

Engineering Fluid Mechanics

工程流体力学

第7章 不可压缩粘性流体的内部流动

教学团队：严 岩
韩 煜
吴 泽
李 晓
莫景文
孙东科



东南大学机械工程学院

2023/5/19



目录

CONTENTS

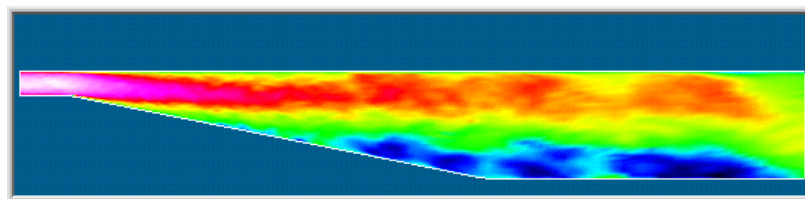
1. 流动阻力
2. 圆管内层流
3. 平板内层流
4. 管内湍流
5. 沿程阻力和局部阻力系数
6. 管内流动的能量损失
7. 管路计算

流动分类

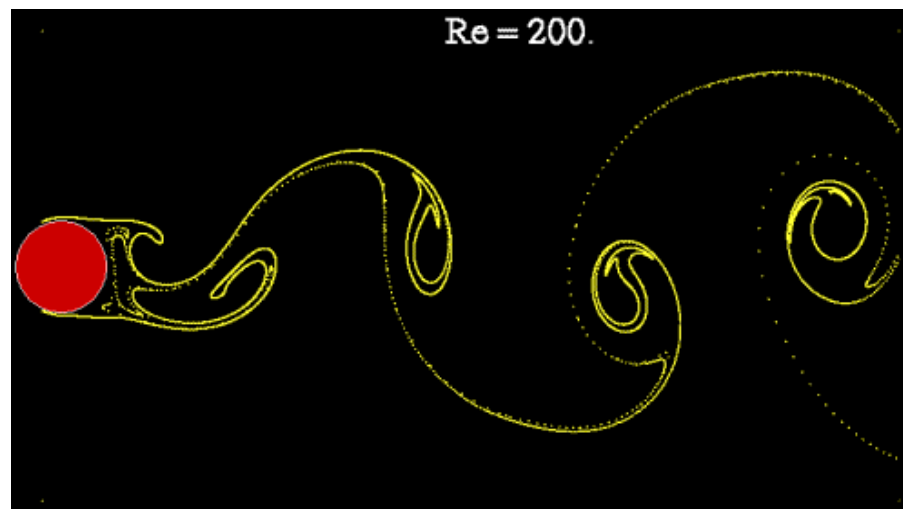
根据工程的实际情况，流动可分为：
内流和外流。

血管、管道、风洞、吸管等

内流：



外流：



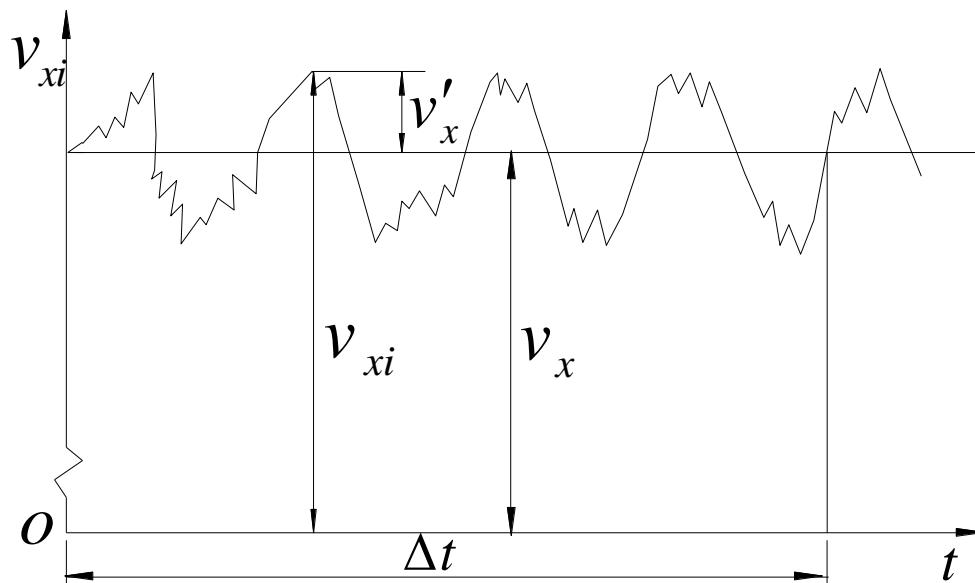
电线杆、桥墩、台风等

7.4 管内湍流

——紊流流动、时均值、脉动值、时均定常流动

1. 紊流流动

流体质点相互掺混，作无定向、无规则的运动，运动在时间和空间都是具有随机性质的运动，属于**非定常流动**。



瞬时轴向速度与时均速度图

