第一章 流体流动与输送

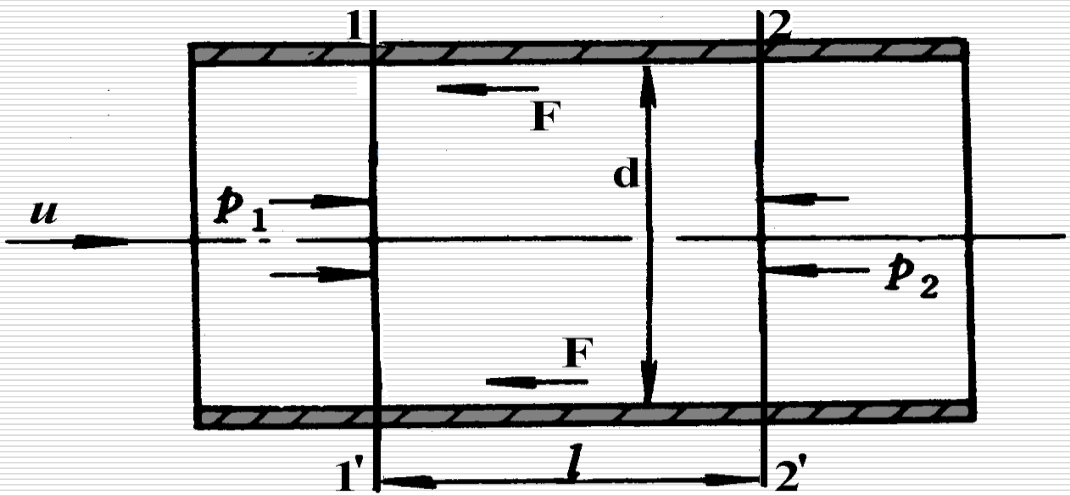
1.5 流体流动时的阻力损失

总阻力损失：

- 直管阻力（沿程阻力）：由于流体的内摩擦而产生的阻力。
- 局部阻力：流体流经管路中的管件、阀门及管截面的突然扩大或缩小等局部地方所引起的阻力。

$$\boxed{\sum h_f = h_f + h_f'}$$

1.5.1 阻力的表现形式



流体在水平等径直管中作定态流动：

$$z_1 g + \frac{1}{2}u_1^{\;2} + \frac{p_1}{\rho} = z_2 g + \frac{1}{2}u_2^{\;2} + \frac{p_2}{\rho} + \sum h_f$$

1.5.1 阻力的表现形式

$$u_1 = u_2 \qquad z_1 = z_2$$

$$\therefore \quad \sum h_f = \frac{p_1 - p_2}{\rho} \qquad \rho \sum h_f = p_1 - p_2 = \Delta p_f$$

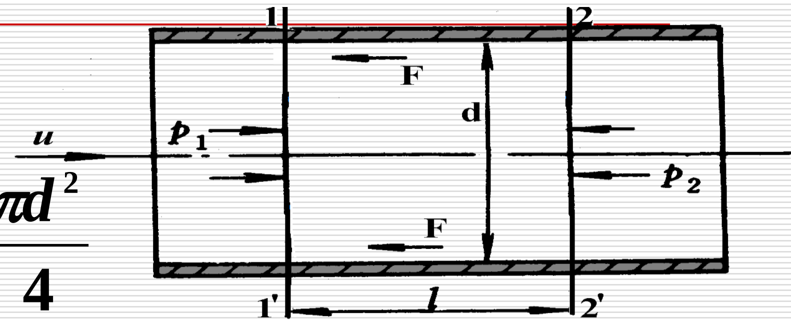
压强降

若管道为倾斜管，则

$$\sum h_f = \left(\frac{p_1}{\rho} + z_1 g\right) - \left(\frac{p_2}{\rho} + z_2 g\right)$$

- 流体的流动阻力表现为静压能的减少；
- 水平安装时，流动阻力恰好等于两截面的静压能之差。

1.5.2 圆形直管阻力损失计算通式



推导过程:

由于压力差而产生的推动力:$(p_1 - p_2)\dfrac{\pi d^2}{4}$

流体的摩擦力: $F = \tau A = \tau \pi d l$

定态流动时: $(p_1 - p_2)\dfrac{\pi d^2}{4} = \tau \pi d l$

$$\sum h_f = \frac{p_1 - p_2}{\rho} = \frac{4l}{d\rho}\tau$$

$$\sum h_f = \frac{8\tau}{\rho u^2}\frac{l}{d}\frac{u^2}{2}$$

令 $\lambda = \dfrac{8\tau}{\rho u^2}$

1.5.2 圆形直管阻力损失计算通式

则 $$\sum h_f = \lambda \frac{l}{d}\frac{u^2}{2}$$ J/kg

——直管阻力通式（范宁Fanning公式）

λ —摩擦系数（摩擦因数）

其它形式：

压头损失 $$H_f = \lambda \frac{l}{d}\frac{u^2}{2g}$$ m

压力损失 $$\Delta p_f = \lambda \frac{l}{d}\frac{\rho u^2}{2}$$ Pa

关键是求λ?

- 该公式层流与湍流均适用；
- 注意 Δp与 Δp_f 的区别。

1.5.3 层流时的摩擦系数

速度分布方程 $$u_{\max}=\frac{(p_1-p_2)}{4\mu l}R^2$$

又 $$\bar{u}=\frac{1}{2}u_{max}\qquad R=\frac{d}{2}$$

$$(p_1-p_2)=\frac{32\mu l\bar{u}}{d^2}$$

$$\Delta p_f=\frac{32\mu l\bar{u}}{d^2}$$

——哈根-泊谡叶（Hagen-Poiseuille）方程

1.5.3 层流时的摩擦系数

能量损失 $$\sum h_f = \frac{32\mu l\bar{u}}{\rho d^2}$$

- 层流时阻力与速度的一次方成正比。

变形： $$\sum h_f = \frac{32\mu l\bar{u}}{\rho d^2} = \frac{64\mu}{d\rho\bar{u}} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{\bar{u}^2}{2} = \frac{64}{Re} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{\bar{u}^2}{2}$$

比较得 $$\lambda = \frac{64}{\mathrm{Re}}$$

1.5.4 湍流时的摩擦系数

- 在湍流情况下，所产生的内摩擦内摩擦应力的大小不能用牛顿粘性定律来表示。由于湍流时流体质点运动情况复杂，目前还不能完全依靠理论导出一个表示湍流程度e的关系式，因此也就不能象层流那样，完全用理论分析法建立求算湍流时摩擦系数λ的公式。

- 必须首先应用化学工程学科的研究方法论—**因次分析**，确定一具体的函数形式，关联给定函数形式系数，而获得计算摩擦系数的经验公式。而后采用实验研究，便可得到具体的函数式。

1.5.4 湍流时的摩擦系数

1. 因次分析法

目的：（1）减少实验工作量；

（2）结果具有普遍性，便于推广。

基础：因次一致性

即每一个物理方程式的两边不仅数值相等，而且每一项都应具有相同的因次。

1. 因次分析法

基本定理：白金汉（Buckinghan）π定理

设影响某一物理现象的独立变量数为n个，这些变量的基本因次数为m个，则该物理现象可用N＝（n－m）个独立的无因次数群表示。

湍流时压力损失的影响因素：

（1）流体性质：ρ，μ

（2）流动的几何尺寸：d，l，ε（管壁粗糙度）

（3）流动条件：u

1. 因次分析法

$$\Delta p_f = f(\rho, \mu, u, d, l, \varepsilon)$$

物理变量 n = 7 基本因次 m = 3（质量、长度、时间）

无因次数群 N = n - m = 4

即该过程可用4个无因次数群表示。

无因次化处理

$$\frac{\Delta p_f}{\rho u^2} = \phi\left(\frac{d\rho u}{\mu}, \frac{l}{d}, \frac{\varepsilon}{d}\right)$$

式中：$Eu = \dfrac{\Delta p_f}{\rho u^2}$ ——欧拉（Euler）准数

1. 因次分析法

$$Re=\frac{d\rho u}{\mu}$$ ——雷诺数

l/d ——管道的几何尺寸　　ε/d ——相对粗糙度

根据实验可知，流体流动阻力与管长成正比，即

$$\frac{\Delta p_f}{\rho u^2}=\frac{l}{d}\phi\left(\mathrm{Re},\ \frac{\varepsilon}{d}\right)$$

或

$$\sum h_f=\frac{\Delta p_f}{\rho}=\frac{l}{d}\psi\left(\mathrm{Re},\ \frac{\varepsilon}{d}\right)u^2$$

