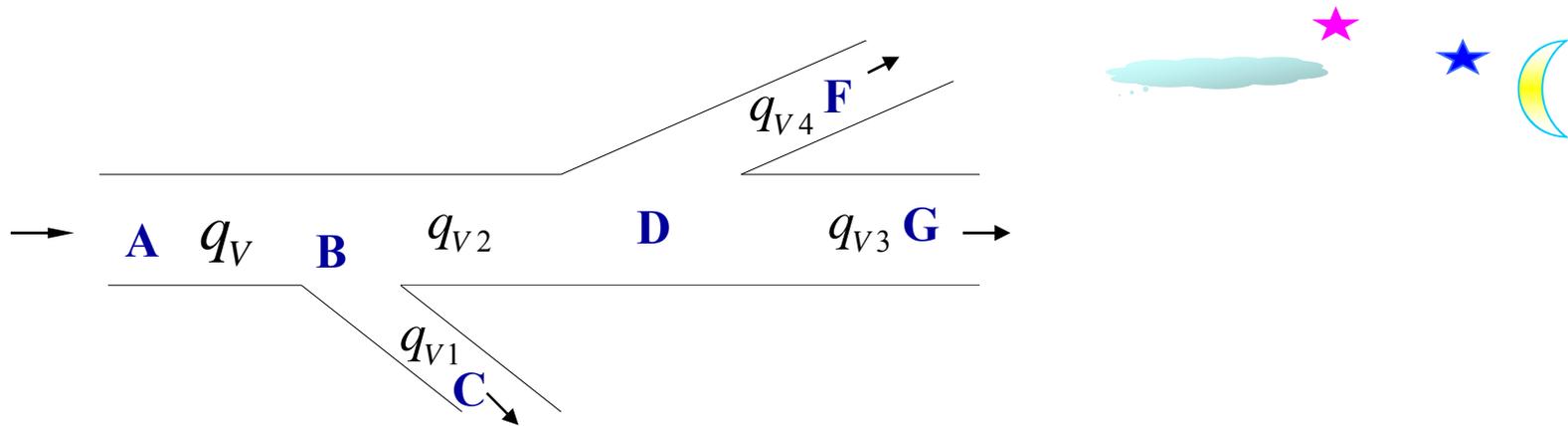
$$h_{fA-G} = h_{fA-B} + h_{fB-D} + h_{fD-G}$$



③ 流体在某一支点处无论以后向何处分流，其总机械能为一定值，即

$$E_B = E_C + h_{fB-C} = E_D + h_{fB-D}$$

$$E_D = E_E + h_{fD-E} = E_G + h_{fD-G}$$



已知各参数求 E_A :

$$\begin{aligned}
 E_F + h_{fF-D} &\rightarrow E_D \\
 E_G + h_{fG-D} &\rightarrow E'_D
 \end{aligned}
 \left. \vphantom{\begin{aligned} E_F + h_{fF-D} &\rightarrow E_D \\ E_G + h_{fG-D} &\rightarrow E'_D \end{aligned}} \right\} E_{D \max}$$

$$\begin{aligned}
 E_{D \max} + h_{fB-D} &\rightarrow E_B \\
 E_C + h_{fB-C} &\rightarrow E'_B
 \end{aligned}
 \left. \vphantom{\begin{aligned} E_{D \max} + h_{fB-D} &\rightarrow E_B \\ E_C + h_{fB-C} &\rightarrow E'_B \end{aligned}} \right\} E_{B \max}$$

$$E_{B \max} + h_{fA-B} \rightarrow E_A$$

3. 并联管路

① 总管流量等于各支管流量之和:

$$q_v = q_{v1} + q_{v2} + q_{v3}$$

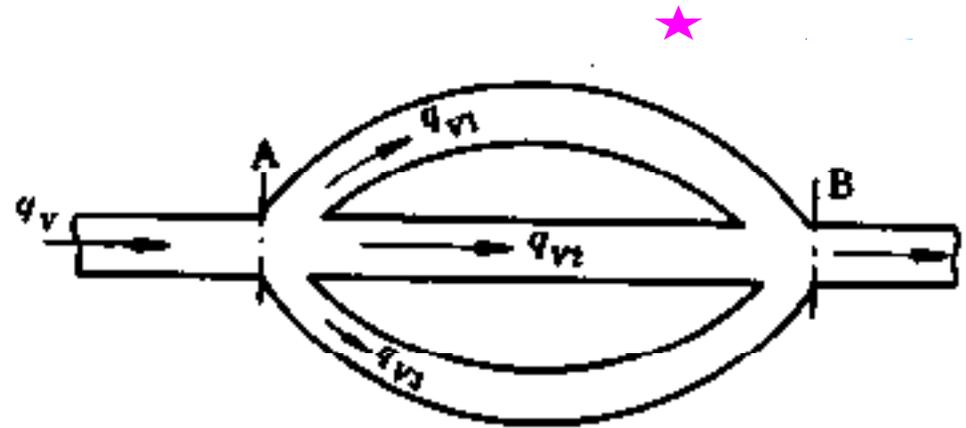
② 各支管的阻力损失相等

$$h_{f1} = h_{f2} = h_{f3} = h_{fA-B}$$

对总管系:
$$\frac{p_A}{\rho} + gz_A + \frac{u_A^2}{2} = \frac{p_B}{\rho} + gz_B + \frac{u_B^2}{2} + h_{f,A-B}$$

对支管1 (A-1-B):
$$\frac{p_A}{\rho} + gz_A + \frac{u_A^2}{2} = \frac{p_B}{\rho} + gz_B + \frac{u_B^2}{2} + h_{f1}$$

对支管2 (A-2-B):
$$\frac{p_A}{\rho} + gz_A + \frac{u_A^2}{2} = \frac{p_B}{\rho} + gz_B + \frac{u_B^2}{2} + h_{f2}$$



③ 各支路的流量分配:

$$\lambda_1 \frac{l_1}{d_1} \frac{u_1^2}{2} = \lambda_2 \frac{l_2}{d_2} \frac{u_2^2}{2} = \lambda_3 \frac{l_3}{d_3} \frac{u_3^2}{2}$$

把 $u = \frac{4q_V}{\pi d^2}$ 代入上式, 整理得:

$$q_{V1} : q_{V2} : q_{V3} = \sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 l_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2 l_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{\lambda_3 l_3}}$$

若 $\lambda_1 \approx \lambda_2 \approx \lambda_3$, 则可简化:

$$q_{V1} : q_{V2} : q_{V3} = \sqrt{\frac{d_1^5}{l_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{l_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{l_3}}$$