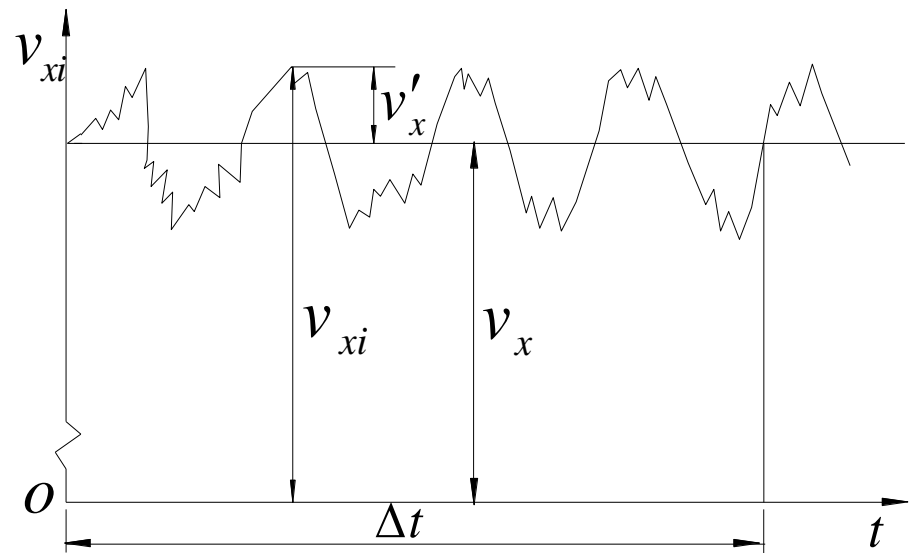
7.4 管内湍流

——紊流流动、时均值、脉动值、时均定常流动

2.时均值、脉动值

在时间间隔 Δt 内某一流动参量的平均值称为该流动参量的**时均值**。

某一流动参量的瞬时值与时均值之差，称为该流动参量的**脉动值**。



瞬时轴向速度与时均速度图

瞬时值

$$v_{xi}$$

时均值

$$v_x = \frac{1}{\Delta t} \int_0^{\Delta t} v_{xi} dt$$

脉动值

$$v'_x = v_{xi} - v_x$$

$$p_i$$

$$p = \frac{1}{\Delta t} \int_0^{\Delta t} p_i dt$$

$$p' = p_i - p$$

$$\rho_i$$

$$\rho = \frac{1}{\Delta t} \int_0^{\Delta t} \rho_i dt$$

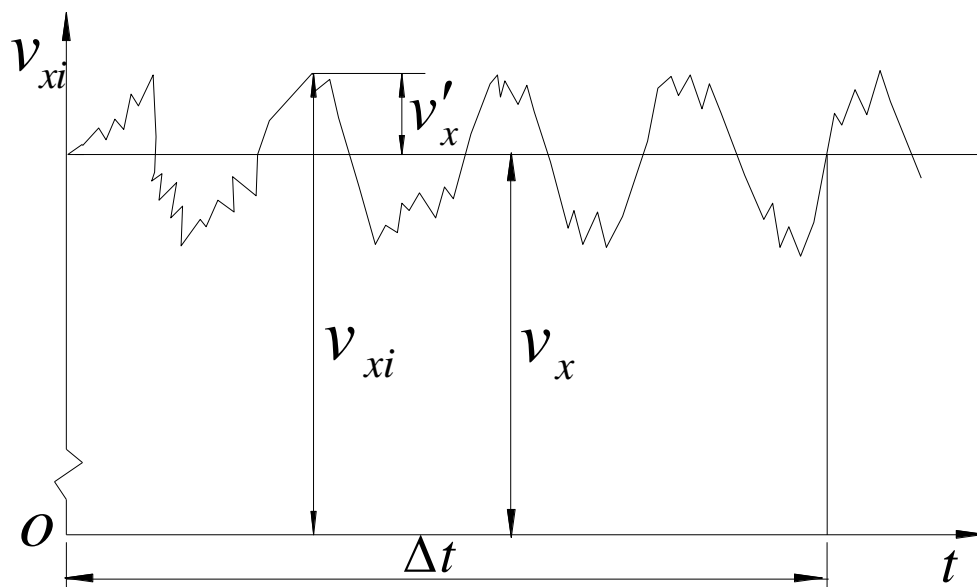
$$\rho' = \rho_i - \rho$$