对照范宁公式：

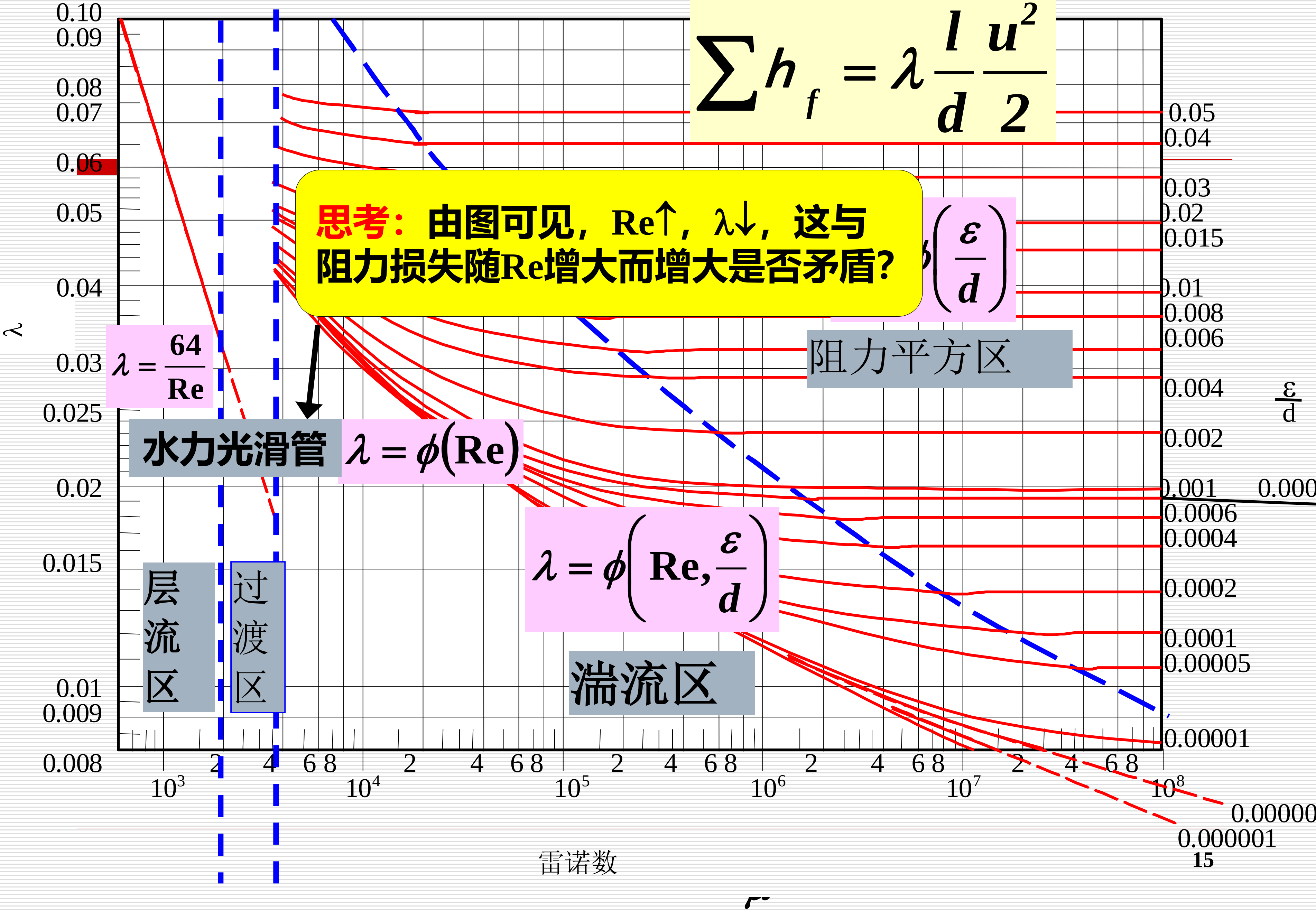
$$\frac{\Delta p_f}{\rho}=\lambda\frac{l}{d}\frac{u^2}{2}$$

$$\boxed{\lambda=\psi(\mathrm{Re},\frac{\varepsilon}{d})}$$

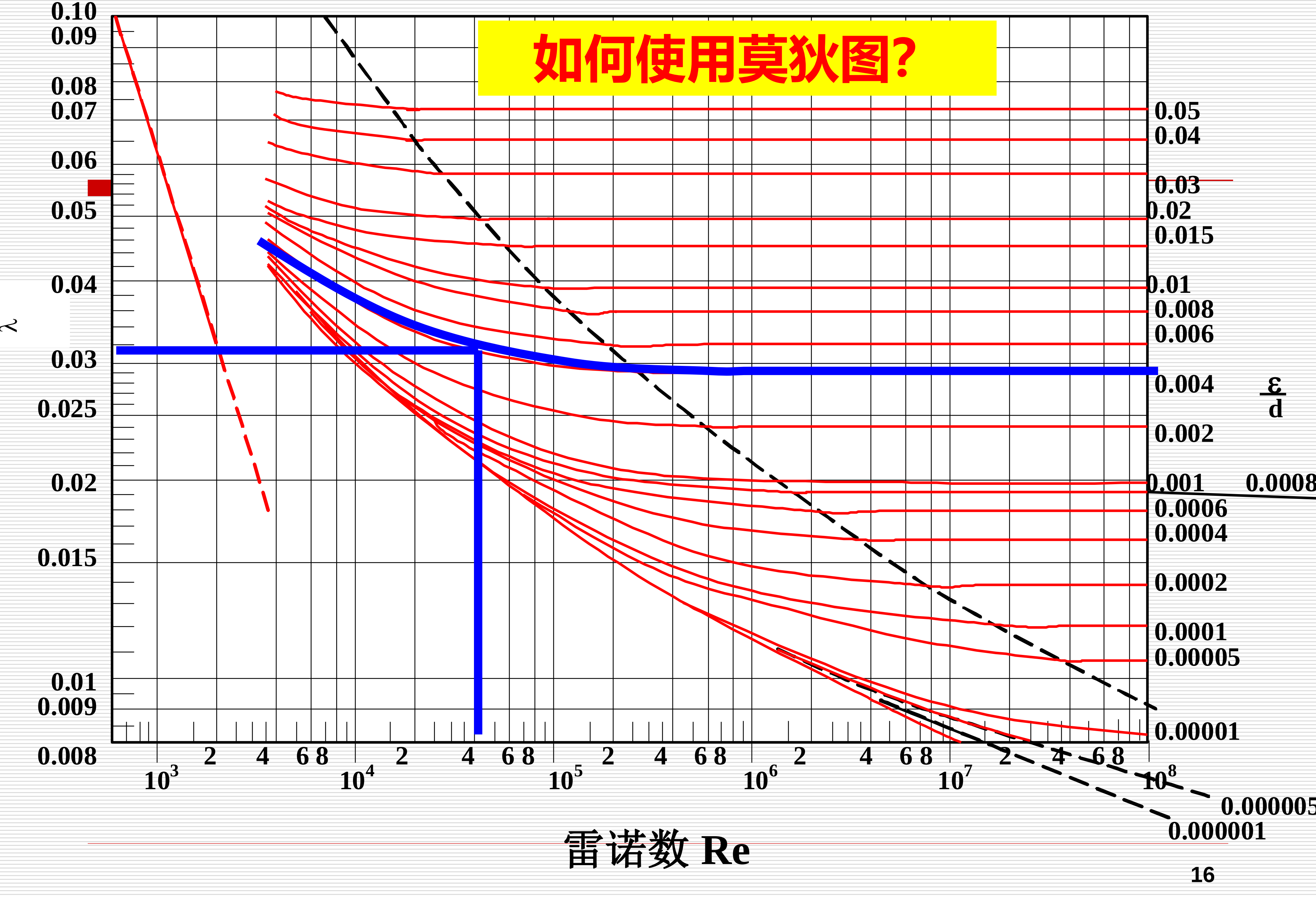
因次分析法的优缺点

- **优点**：因次分析方法在实验研究中，不仅能避免实验工作遍及所有变量与各种规格的圆形直管及各种流体，而且能正确地规划整理实验结果；对于涉及多变量的复杂工程问题，若采用因次分析方法和其他手段，使多变量变换成为由若干个无因次数群，**通过组合成特征数，减少变量数，从而大幅度地减少实验工作量**；通过组合特征数使之具有普遍的适用性。
- **缺点**：因次分析方法并不能代替开始的变量数目的分析。如果一开始就没有列入重要的物理量，或列入了无关的物理量，将得不出正确的结论。因次分析方法也**不能代替实验**，莫狄曲线的具体形状，只能依靠实验来确定。

莫狄（Moody）图



$$\sum h_f = \lambda \frac{l}{d}\frac{u^2}{2}$$
思考：由图可见，Re↑，λ↓，这与阻力损失随Re增大而增大是否矛盾？
$\lambda = \frac{64}{Re}$
水力光滑管
$\lambda = \phi(Re)$
$\lambda = \phi\left(Re, \frac{\varepsilon}{d}\right)$
$\phi\left(\frac{\varepsilon}{d}\right)$
阻力平方区
层流区
过渡区
湍流区
λ
0.10
0.09
0.08
0.07
0.06
0.05
0.04
0.03
0.025
0.02
0.015
0.01
0.009
0.008
$\frac{\varepsilon}{d}$
0.05
0.04
0.03
0.02
0.015
0.01
0.008
0.006
0.004
0.002
0.001
0.0006
0.0004
0.0002
0.0001
0.00005
0.00001
0.000001
10^3
10^4
10^5
10^6
10^7
10^8
雷诺数



如何使用莫狄图?
0.10
0.09
0.08
0.07
0.06
0.05
0.04
0.03
0.025
0.02
0.015
0.01
0.009
0.008
λ
0.05
0.04
0.03
0.02
0.015
0.01
0.008
0.006
0.004
0.002
0.001
0.0008
0.0006
0.0004
0.0002
0.0001
0.00005
0.00001
0.000005
0.000001
$\frac{\varepsilon}{d}$
10^3
10^4
10^5
10^6
10^7
10^8
2
4
6 8
雷诺数 Re

莫狄图讨论

（1）**层流区**（Re≤ 2000）

λ与ε/d无关，与Re为直线关系，即 $\lambda=\dfrac{64}{\mathrm{Re}}$

$\sum h_f \propto u$，即$\sum h_f$与u的一次方成正比。

（2）**过渡区**（2000<Re<4000）

将湍流时的曲线延伸查取λ值 。

（3）**湍流区**（Re≥4000以及虚线以下的区域）

（4）**完全湍流区** （虚线以上的区域）$\lambda=f(\mathrm{Re},\varepsilon/d)$

λ与Re无关，只与 ε/d 有关 。ε/d 一定时，$\sum h_f \propto u^2$

该区又称为**阻力平方区**。

湍流时λ的经验公式

A.光滑管：

①柏拉修斯（*Blasius*）公式：

$$\boxed{\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} \qquad \mathrm{Re} = 3\times10^{3} \sim 1\times10^{5}}$$