例：已知：一并联管路 $q_V=2\text{m}^3/\text{h}$ ，各支管长度：

$$l_1=1200\text{m} \quad l_2=1500\text{m} \quad l_3=800\text{m}$$

$$d_1=0.6\text{m} \quad d_2=0.5\text{m} \quad d_3=0.8\text{m}$$

$$\rho_{\text{水}}=1000 \text{ kg/m}^3 \quad \mu=1.0 \times 10^{-3} \text{ Pa S} \quad \varepsilon=0.2\text{mm}$$

求 q_{V1} 、 q_{V2} 、 q_{V3}

解：假设三支管内 λ 值均相同，则

$$q_{V1} : q_{V2} : q_{V3} = \sqrt{\frac{d_1^5}{l_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{l_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{l_3}} = 1 : 0.567 : 2.514$$

$$q_V = q_{V1} + q_{V2} + q_{V3} = 2 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{解得： } q_{V1} = 0.49 \text{ m}^3/\text{s}, \quad q_{V2} = 0.278 \text{ m}^3/\text{s}, \quad q_{V3} = 1.232 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$u_1 = 1.733 \text{ m/s} \quad u_2 = 1.416 \text{ m/s} \quad u_3 = 2.54 \text{ m/s}$$

然后求算 Re ，验算 λ 值

$$Re_1 = u_1 d_1 \rho_1 / \mu = 1.04 \times 10^6$$

$$\varepsilon/d_1 = 0.00033$$

$$Re_2 = 0.71 \times 10^6$$

$$\varepsilon/d_2 = 0.0004$$

$$Re_3 = 0.71 \times 10^6$$

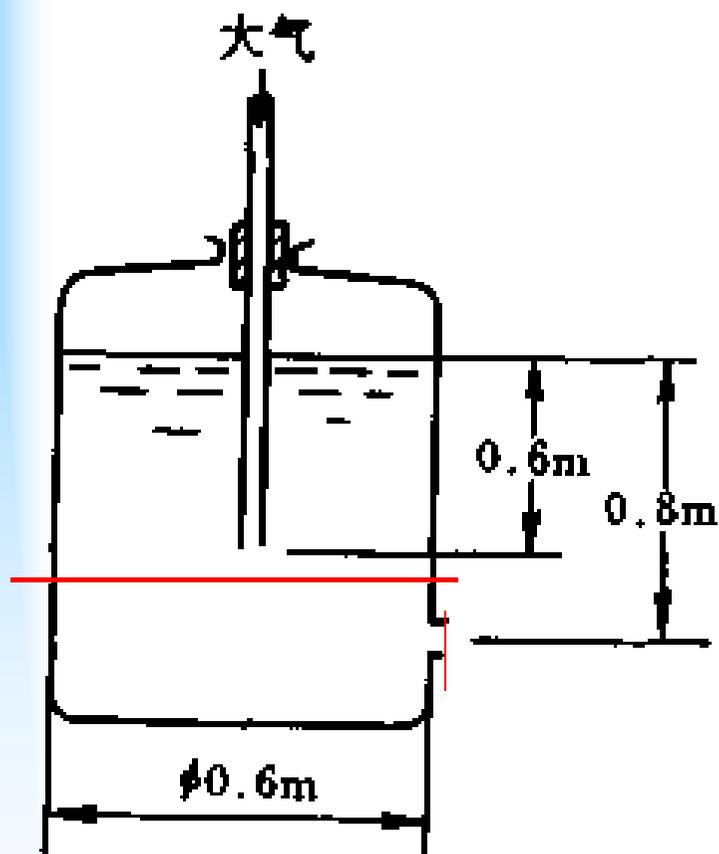
$$\varepsilon/d_3 = 0.0004$$



查图： $\lambda_1=0.016$ $\lambda_2=0.0165$ $\lambda_3=0.0155$

相互很接近， $\lambda_1 = \lambda_2 = \lambda_3$ 基本满足，故上述所求结果亦基本正确。

1.6.3 非稳定流动举例



$$gz_1 = \frac{u_2^2}{2}$$

$$u_2 = \sqrt{2gz_1}$$

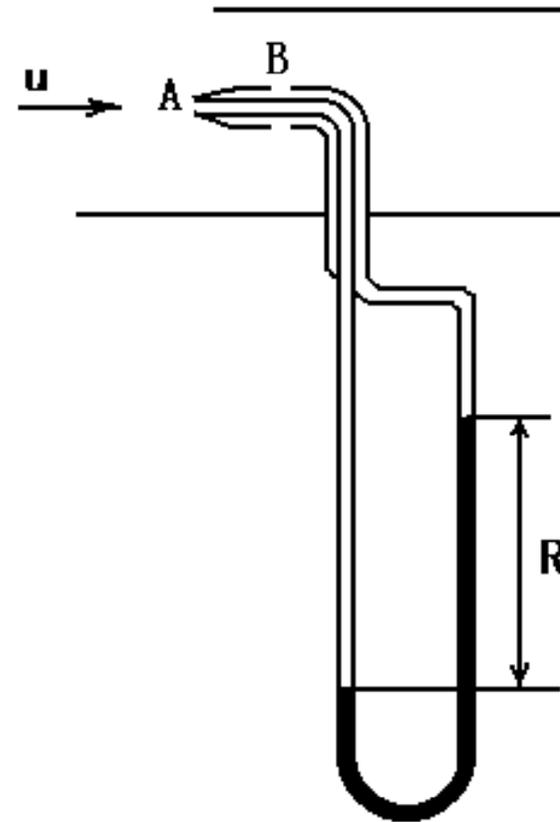
设 $d\tau$ 时间内，1-1面下降了 dz_1 ，
由质量守恒定律可得：

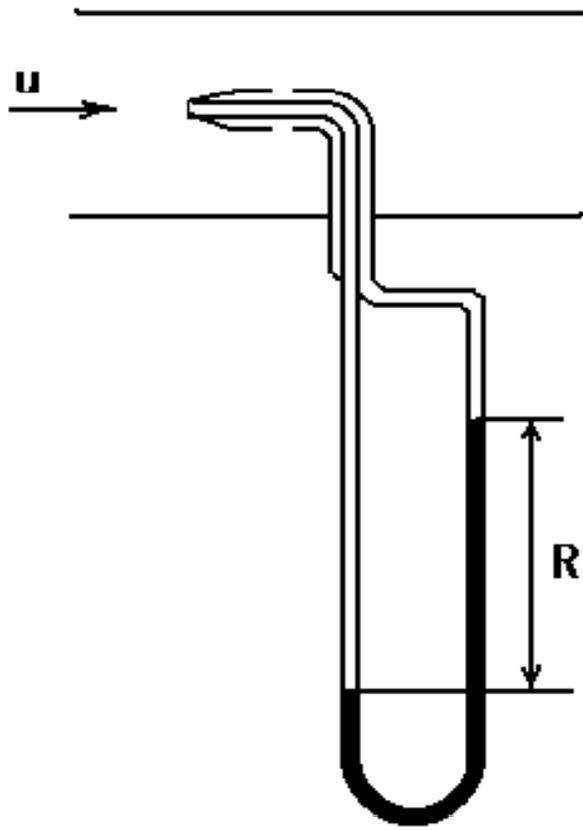
$$d\tau = -\frac{\pi D^2 dz_1 / 4}{\pi d^2 u_2 / 4} = -\frac{D^2}{d^2 u_2} dz_1$$