7.4 管内湍流

——紊流流动、时均值、脉动值、时均定常流动

3.时均定常流动

空间各点的时均值不随时间改变的紊流流动称为时均定常流动，或定常流动、准定常流动。



瞬时轴向速度与时均速度图

7.4 管内湍流——雷诺应力、普朗特混合长度

1. 紊流中的切向应力

层流：摩擦切向应力

$$\tau = \tau_v = \mu \frac{dv_x}{dy}$$

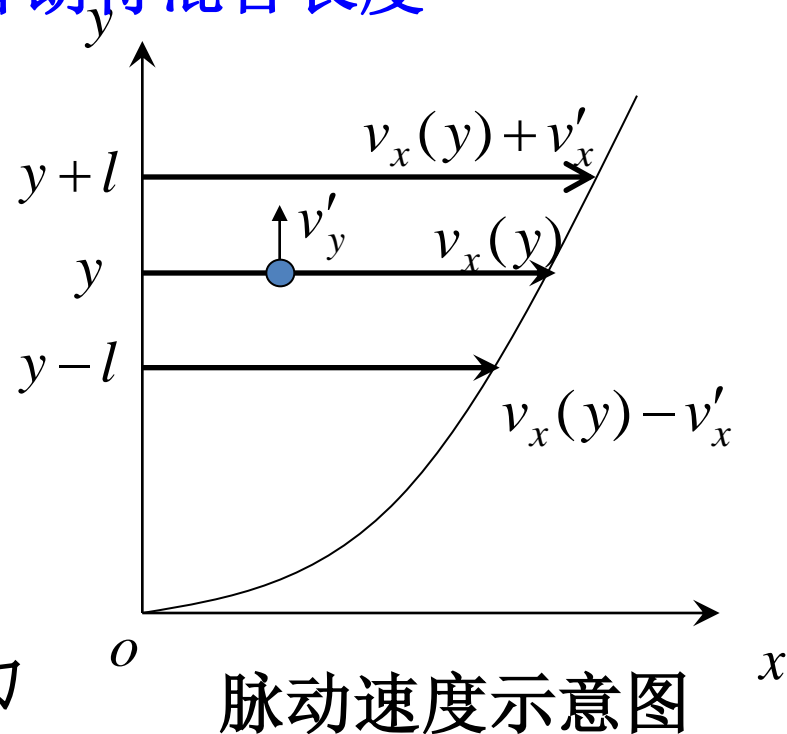
紊流：摩擦切向应力 + 附加切向应力

$$\tau = \tau_v + \tau_t$$

雷诺应力：液体质点的横向脉动导致了质量交换，形成了动量交换和质点混掺，从而在液层交界面上产生了紊流附加切应力

动量定理：动量增量等于紊流附加切应力 ΔF 产生的冲量

$$\Delta F \cdot \Delta t = \Delta m \cdot v'_x = \rho \Delta A v'_y \Delta t \cdot v'_x \Rightarrow \tau_t = \rho v'_y v'_x$$