②顾毓珍的光滑管公式：

$$\lambda = 0.0056 + \frac{0.500}{\mathrm{Re}^{0.32}} \qquad \mathrm{Re} = 3\times10^{3} \sim 3\times10^{6}$$

③尼库拉则与卡门公式：

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2\lg(Re\sqrt{\lambda}) - 0.8$$

适用于湍流范围

湍流时λ的经验公式

B.粗糙管：

①顾毓珍等式： $\lambda = 0.01227 + \dfrac{0.7543}{\mathrm{Re}^{0.38}}$

适用范围：$d = 50 \sim 200\mathrm{mm}$，$Re = 3\times10^3 \sim 3\times10^6$

②柯尔布鲁克公式： $\dfrac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.14 - 2\lg\left(\dfrac{\varepsilon}{d} + \dfrac{9.35}{\mathrm{Re}\sqrt{\lambda}}\right)$

$\mathrm{Re} = 4\times10^3 \sim 10^8, \varepsilon / d = 5\times10^{-2} \sim 10^{-6}$

③尼库拉茨公式：

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.14 - 2\lg\left(\frac{\varepsilon}{d}\right)$$

适用于阻力平方区

2. 管壁粗糙度对摩擦系数的影响

光滑管：玻璃管、铜管、铅管及塑料管等；

粗糙管：钢管、铸铁管等。

绝对粗糙度 ：ε 管道壁面凸出部分的平均高度。

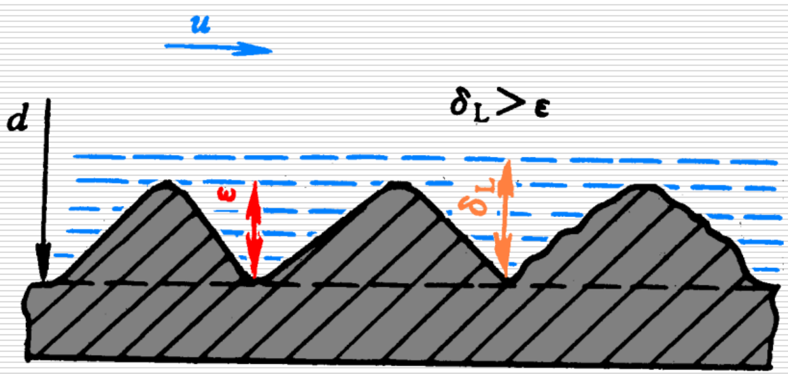
相对粗糙度 ：ε/d 绝对粗糙度与管内径的比值。

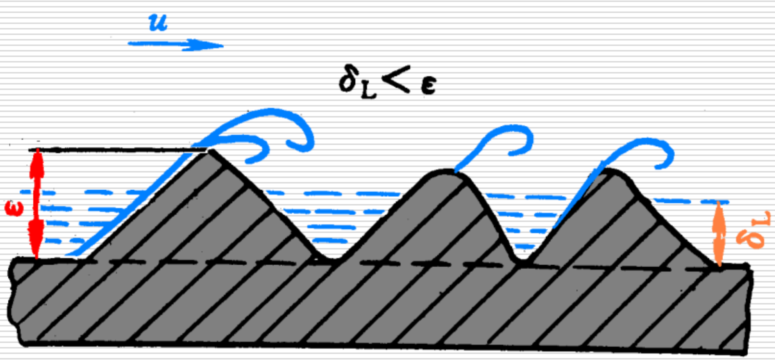
- 层流流动时：

流速较慢，与管壁无碰撞，阻力与 ε/d 无关，只与 Re有关。

2. 管壁粗糙度对摩擦系数的影响

- **湍流流动时：**





水力光滑管

λ只与Re有关,与 ε/d无关。

完全湍流粗糙管

λ只与 ε/d 有关，与Re无关。

3. 非圆形管内的流动阻力

当量直径： $$d_e = 4\times\frac{\text{流通截面积}}{\text{润湿周边}} = 4\times\frac{A}{\Pi}$$

- **套管环隙，内管的外径为d_1，外管的内径为d_2：**

$$d_e = 4\frac{\frac{\pi}{4}\left(d_2^2 - d_1^2\right)}{\pi d_2 + \pi d_1} = d_2 - d_1$$

- **边长分别为a、b的矩形管：** $$d_e = 4\frac{ab}{2(a+b)} = \frac{2ab}{a+b}$$

3. 非圆形管内的流动阻力

说明：

（1）Re与h_f中的直径用d_e计算；

（2）层流时：

$$\lambda = \frac{C}{Re}$$

正方形 C = 57

套管环隙 C = 96

（3）流速用实际流通面积计算。

$$u \neq \frac{q_v}{0.785 d_e^2}$$

例题：有正方形管道、宽为高三倍的长方形管道和圆形管道，截面积皆为$0.48m^2$，分别求它们的润湿周边和当量直径。

解：1）正方形管道

边长：$a = 0.48^{1/2} = 0.692$

润湿周边长：$4a = 4\times0.692 = 2.77m$

当量直径：$de = 4\times0.48/2.77 = 0.693m$

2）设长方形管道短边长a，则：$3a\times a = 0.48\ m^2$

边长: $a = 0.4m$

润湿周边长：$2(a + 3a) = 3.2m$

当量直径：$de = 4\times0.48/3.2 = 0.6m$

3）圆形管道

直径: $1/4\pi d^2 = 0.48$　　$d = 0.78m$

润湿周边：$\pi d = 3.14\times0.78 = 2.45$

当量直径：$de = d = 0.78m$

$de_{长方形}(0.6) < de_{正方形}(0.693) < de_{圆形}(0.78)$

$h_{f长方形} > h_{f正方形} > h_{f圆形}$

1.5.4 局部阻力损失

局部损失两种计算方法： 阻力系数法和当量长度法

一. 阻力系数法

近似地认为局部阻力服从平方定律，将局部阻力表示为动能的某一倍数。

$$h_f = \zeta \frac{u^2}{2} \qquad \text{J/kg}$$

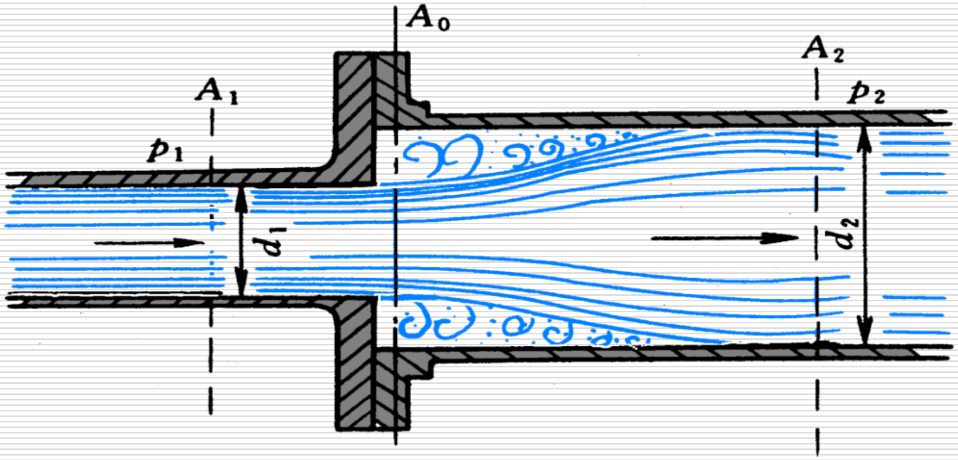
或

$$H_f = \zeta \frac{u^2}{2g} \qquad \text{J/N=m}$$

ζ——局部阻力系数

一. 阻力系数法

1. 突然扩大



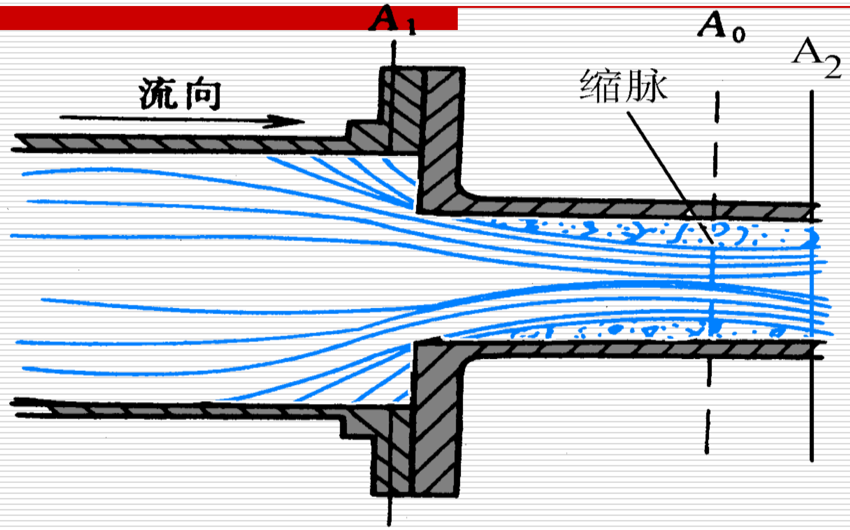
$$\zeta = (1 - \frac{A_1}{A_2})^2 \qquad \zeta = 0\text{-}1$$

$$h_f = \zeta \frac{u_1^2}{2}$$

u_1——小管中的大速度

一. 阻力系数法

2. 突然缩小



$$\zeta = \left(\frac{A_2}{A_1} - 1\right)^2 \qquad \zeta = 0 - 0.5$$

$$h_f = \zeta \frac{u_2^2}{2} \qquad u_2 - \text{小管中的大速度}$$

一. 阻力系数法

3. 管进口及出口

进口：流体自容器进入管内。

$$\zeta_{进口} = 0.5$$ 进口阻力系数

出口：流体自管子进入容器或从管子排放到管外空间。

$$\zeta_{出口} = 1$$ 出口阻力系数

☆☆ 流体由管道直接排放至管外大空间，管出口内侧截面上的压强可取为与管内空间相同。截面取在内侧，出口损失不计，动能不为零；截面选在外侧，截面上的动能为零，但计出口损失。两种结果相同。