1.7 流速和流量的测量

1.7.1 皮托管 (Pitot tube)

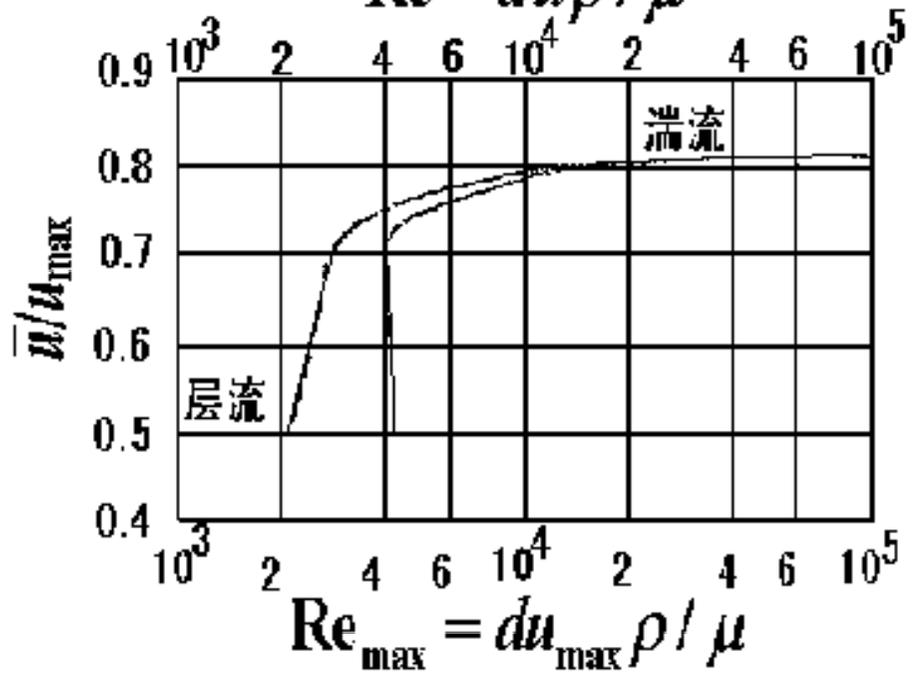
$$u_A = \sqrt{\frac{2(p_A - p_B)}{\rho}}$$
$$= \sqrt{\frac{2gR(\rho_i - \rho)}{\rho}}$$





$$u_{\max} = \sqrt{\frac{2R(\rho_i - \rho)g}{\rho}}$$

$$Re = d\bar{u}\rho/\mu$$





毕托管的安装:

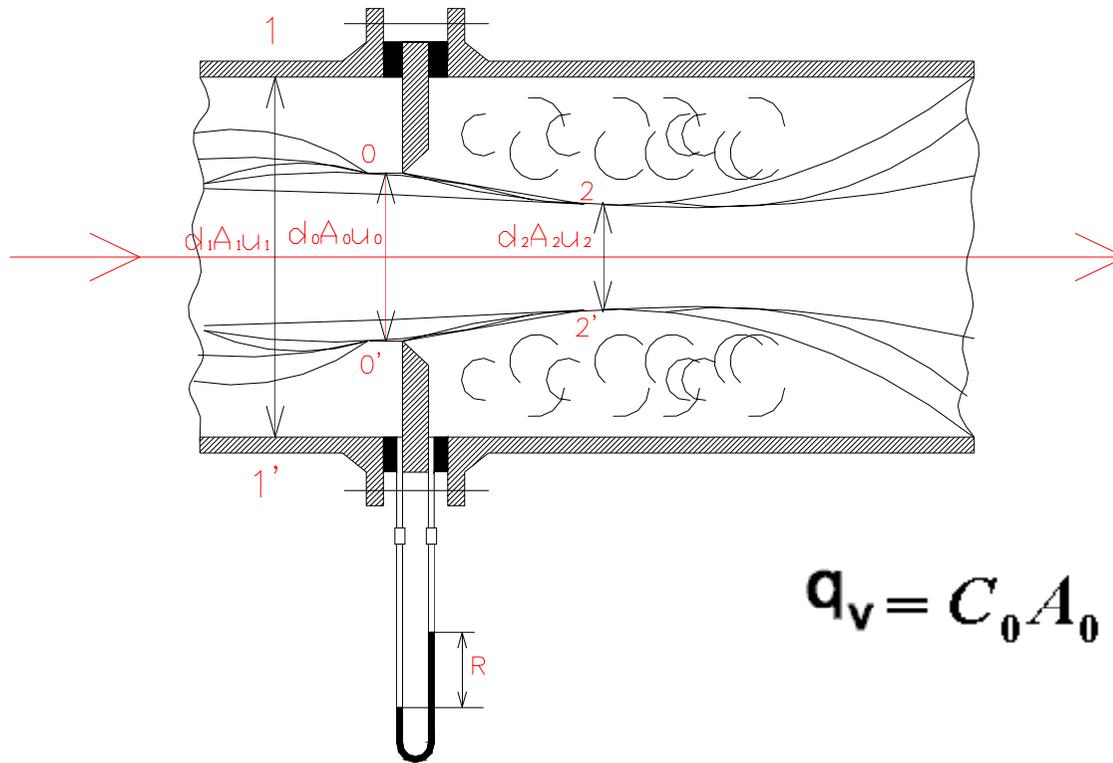
1. 保证测量点位于均匀流段，上游 $50d$ 以上，下游直管长度 $10d$ 。
2. 保证毕托管口截面严格垂直于流动方向。
3. 毕托管直径应小于管径的 $1/50$ 。