7.4 管内湍流——雷诺应力、普朗特混合长度

2、普朗特假设:

$$\tau_t = \rho v'_y v'_x$$

(1) 流体微团在从某流速的流层因脉动 v'_y 进入另一流速的流层时，在运动的距离 l （普朗特混合长度）内，微团保持其本来的流动特征不变。

$$v_x(y+l) = v_x(y) + l \frac{dv_x}{dy} + \frac{l^2}{2} \frac{d^2 v_x}{dy^2} + \dots$$



$$v'_x \sim l \frac{dv_x}{dy}$$

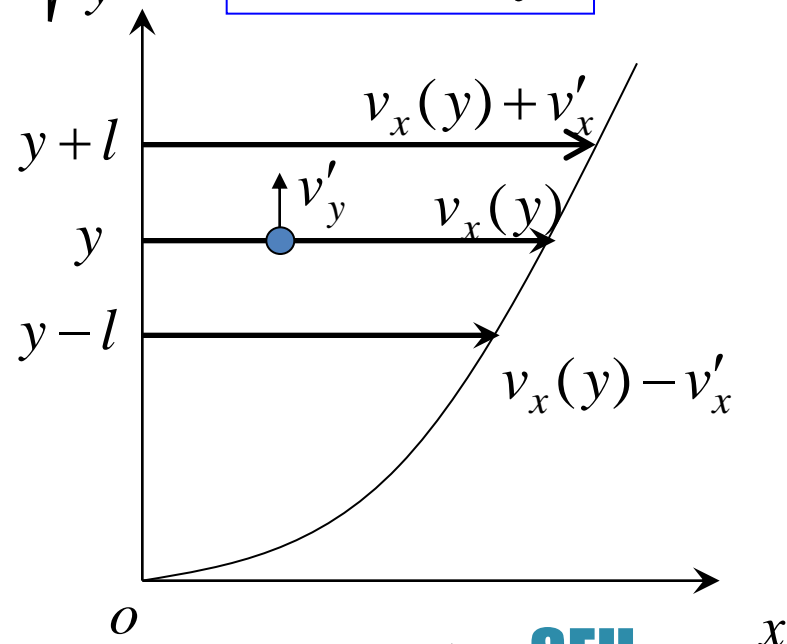
(2) 脉动速度与时均流速差相当

$$|v'_y| \sim |v'_x|$$

$$\tau_t = \rho l^2 \left(\frac{dv_x}{dy} \right)^2$$

$$\text{令: } \mu_t = \rho l^2 \frac{dv_x}{dy}$$

$$\tau_t = \mu_t \frac{dv_x}{dy}$$

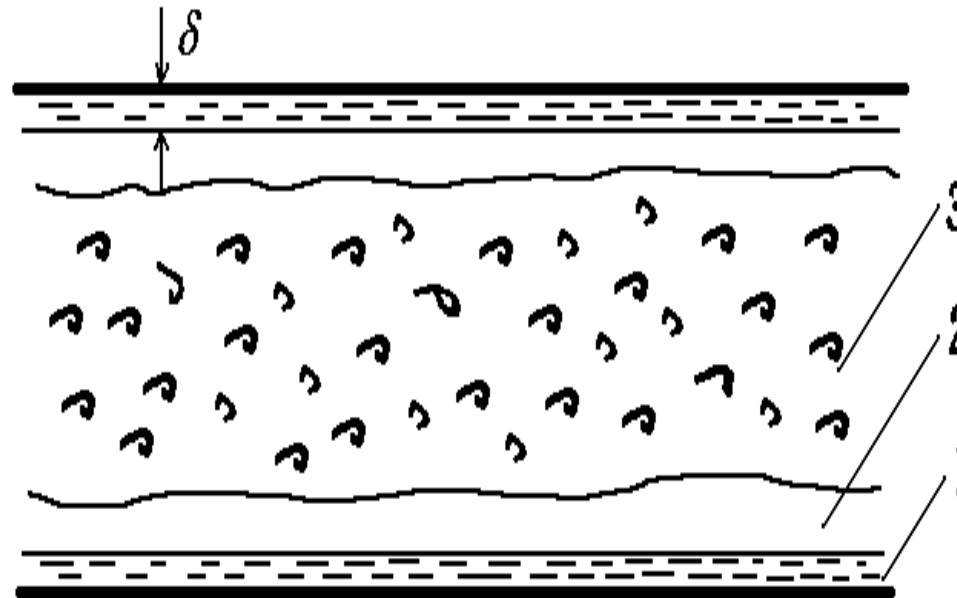


脉动速度示意图

7.4 管内湍流——圆管中紊流的速度分布

1. 圆管中的紊流区划，粘性底层，水力光滑与水力粗糙

1) 区划：



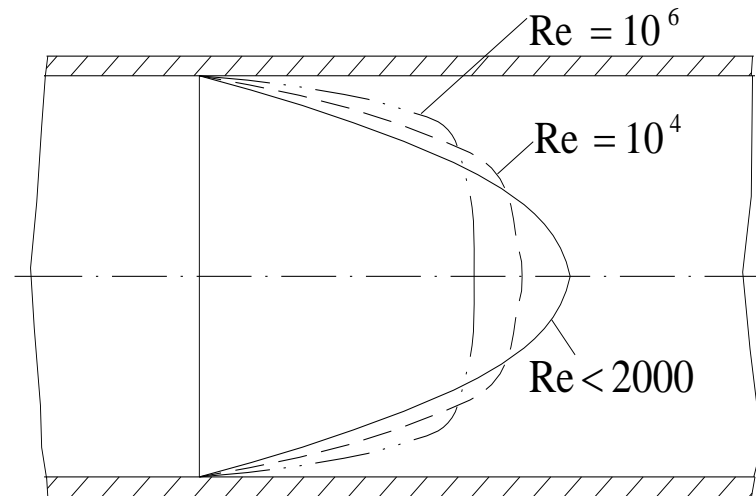