4. 管件与阀门

二. 当量长度法

将流体流过管件或阀门的局部阻力，折合成直径相同、长度为l_e的直管所产生的阻力 。

$$h_f = \lambda \frac{l_e}{d}\frac{u^2}{2} \quad 或 \quad H_f = \lambda \frac{l_e}{d}\frac{u^2}{2g}$$

l_e ——管件或阀门的当量长度，m。

★ 部分管件和阀门的阻力系数和当量长度见p36表1-2

1.5.4 局部阻力损失

管路系统中的总阻力损失

总能量损失= 全部直管阻力 + 全部局部阻力

$$\Sigma h_f = \lambda \frac{l + \Sigma l_e}{d} \frac{u^2}{2} = (\lambda \frac{l}{d} + \Sigma \zeta) \frac{u^2}{2}$$

减少流动阻力的途径：

- 管路尽可能短，尽量走直线，少拐弯；
- 尽量不安装不必要的管件和阀门等；
- 管径适当大些。

1.5.4 局部阻力损失——小结

- 流体在管中的流动阻力损失包括直管摩擦阻力损失和局部阻力损失，这是两种有本质区别的阻力损失。前者主要是表面摩擦，而后者主要是涡流造成的*形体阻力*损失。
- 直管中摩擦阻力损失公式可以用基本物理定律和辅助定则的方法获得，其最终表达形式取决于辅助定则，即与过程特征有关。层流可以解析，湍流时不得不借助实验。
- 因次分析法是一种化工中常用的实验规划方法，它可以减少实验工作量，做到“由小见大，由此及彼”。其依据是因次一致性原则。应注意的是，此法必须与经验(或初步实验）相结合，在确定过程影响因素时，不能遗漏必要的变量。

1.5.4 局部阻力损失——小结

- 局部阻力是一种极复杂的流动现象，一般只能以实验测得某些参数(如阻力系数）来进行估算。

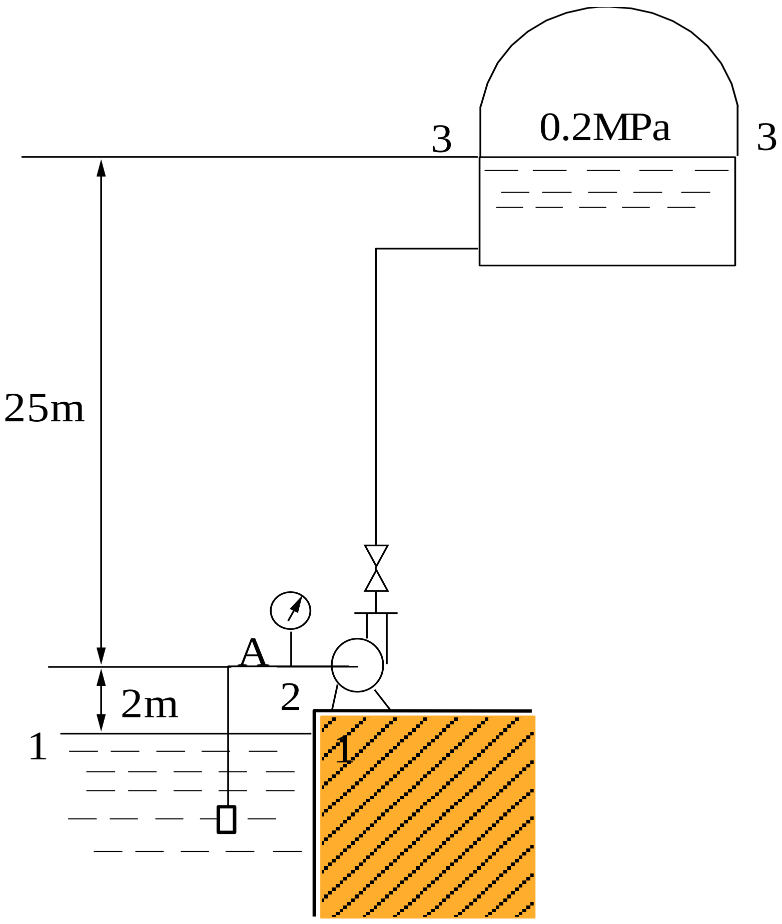
- 工程上常采用“当量”的方法去处理一些目前尚不清楚或无法测定的量。即用一个量去代替原有量，而该量容易测得，见其效果与原有量在某方面等效。在非圆形管阻力计算中采用定义“当量直径”的方法以及局部阻力计算中的“当量长度法”就是实例。它依赖于经验，并无可靠的理论根据。

【例题-1】用泵向压力为0.2MPa(表压)的密闭水箱供水，流量为150m³/h，泵轴中心线距水池和水箱液面的垂直距离分别为2.0m 和25m。吸入、排出管内径为205mm和180mm。吸入管长10m，装有吸水底阀和90°标准弯头各一个；排出管长200m，有全开闸阀和90°标准弯头各一个。水的物性如下：

$\rho = 1000\ kg/m^3$

$\mu = 1.0 \times 10^{-3}\ Pa \cdot s$

试求泵吸入口处A点的真空表读数和泵的轴功率（设泵的效率为65%）。



解：ρ=1000 kg/m³，μ=1.0×10⁻³ Pa·s，**设吸入和排出管内流速为** u_A **和** u_B**，则**

$$u_A = \frac{q_V}{\frac{\pi}{4}d_A^2} = \frac{150/3600}{0.785 \times 0.205^2} = 1.26\,\mathrm{m/s}$$

$$u_B = u_A\left(\frac{d_A}{d_B}\right)^2 = 1.26 \times \left(\frac{0.205}{0.180}\right)^2 = 1.63\,\mathrm{m/s}$$

$$Re_A = \frac{d_A u_A \rho}{\mu} = \frac{0.205 \times 1.26 \times 1000}{1.0 \times 10^{-3}} = 2.58 \times 10^5$$

$$Re_B = \frac{d_B u_B \rho}{\mu} = \frac{0.18 \times 1.63 \times 1000}{1.0 \times 10^{-3}} = 2.93 \times 10^5$$

取管壁绝对粗糙度0.3 mm，则

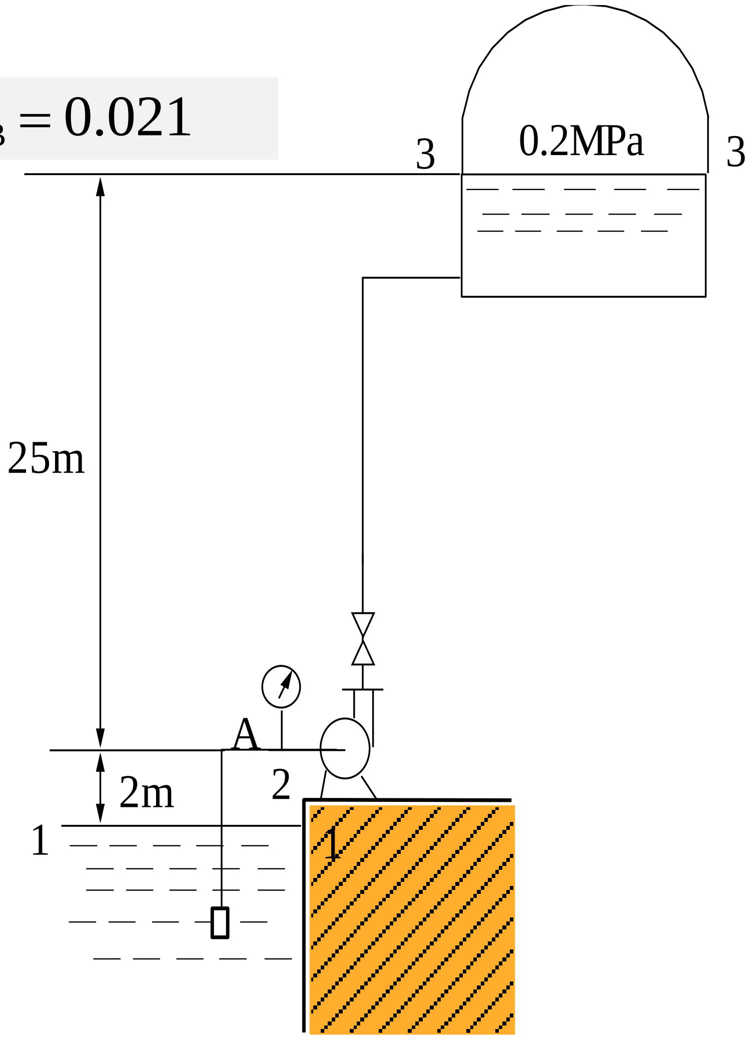
$$\frac{\varepsilon}{d_A}=\frac{0.3}{205}=1.46\times10^{-3} \qquad \frac{\varepsilon}{d_B}=\frac{0.3}{180}=1.67\times10^{-3}$$