优点: 流体阻力较小，适用于大直径气体管道中的流速。

缺点: 测量的是点速度；压差很小，常配微差计；
对含固体杂质流体不易采用。



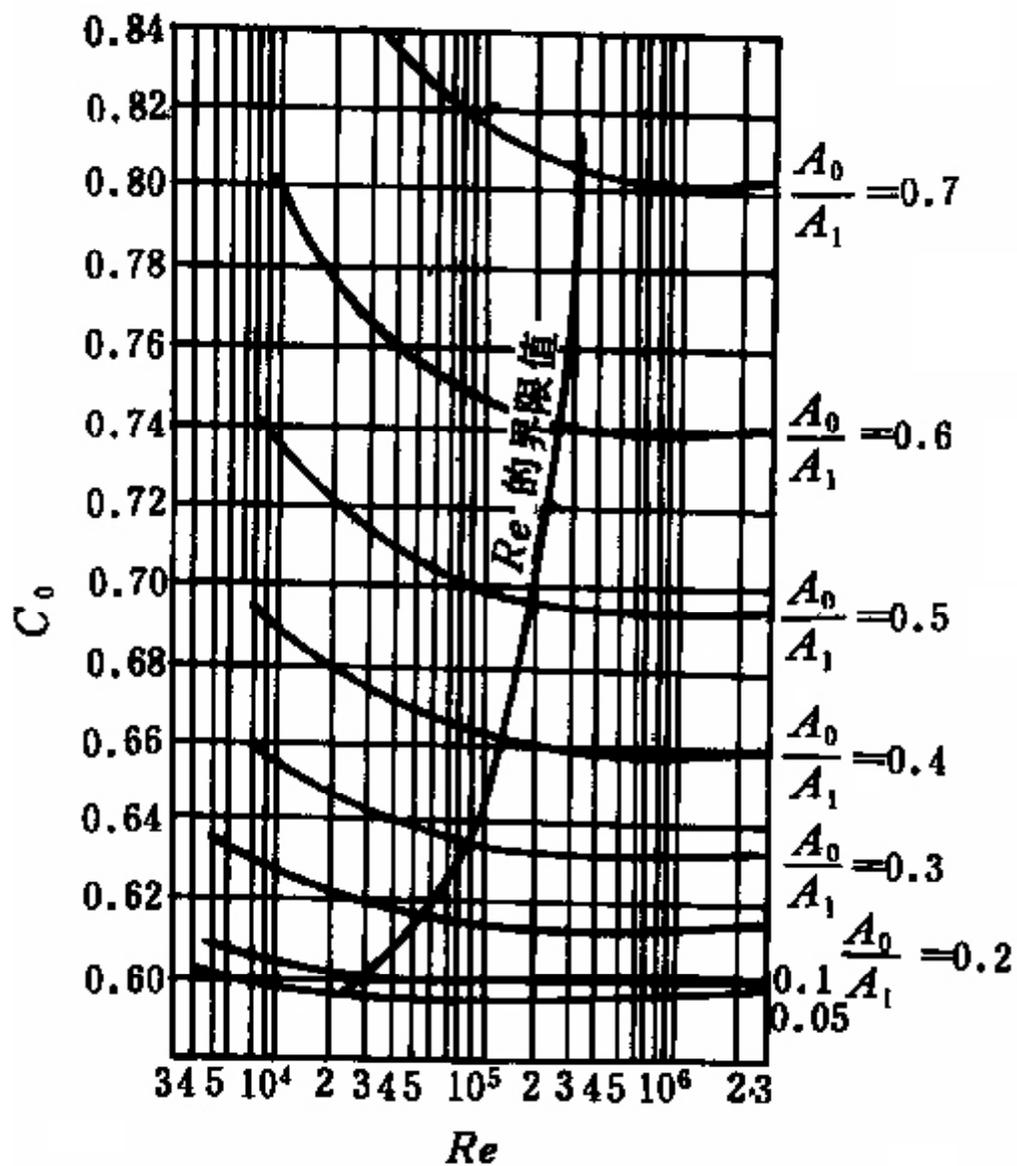
1.7.2 孔板流量计 (orifice meter)



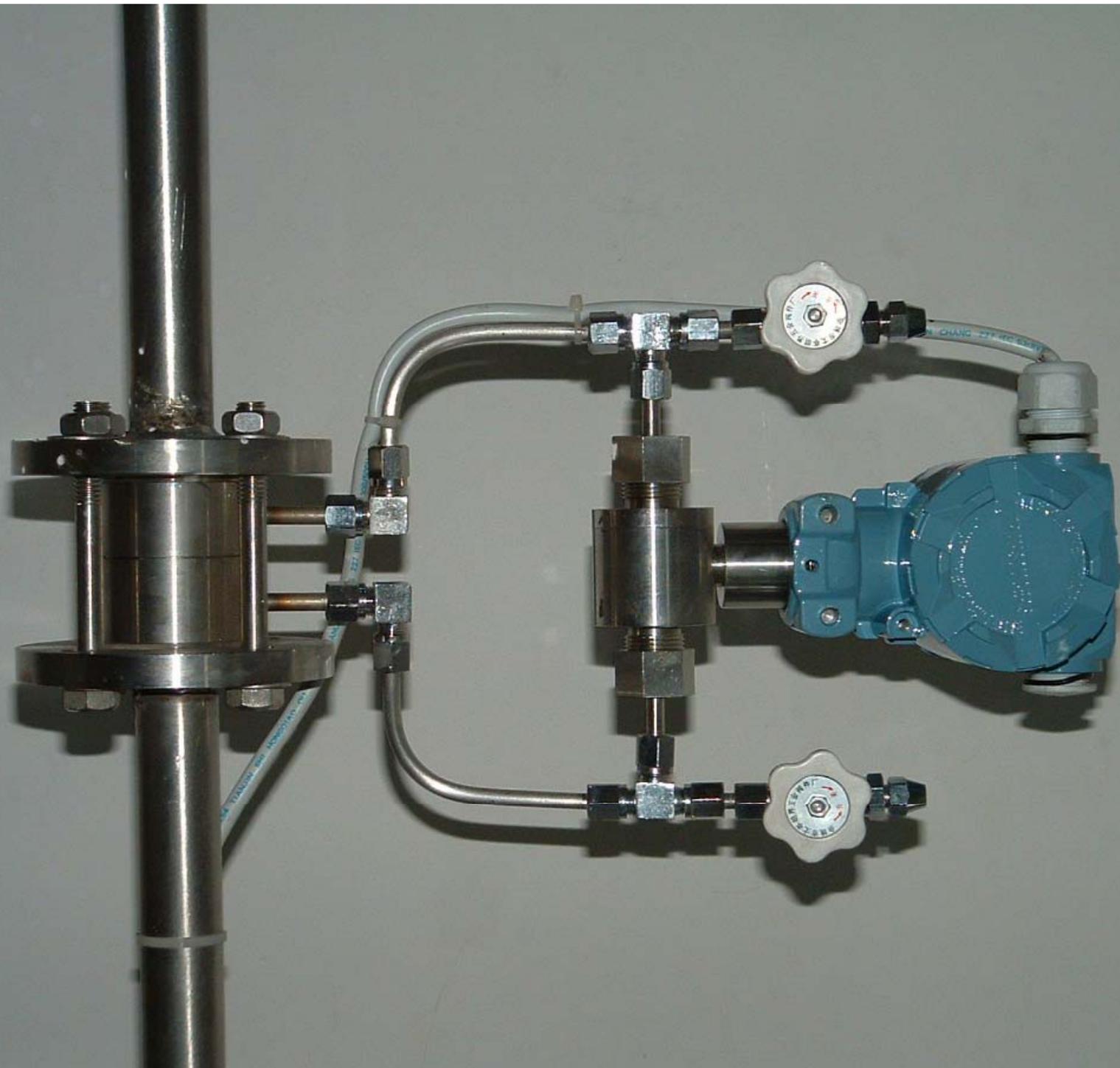
$$q_v = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2R(\rho_i - \rho)g}{\rho}}$$