湍流结构

1—层流底层； 2—过渡区； 3—湍流核心

7.4 管内湍流——圆管中紊流的速度分布

2) 速度分布

Re数越大，横向脉动引起的动量交换越甚，管中心部分速度分布越平坦，壁面附近速度梯度越大。



圆管中紊流与层流的速度剖面

3) 层流底层

$$\delta = \frac{32.8d}{\text{Re}(\lambda)^{1/2}}$$

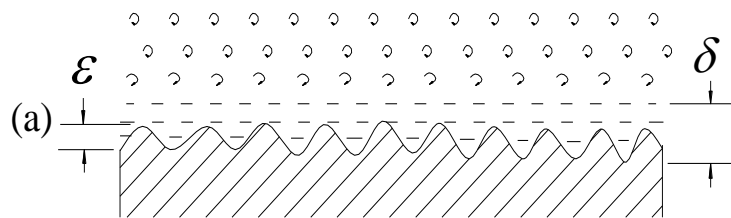
d ——管径

λ ——沿程损失系数

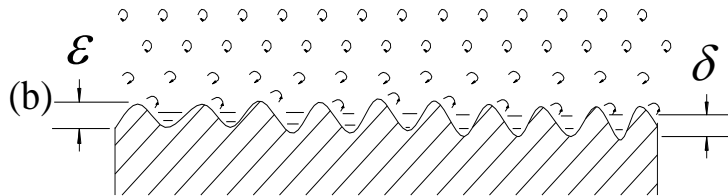
7.4 管内湍流——圆管中紊流的速度分布

4) 水力光滑与水力粗糙

管壁粗糙凸出部分的平均高度叫做管壁的绝对粗糙度 (ε)
 ε / d 称为相对粗糙度



← 水力光滑 $\delta > \varepsilon$ 光滑管



← 水力粗糙 $\delta < \varepsilon$ 粗糙管

7.4 管内湍流——圆管中紊流的速度分布

2、圆管中紊流的速度分布

$$\dim \rho = ML^{-3} \quad \text{令} \quad u_* = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}}$$
$$\dim \tau = ML^{-1}T^{-2}$$