查图得摩擦系数 $\lambda_A=0.022 \qquad \lambda_B=0.021$

水泵吸水底阀 $\zeta=3.5$

闸阀（全开） $\zeta=0.17$

90°的标准弯头 $\zeta=0.75$



取管壁绝对粗糙度0.3 mm，则

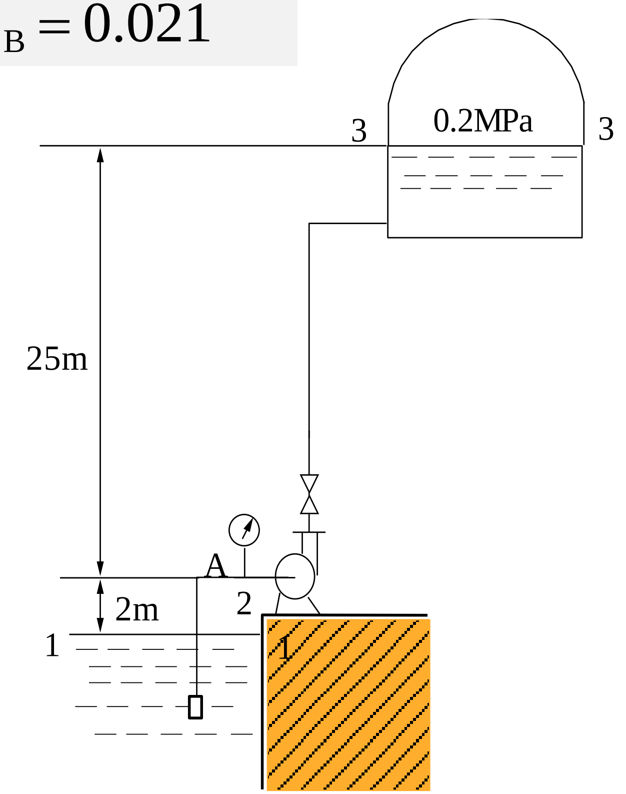
$$\frac{\varepsilon}{d_A}=\frac{0.3}{205}=1.46\times10^{-3} \qquad \frac{\varepsilon}{d_B}=\frac{0.3}{180}=1.67\times10^{-3}$$

查图得摩擦系数 $\lambda_A=0.022 \qquad \lambda_B=0.021$

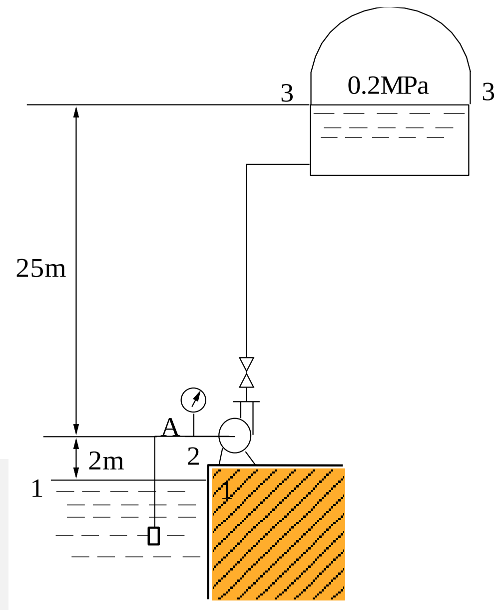
水泵吸水底阀 $\zeta=3.5$

闸阀（全开） $\zeta=0.17$

90°的标准弯头 $\zeta=0.75$



取水池液面1-1截面为基准面，泵吸入点处A为2-2截面，在该两截面间列柏努利方程，有：



$$z_1 g+\frac{u_1^2}{2}+\frac{p_1}{\rho}=\frac{p_2}{\rho}+z_2 g+\frac{u_2^2}{2}+\sum h_{f\,1-2}$$

$$p_1=p_a \qquad p_2=p_a-p_{真} \qquad u_2=u_A$$

$$\sum \Delta p_{f\,1-2}=\left(\lambda\frac{l}{d_A}+\sum\zeta\right)\frac{\rho u_A^2}{2}$$

$$=\left(0.022\times\frac{10}{0.205}+3.5+0.75\right)\times\frac{1000\times1.26^2}{2}=4230 \quad \text{Pa}$$

$$p_{真}=z_2\rho g+\frac{\rho u_A^2}{2}+\left(\lambda\frac{l}{d}+\sum\zeta\right)\frac{\rho u_A^2}{2}$$

$$=2\times1000\times9.81+\frac{1.26^2\times1000}{2}+4230=24643.8(\text{Pa})$$

又取水箱液面为3-3截面，在1-1与3-3截面间列柏努利方程有：

$$We=(Z_3-Z_1)g+\frac{P_3-P_1}{\rho}+\Sigma h_{f1-3}$$

$$\sum h_{f\,1-3}=\sum h_{f\,1-2}+\sum h_{f\,2-3}$$

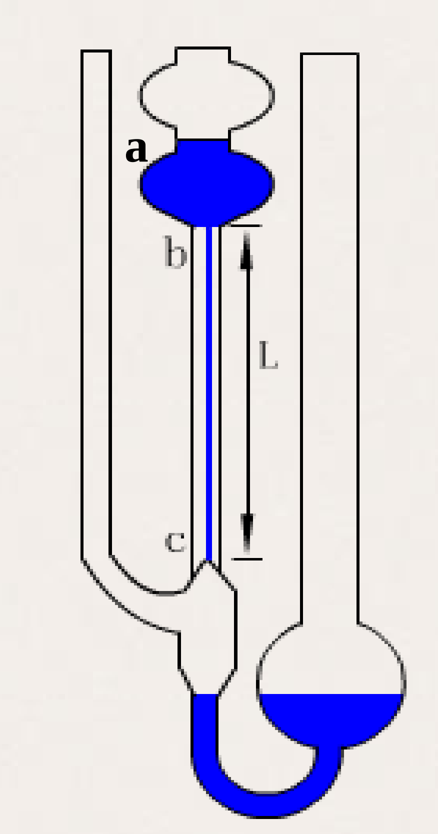
$$We=(25+2)\times 9.81+\frac{0.2\times 10^6}{1000}+4.23+(0.021\times\frac{200}{0.18}+0.17+0.75)\times\frac{1.63^2}{2}$$
$$=501.2(J/kg)$$

管路质量流量 $$q_m=q_v\cdot\rho=\frac{\mathbf{150\times 1000}}{\mathbf{3600}}=\mathbf{41.7}\,\mathrm{kg/s}$$

泵的轴功率 $$N=\frac{W_e q_m}{\eta}=\frac{501.2\times 41.7}{0.65}=32153.9(W)\approx 32kW$$

1.5.5 乌氏粘度计

乌氏粘度计测定原理：乌氏粘度计是一种常用仪器。通过测定一定体积 q_V（图中a，b刻度间）的流体，流过一定长度 L的毛细管，所需时间t来计算流体的粘度。毛细管左边的小管是使c点通大气的旁通管。右边的粗管是储存流体的容器管。



在b与c截面列能量衡算方程：

$$z_b+\frac{p_b}{\rho g}+\frac{u_b^{\,2}}{2g}=z_c+\frac{p_c}{\rho g}+\frac{u_c^{\,2}}{2g}+H_f$$

$\because z_c=0, z_b=l, u_b=u_c$ $\quad p_b = p_c = 0$ （表压），忽略a、b间位差

$$\therefore z_b+\frac{p_b}{\rho g}+\frac{u_b^{\,2}}{2g}=z_c+\frac{p_c}{\rho g}+\frac{u_c^{\,2}}{2g}+H_f$$

$$l=H_f$$

设流动为层流，

$$H_f=\lambda\frac{l}{d}\frac{u^2}{2g}=\frac{64}{\frac{du\rho}{\mu}}\cdot\frac{l}{d}\cdot\frac{u^2}{2g}$$

得 $l = \dfrac{64}{\dfrac{du\rho}{\mu}} \cdot \dfrac{l}{d} \cdot \dfrac{u^2}{2g}$ $\Rightarrow$ $\mu = \dfrac{d^2 \rho g}{32u}$

$$u = \frac{q_v}{\frac{\pi}{4} d^2 t}$$

$$\mu = \frac{d^2 \rho g \times \pi d^2 t}{32 \times q_v \times 4} = \frac{\pi \rho g d^4 t}{128 q_v}$$

$\left[kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}\right]$

即 Pa.s

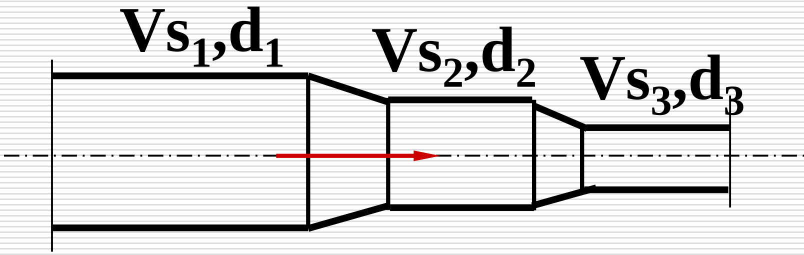
式中: d——毛细管直径, m; q_v——流体体积, m^3;

t——体积为q_v的流体流过毛细管所需时间, s

1.6 管路计算

1.6.1 简单管路

1.6.2 复杂管路



1.6.1 简单管路

一、特点

（1）流体通过各管段的质量流量不变，对于不可压缩流体，则体积流量也不变。

$$q_{m1} = q_{m2} = q_{m3}$$

不可压缩流体 $$q_{v1} = q_{v2} = q_{v3}$$

(2) 整个管路的总能量损失等于各段能量损失之和 。

$$\sum h_f = h_{f1} + h_{f2} + h_{f3}$$

二、管路计算

基本方程

连续性方程： $q_v = \frac{\pi}{4} d^2 u$

柏努利方程： $\frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + z_1 g + W_e = \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + z_2 g + (\lambda \frac{l}{d} + \Sigma\zeta) \frac{u^2}{2}$