$$C_0 = f(Re_d, m)$$

$$m = A_0 / A_1$$

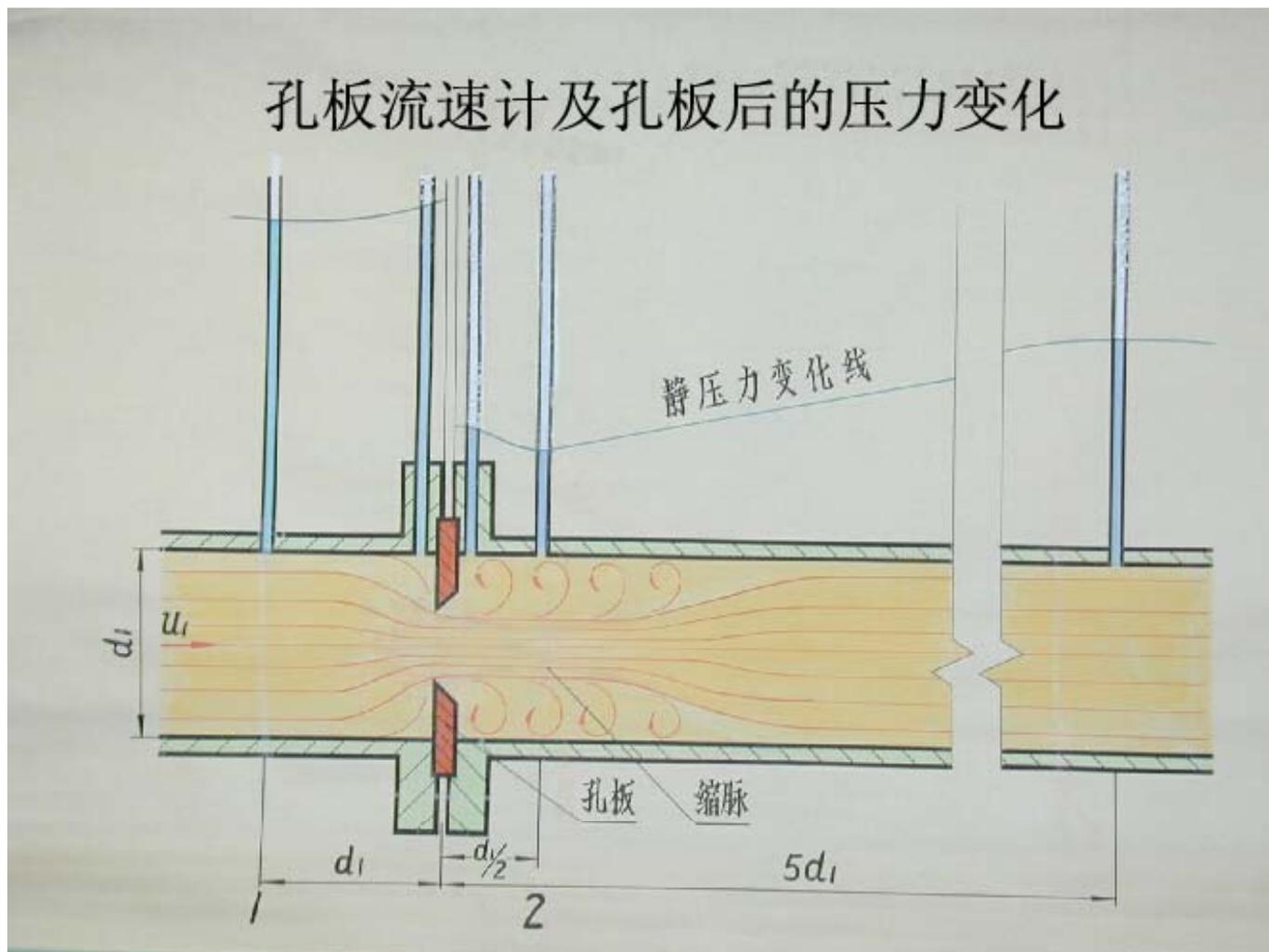








孔板流速计及孔板后的压力变化





特点: 结构简单, 阻力损失较大

$$h_f = \xi \frac{u_o^2}{2} = \xi C_0^2 \frac{Rg(\rho_i - \rho)}{\rho}$$

$$\xi = 0.8$$

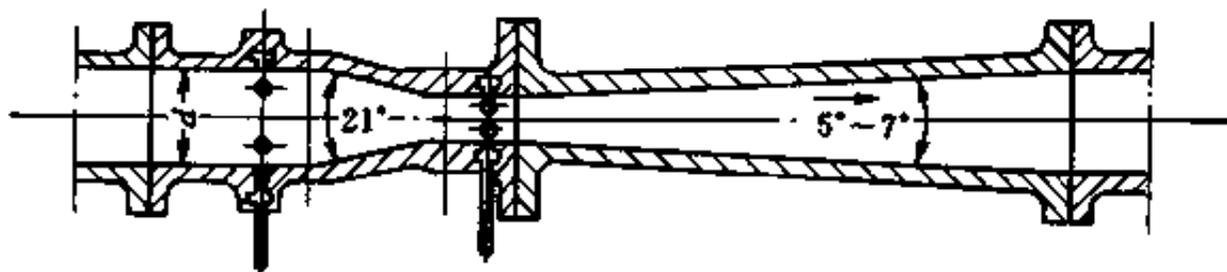
安装要点:

上游: (15 ~ 40) d , 下游: (5 ~ 10) d

垂直于直管

不能反装

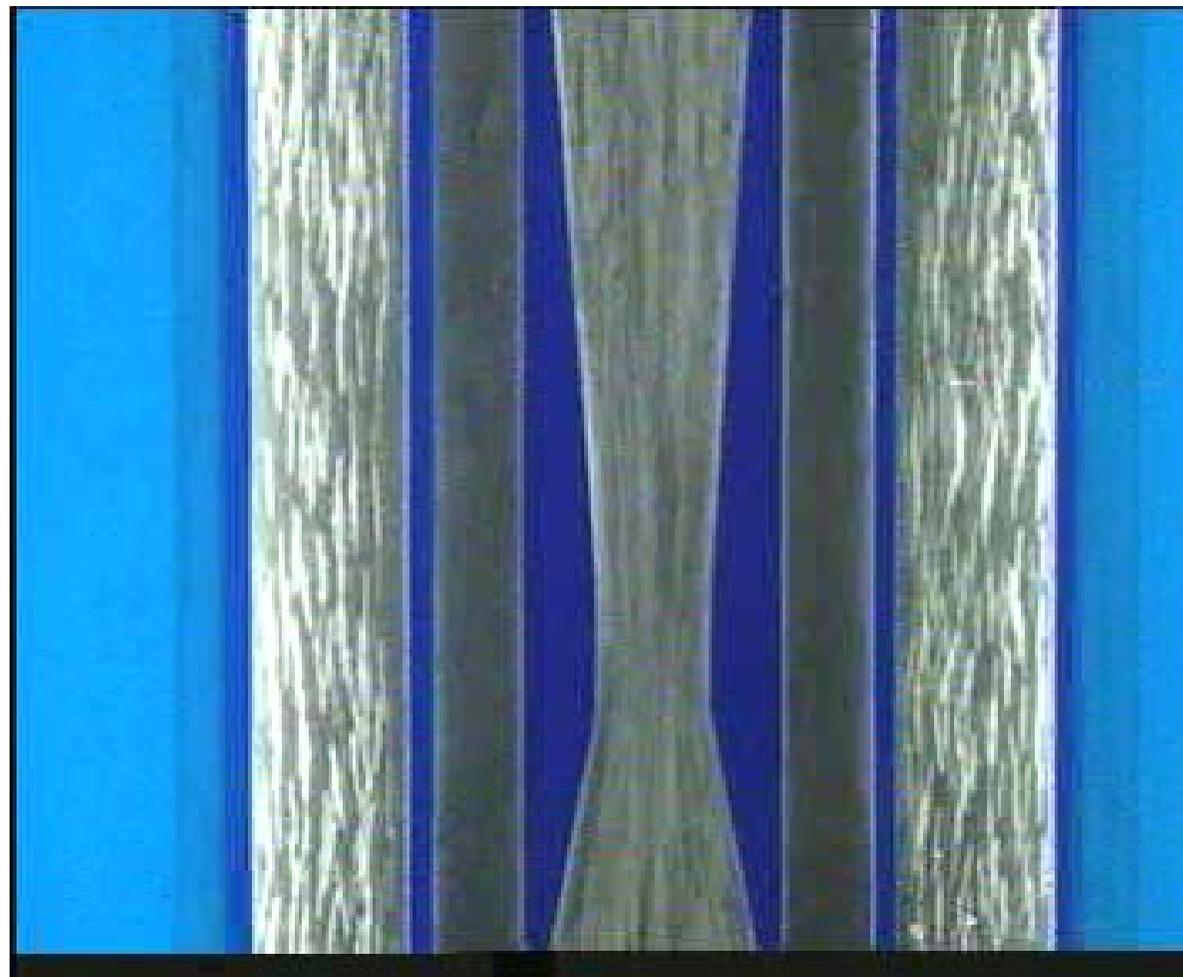
1.7.3 文丘里流量计 (Venturi meter)



$$q_V = C_V A_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_i - \rho)}{\rho}} \quad C_V = 0.98 \sim 0.99$$

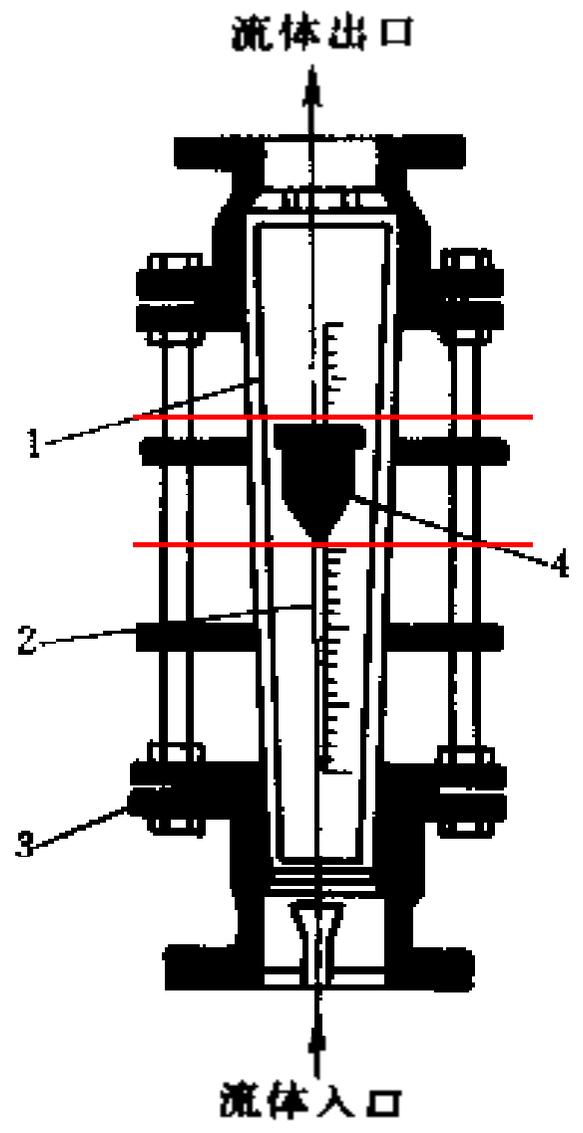
$$h_f = 0.1u_0^2 \quad u_0 : \text{喉孔流速, m/s}$$