阻力计算

（摩擦系数）： $\lambda = \psi\left(\frac{d\rho u}{\mu}, \frac{\varepsilon}{d}\right)$

物性ρ、μ一定时，需给定独立的9个参数，方可求解其它3个未知量。管路的计算一般求解以下三个量：h_f，d，u或q_v

（1）设计型计算

- 设计要求：规定输液量q_v，确定一经济的管径及供液点提供的位能z_1(或静压能p_1)。
- 给定条件：

（1）供液与需液点的距离，即管长l；

（2）管道材料与管件的配置，即ε及$\Sigma\zeta$；

（3）需液点的位置z_2及压力p_2；

（4）输送机械We。

选择适宜流速 $\longrightarrow$ 确定经济管径

(2) 操作型/校核型计算

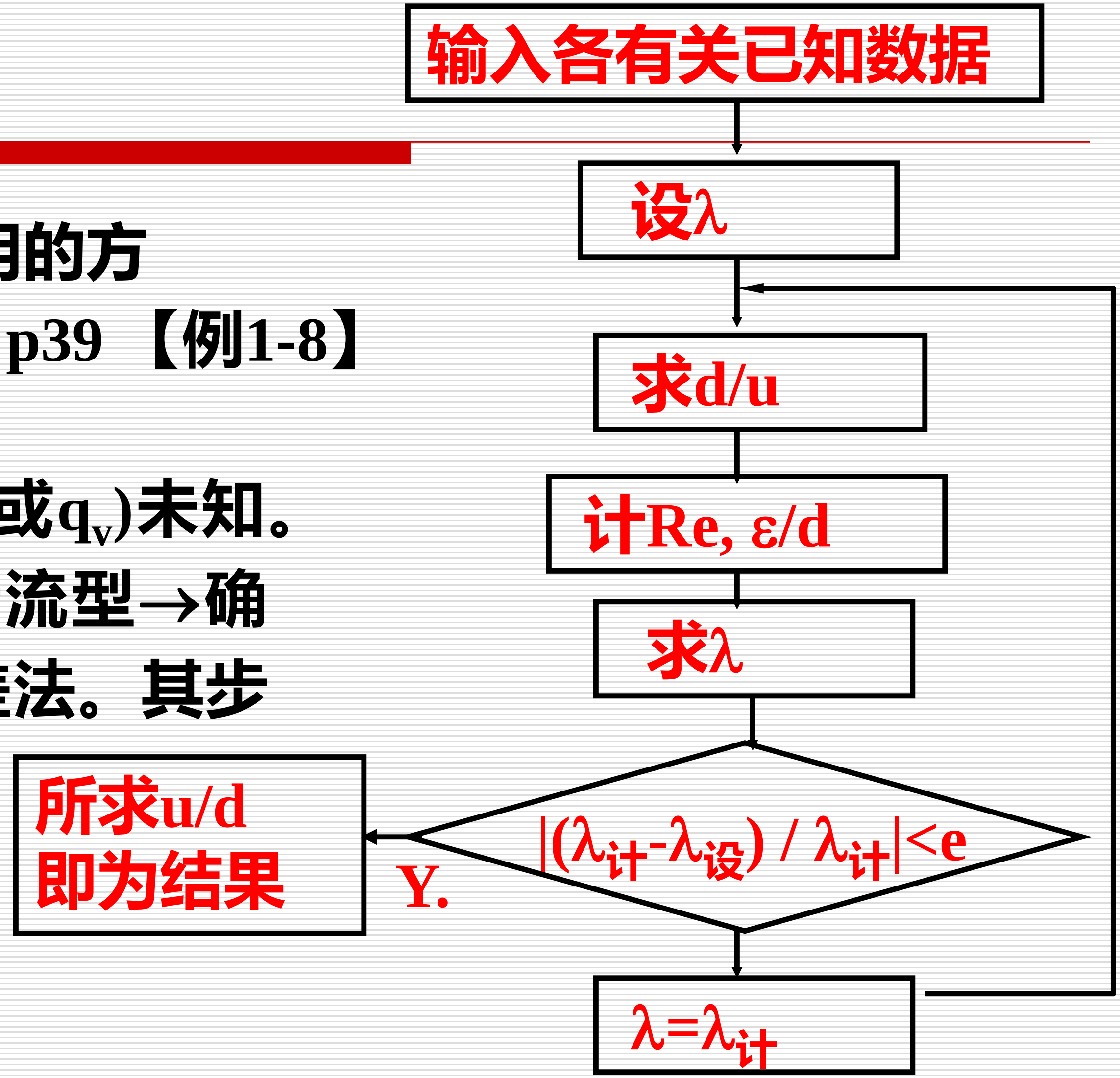
- 已知：管子d 、ε、l，管件和阀门 $\Sigma\zeta$，供液点z_1、p_1，
  需液点的z_2、p_2，输送机械 We；
  求：流体的流速u及供液量q_v。

- 已知：管子d、 ε、 l、管件和阀门 $\Sigma\zeta$ 、流量q_v等，
  求：供液点的位置z_1 ；
  或供液点的压力p_1；
  或输送机械有效功W_e 。

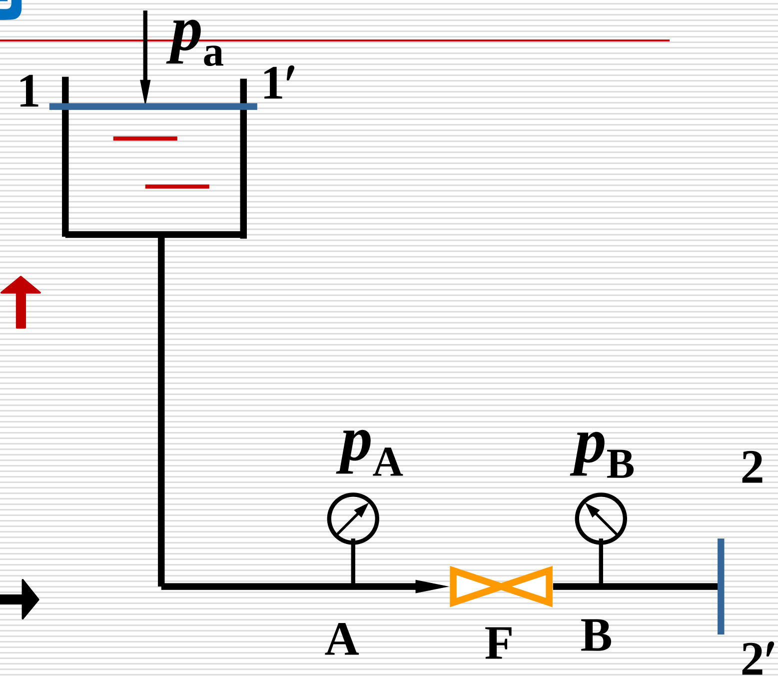
试差法计算流速的步骤：（速度u为例）

注意：管路计算中常用的方法—试差法（自学） p39【例1-8】

- 当管径d和流速u（或q_v)未知。则无法求Re→判断流型→确定λ。只有采用试差法。其步骤为：



三、阻力对管内流动的影响



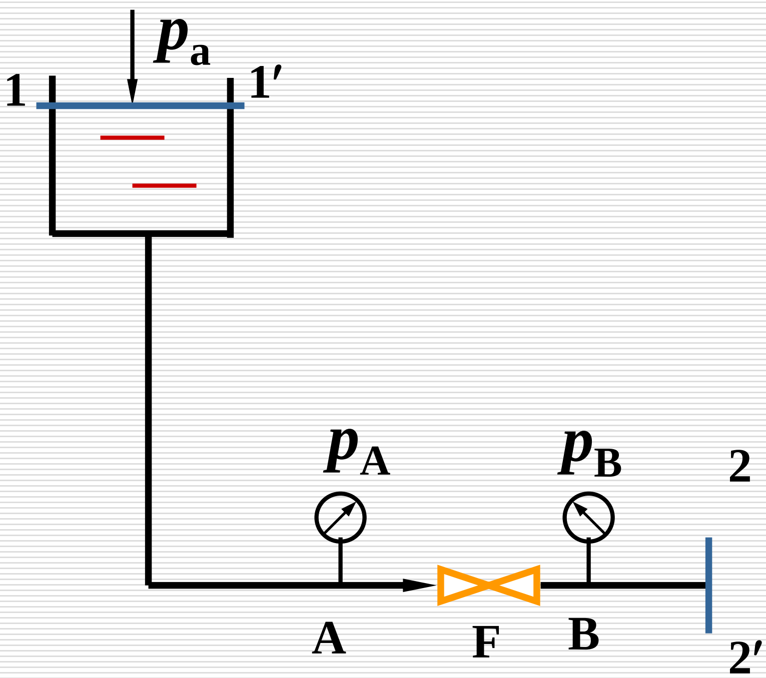
阀门F开度减小时:

（1）阀关小，阀门局部阻力系数ζ↑ → $h_{f,A\text{-}B}$↑→流速u↓ →即流量↓；

（2）在1-A之间，由于流速u↓→ $h_{f,1\text{-}A}$↓ →p_A↑ ；

（3）在B-2之间，由于流速u↓→ $h_{f,B\text{-}2}$↓ →p_B↓ 。

三、阻力对管内流动的影响



结论：

（1）当阀门关小时，其局部阻力增大，将使管路中流量下降；

（2）下游阻力的增大使上游压力上升；

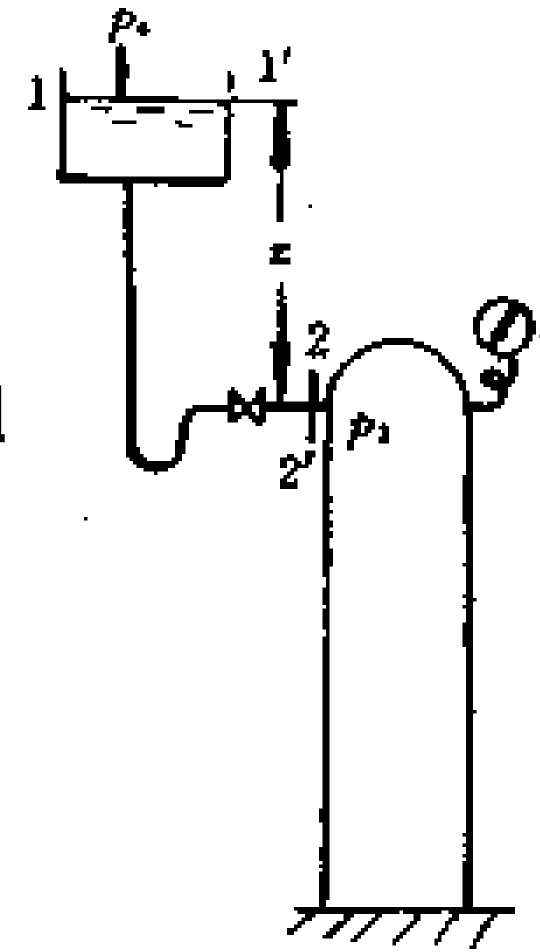
（3）上游阻力的增大使下游压力下降。

可见，管路中任一处的变化，必将带来总体的变化，因此必须将管路系统当作整体考虑。

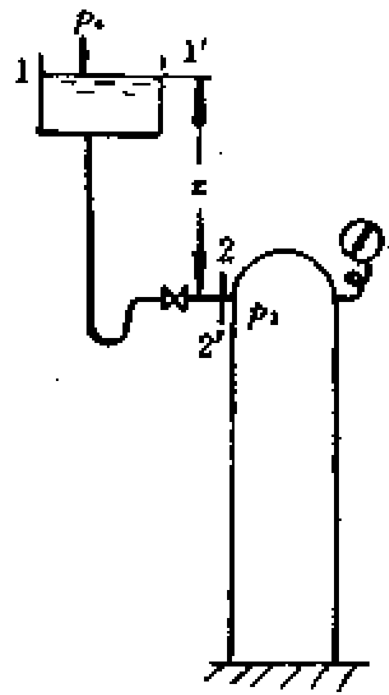
校核计算举例

1. 管路布局一定，要求核算在某给定条件下管路的输送能力

【例1】如图所示的输送管路，已知进料管口处的压力$p_2=1.96\times10^4$Pa(表压)，管子的规格为Φ60×3mm、直管长度35m，管路上有3个标准弯头、1个1/4关闸阀，管子绝对粗糙度为0.2mm，高位槽内液面距进料管口中心的高度z＝4.2m，液体的密度和粘度分别为1100kg/m^{3}和1.7×10^{-3}Pa·s。试问该管路能达到多大的供液流量（m^3/h）。忽略进出口阻力损失。



解：由题知 d＝60-3×2＝54mm＝0.054m，l＝35m，
ε＝0.2mm，查得3个标准弯头和1个1/4关闸阀的阻力系数分别为0.75×3＝2.25和0.9



列截面1-1到2-2间的柏努利方程式，即

$$gZ_1+\frac{u_1^2}{2}+\frac{p_1}{\rho}=gZ_2+\frac{u_2^2}{2}+\frac{p_2}{\rho}+(\lambda\frac{l}{d}+\Sigma\zeta)\frac{u_2^2}{2}$$

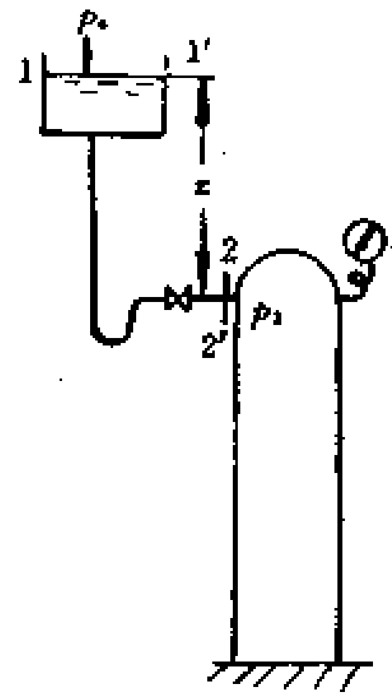
代入数据，得

$$9.81\times4.2+0+0=0+\frac{u_2^2}{2}+\frac{1.96\times10^4}{1100}+(\lambda\frac{35}{0.054}+2.25+0.9)\frac{u_2^2}{2} \quad \textbf{(1)}$$

设λ=0.03，由(1)式算出

$$u_2 = 1.39 m/s$$

$$R_e = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.054 \times 1.39 \times 1100}{1.7 \times 10^{-3}} = 4.86 \times 10^4$$



钢管相对粗糙度 $\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.2}{54} = 0.0037$，**则 查图，得**

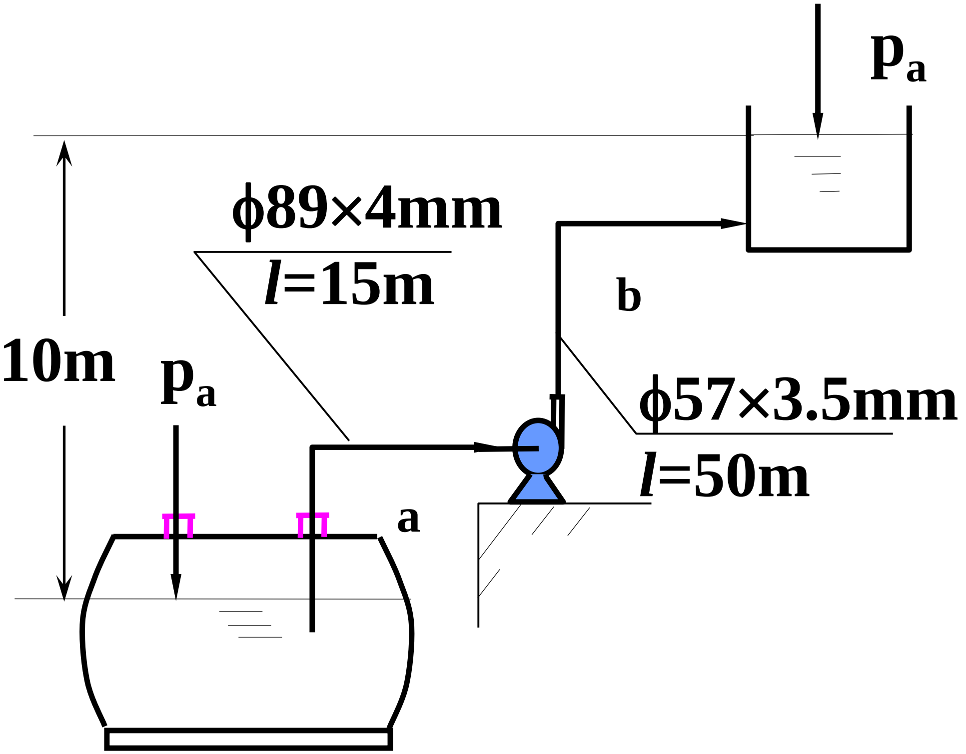
$$\lambda = 0.03$$

与假设相符，所以 $u_2 = 1.39 m/s$

$$q_v = \frac{\pi}{4} d^2 u_2 = \frac{\pi}{4} \times 0.054^2 \times 1.39 = 0.00318(m^3/s) = 11.4 m^3/h$$

2. 管路布局一定，要求核算在某给定条件下输送机械的轴功率

【例-2】20°C苯由地下贮槽泵送至高位槽，q_v=300 l/min，两槽液面高差为10 m。吸入管路a上装有一个底阀(按旋启式止回阀全开计)，一个标准弯头；排出管路b上，一个全开闸阀，一个全开截止阀和三个标准弯头。求泵的轴功率，泵的η=70%。



解：

$$q_v = \frac{300/60}{1000} = 5\times10^{-3} m^3/s$$

$$\sum h_f = \sum h_{f,a} + \sum h_{f,b}$$

$$\sum h_{f,a} = \left(\lambda_a \frac{l_a + \sum l_{e,a}}{d_a} + \xi_a \right) \frac{u_a^{\ 2}}{2}$$

进口阻力系数

$$\sum l_{e,a} = l_{e,底阀} + l_{e,标弯} = 6.3 + 2.7 = 9.0m$$

$$u_a = q_v / A = \frac{5 \times 10^{-3}}{\pi / 4(0.089 - 0.004 \times 2)^2} = 0.97 m / s$$

$$R_{e,a} = \frac{d_a u_a \rho}{\mu} = \frac{0.081 \times 0.97 \times 880}{0.65 \times 10^{-3}} = 1.06 \times 10^5$$

$$\varepsilon / d_a = 0.3 / 81 = 0.0037 \longrightarrow \lambda_a = 0.029$$

$$= [0.029(15 + 9) / 0.081 + 0.5] 0.97^2 / 2 = 4.28 J / kg$$

$$\sum h_{f,b}=\left(\lambda_b\frac{l_b+\sum l_{e,b}}{d_b}+\xi_b\right)\frac{u_b^{\ 2}}{2}=150J/kg$$