特点: 阻力损失较小, 造价较高





1.7.4 转子流量计 (rotameter)




$$u_2 = \frac{1}{\sqrt{1 - (A_2 / A_1)^2}} \sqrt{\frac{2V_f (\rho_f - \rho)g}{A_f \rho}}$$

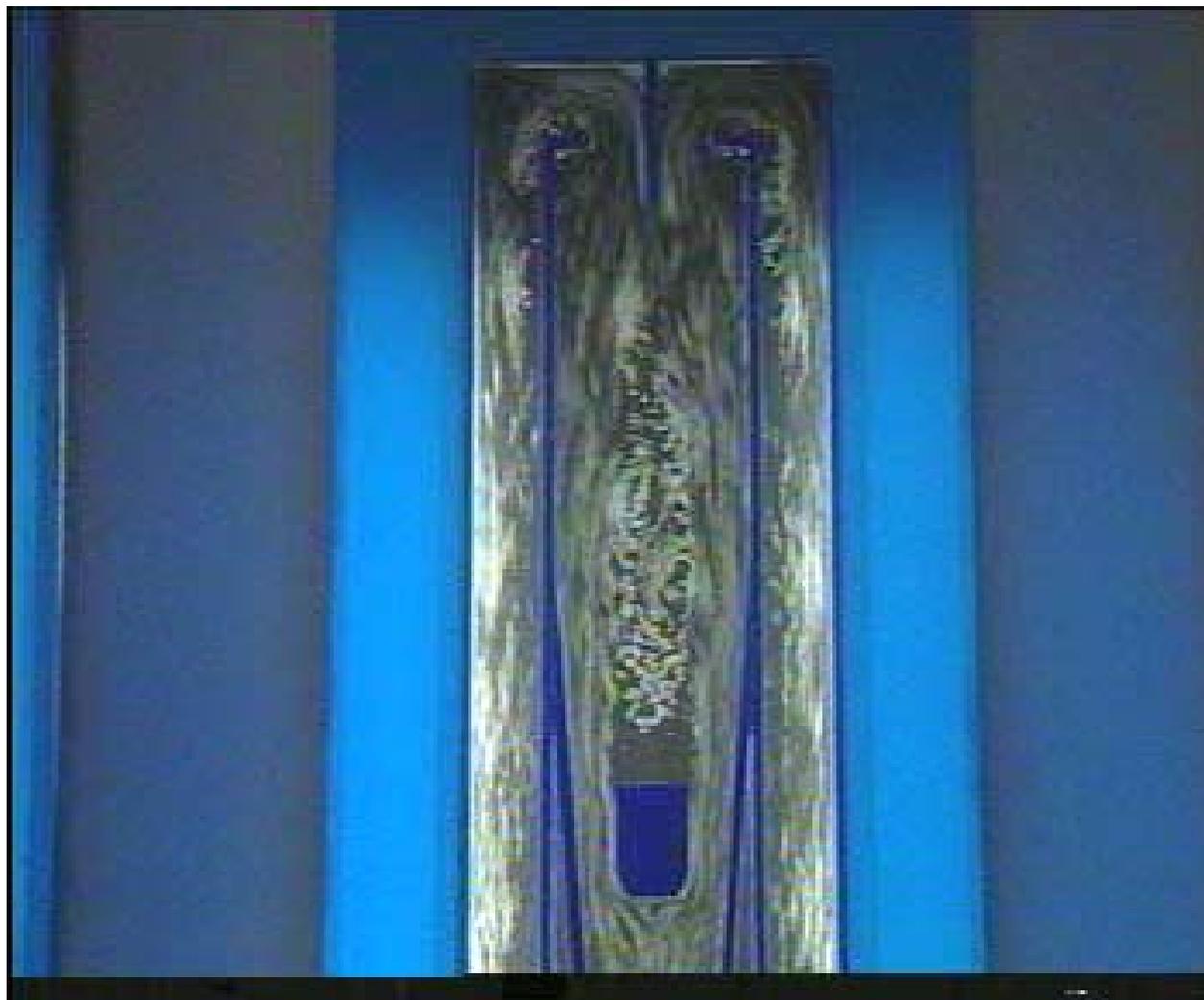
$$q_v = A_2 u_2 = A_2 C_R \sqrt{\frac{2V_f (\rho_f - \rho)g}{A_f \rho}}$$

转子流量计的特点：恒流速、恒压差

$$h_f = \xi \frac{u_2^2}{2} \quad \text{永久阻力损失}$$

优点：能量损失小，读数方便，测量范围宽，能用于腐蚀性流体。

缺点：玻璃管易破损、不能承受高温和高压。



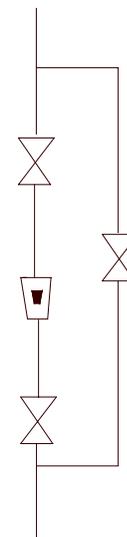
化工原理——流体流动



刻度换算:
$$\frac{q_{vB}}{q_{vA}} = \sqrt{\frac{\rho_A(\rho_f - \rho_B)}{\rho_B(\rho_f - \rho_A)}}$$

出厂标准: 液体 $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$
气体 $\rho = 1.2 \text{ kg/m}^3$