出口阻力系数

$$\sum h_f=\sum h_{f,a}+\sum h_{f,b}=4.28+150=154.28J/kg$$

地下槽面为1-1′和基准面，高槽面为2-2′

$$gZ_1+\frac{u_1^{\ 2}}{2}+\frac{p_1}{\rho}+W_e=gZ_2+\frac{u_2^{\ 2}}{2}+\frac{p_2}{\rho}+\sum h_f$$

$$W_e=gZ_2+\sum h_f=10\times 9.81+154.28\approx 252.4J/kg$$

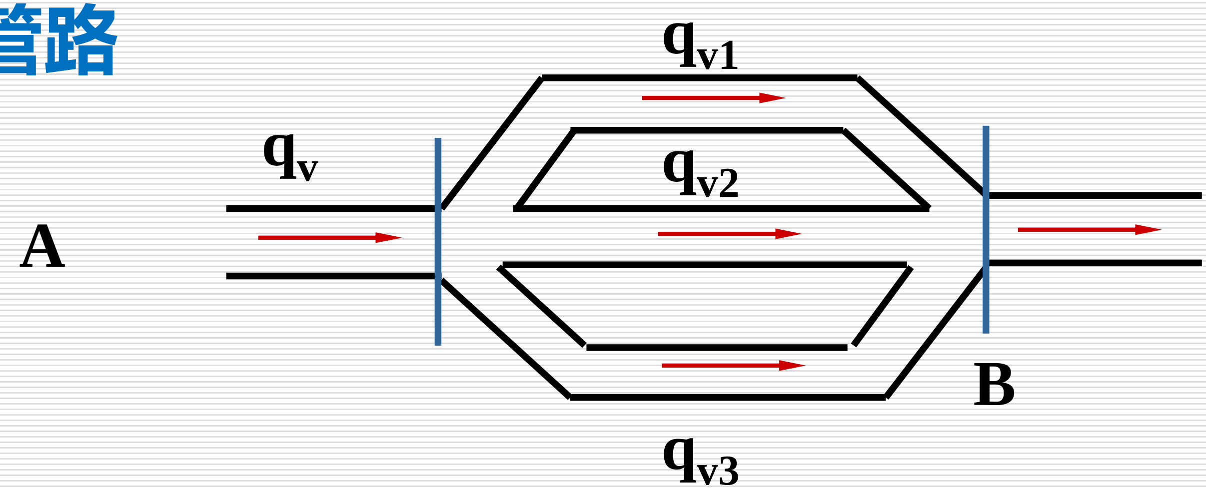
$$q_m=q_v\rho=5\times 10^{-3}\times 880=4.4kg/s$$

$$N_e=W_eq_m=252.4\times 4.4=1110.6W$$

$$N=N_e/\eta=1110/0.7=1590W=1.59kW$$

1.6.2 复杂管路

一、并联管路



1. 特点:

（1）主管中的流量为并联的各支路流量之和；

$$q_m = q_{m1} + q_{m2} + q_{m3}$$

不可压缩流体 $$q_v = q_{v1} + q_{v2} + q_{v3}$$

1.6.2 复杂管路

（2）并联管路中各支路的能量损失均相等。

$$\sum h_{f\,1} = \sum h_{f\,2} = \sum h_{f\,3} = \sum h_{fAB}$$

注意：计算并联管路阻力时，仅取其中一支路即可，不能重复计算。

2. 并联管路的流量分配

$$h_{fi}=\lambda_i\frac{(l+\Sigma l_e)_i}{d_i}\frac{u_i^2}{2}\text{而}\quad u_i=\frac{4q_i}{\pi d_i^2}$$

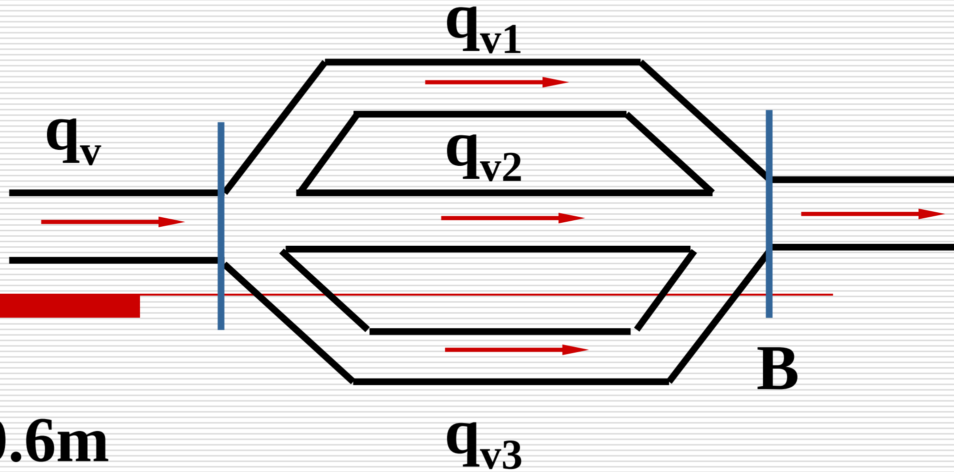
$$h_{fi}=\lambda_i\frac{(l+\Sigma l_e)_i}{d_i}\frac{1}{2}\left(\frac{4q_i}{\pi d_i^2}\right)^2=\frac{8\lambda_i q_i^2(l+\Sigma l_e)_i}{\pi^2 d_i^5}$$

$$q_1:q_2:q_3=\sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1(l+\Sigma l_e)_1}}:\sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2(l+\Sigma l_e)_2}}:\sqrt{\frac{d_3^5}{\lambda_3(l+\Sigma l_e)_3}}$$

支管越长、管径越小、阻力系数越大——流量越小

反之 ——流量越大

p41 【例1-10 】



已知条件:

$V = 3\ m^3/s$ $l_1 = 1200m$， $d_1 = 0.6m$

$l_2 = 1500m$， $d_2 = 0.5m$，$l_3 = 800m$， $d_3 = 0.8m$

$\rho_{H2O} = 1000 kg/m^3$，$\mu_{H2O} = 1\times10^{-3} Pa.s$，$\varepsilon = 0.3mm$

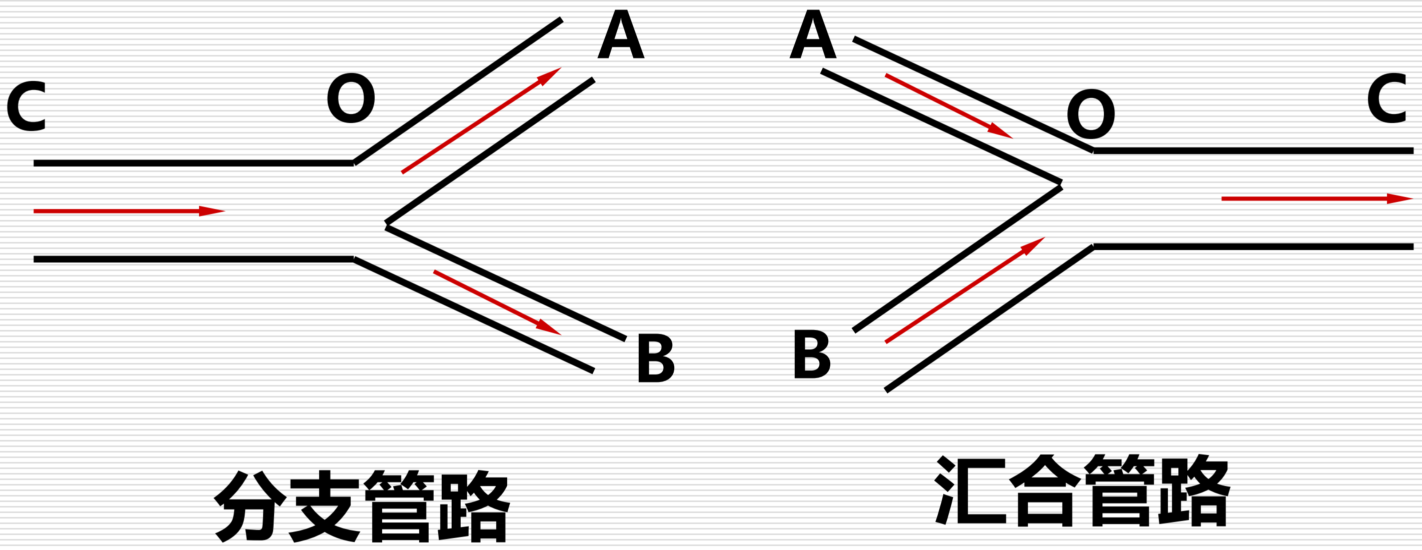
求： q_1，q_2，q_3，

解：只有λ_i未知，用试差法。假设各支管中流动处于阻力平方区，即λ与Re关系不大，仅取决于ε/d值，查图求λ

$$q_{v1} : q_{v2} : q_{v3} = \sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 (l + \Sigma l_e)_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2 (l + \Sigma l_e)_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{\lambda_3 (l + \Sigma l_e)_3}}$$

然后求算Re，验算λ值。

二、分支管路与汇合管路



1、特点：

（1）主管中的流量为各支路流量之和；

$$q_m = q_{m1} + q_{m2}$$

不可压缩流体 $$q_v = q_{v1} + q_{v2}$$

（2）单位质量流体在各支管流动终了时的总机械能与能量损失之和相等。

$$\frac{p_A}{\rho} + z_A g + \frac{1}{2}u_A^2 + \sum h_{fOA} = \frac{p_B}{\rho} + z_B g + \frac{1}{2}u_B^2 + \sum h_{fOB}$$

管路计算小结

- 管路计算的依据是：连续性方程、机械能衡算方程和摩擦因数关联式(或关联图)。
- 据上述方程组中众多变量的不同组合，把管路计算问题分成设计型计算(根据工艺要求，设计经济上合理的管路)和操作型计算(对已有的管路，据某些已知条件去核算其他有关参数)。
- 设计型计算为非定解问题，设计者面临最佳参数的选择，即存在参数最优化问题；操作型计算为定解问题，但由于某些变量间的较复杂的非线性关系，使得这类问题常需要通过试差或迭代方法求解。
- 简单管路阻力损失具有相加性；并联管路各支路阻力损失(或压降)为一常数。复杂管路系统为一有机整体(通过该系统的方程组联系)，任一处参数的变化，都将引起其他处的参数变化及流量的重新分配。