安装: 保持垂直并安装支路以便于检修





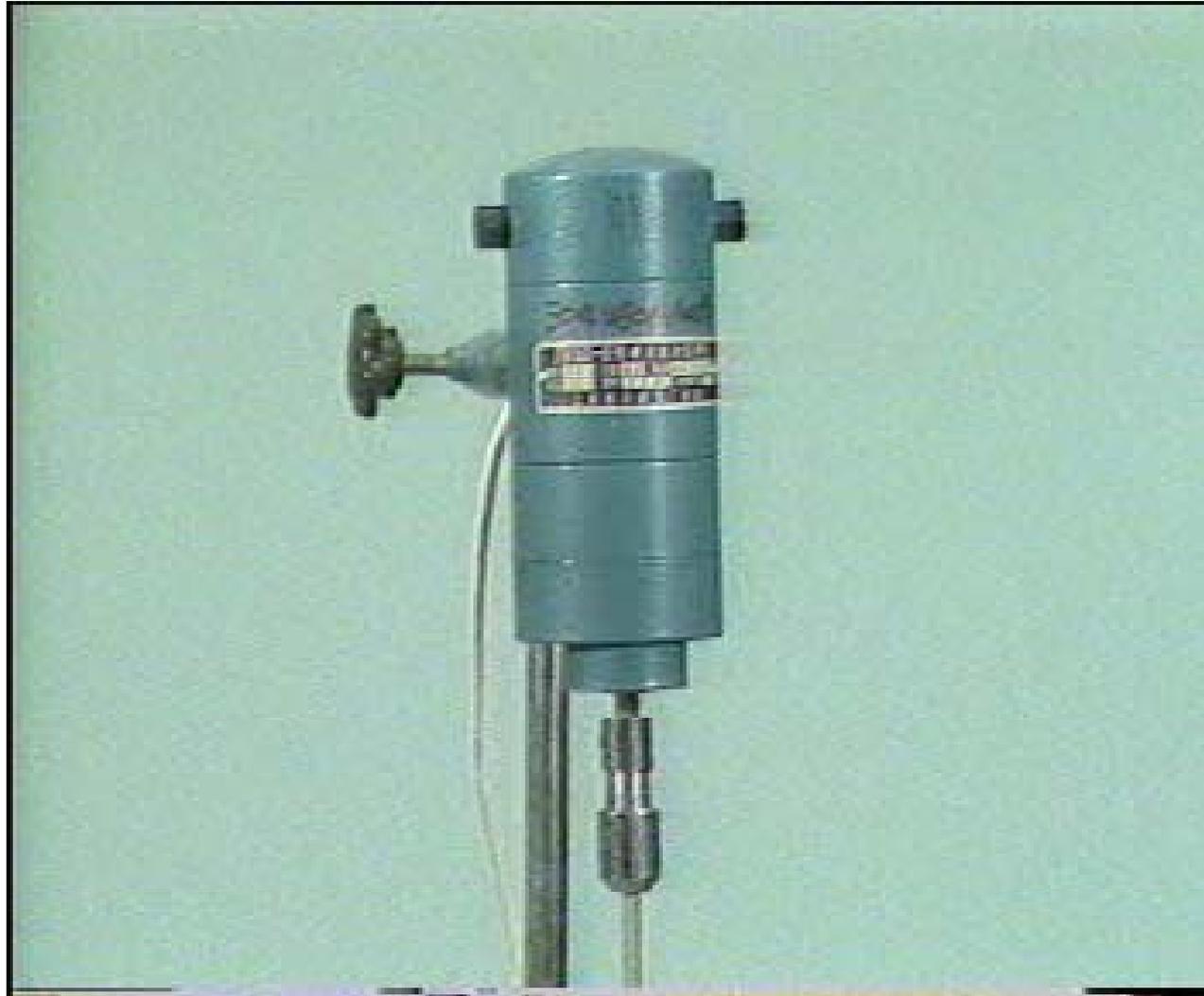
特点:

- 1、皮托管：测量的是点速度
- 2、孔板流量计：等截面，变压差，阻力大
文丘里流量计：阻力小，造价高
- 3、转子流量计：变截面，恒流速，恒压差

非牛顿型流体



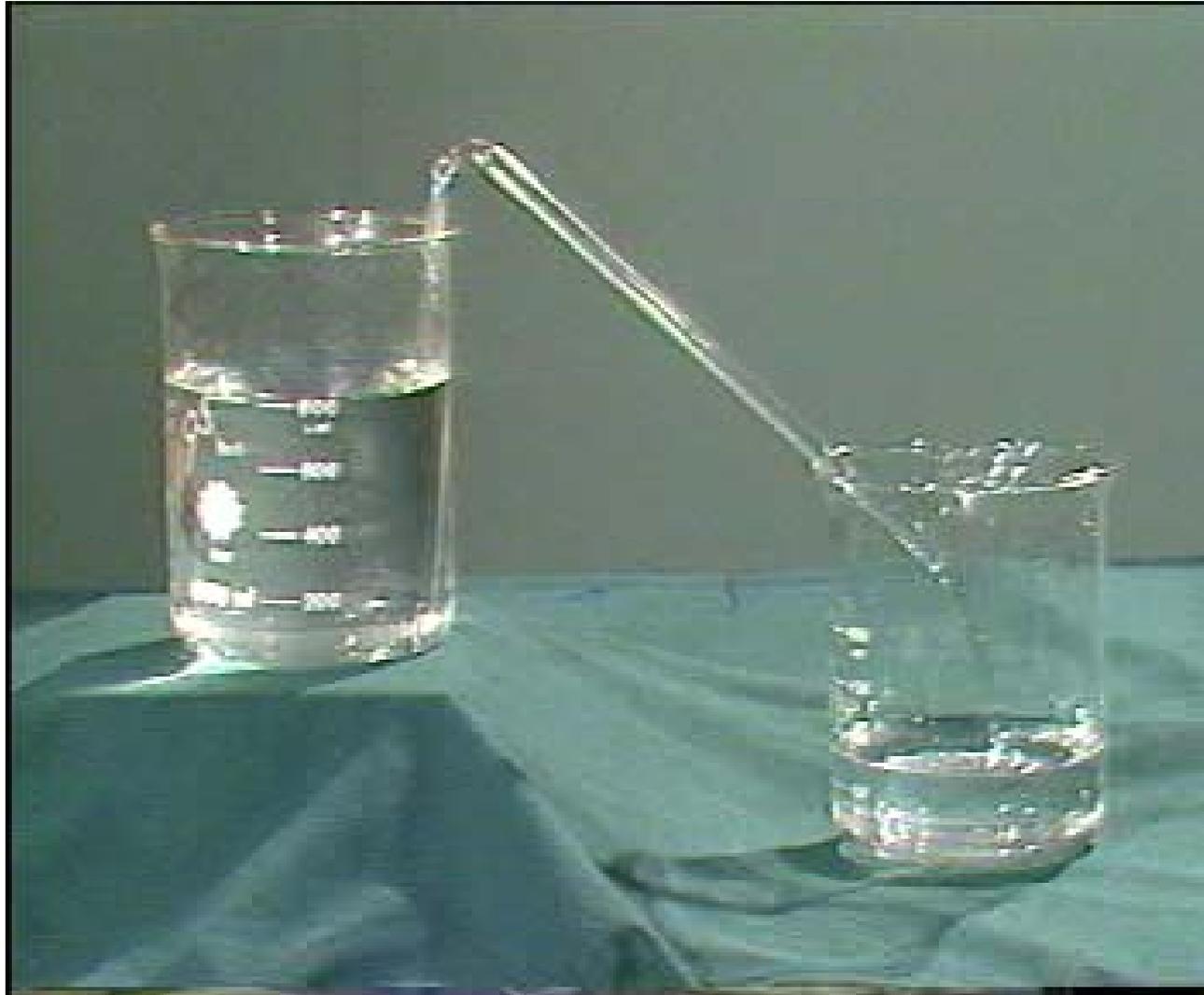




化工原理——流体流动



化工原理——流体流动



化工原理——流体流动