假设整个区域

$$\tau = \tau_w = \text{const.}$$

粘性底层内 $y \leq \delta$

$$\tau = \mu \frac{u}{y} = \rho \nu \frac{u}{y}$$

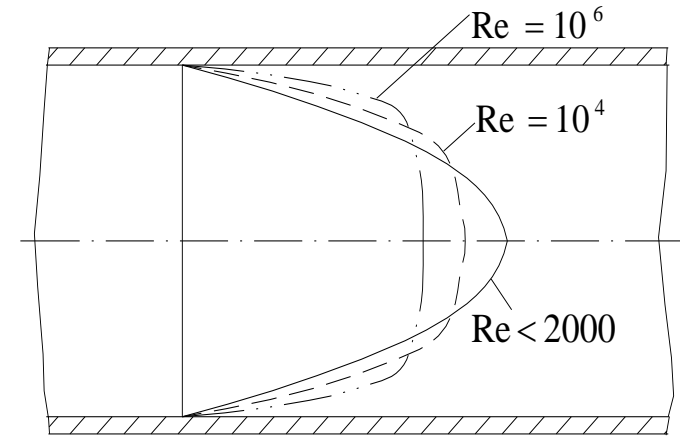
\Downarrow

$$\frac{v_x}{u_*} = \frac{yu_*}{\nu}$$

粘性底层外 $y > \delta$

$$\tau = \rho l^2 \left(\frac{du}{dy} \right)^2$$

$$\text{因 } l = ky \Rightarrow \frac{du}{u_*} = \frac{1}{k} \frac{dy}{y}$$
$$\Downarrow \quad \frac{u}{u_*} = \frac{1}{k} \ln y + C$$



切向应力速度 (摩擦速度)

6.4 管内湍流

——圆管中紊流的速度分布

2. 圆管中紊流的速度分布 (续)

1) 紊流光滑管 (尼古拉兹实验, $y > \delta$)

$$\frac{u}{u_*} = 5.75 \lg \frac{yu_*}{\nu} + 5.5$$

另一种表达式: $\frac{u}{u_{\max}} = \left(\frac{y}{R}\right)^n$

Re	n	u/u_{\max}
4.0×10^3	1/6.0	0.7912
2.3×10^4	1/6.6	0.8073
1.1×10^5	1/7.0	0.8167
1.1×10^6	1/8.8	0.8497
$(2.0 \sim 3.2) \times 10^6$	1/10	0.8658

2) 紊流粗糙管 (尼古拉兹实验, $y > \delta$)

$$\frac{u}{u_*} = 5.75 \lg \frac{y}{\varepsilon} + 8.48$$


7.5 沿程阻力系数和局部阻力系数

回顾：

粘性流体伯努利方程：

$$\frac{V_1^2}{2g} + z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = \frac{V_2^2}{2g} + z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + h_w$$

阻力损失：

$$h_w = \sum h_f + \sum h_j$$


局部阻力损失

$$h_j = \zeta \frac{V^2}{2g}$$

沿程阻力损失

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{V^2}{2g}$$

7.5 沿程阻力系数和局部阻力系数

——沿程阻力系数

沿程损失: $h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{v^2}{2g}$

层流: $\lambda = \frac{64}{\text{Re}}$

1、原理: $\lambda = f(\text{Re}, \varepsilon/d)$

紊流: $\lambda = ?$

用不同粗糙度和不同直径人工粗糙管，测出不同雷诺数下的 h_f ，算出 λ 。

2、代表性实验: 尼古拉兹实验 圆管 (d)

穆迪实验 工业管道 (D)

3、穆迪实验条件: 不同直径
不同流量

$$\text{Re} = 500 \sim 10^6$$

不同相对粗糙度 $\varepsilon/d = 1/1014 \sim 1/30$

7.5 沿程阻力系数和局部阻力系数

——沿程阻力系数

1、层流区： $R_e < 2000$ $\lambda = 64 / R_e$ 穆迪图

2、临界区： $2000 < R_e < 4000$

3、湍流光滑管区： $4000 < R_e < 22.2(d / \varepsilon)^{8/7}$, $\lambda = 0.3164 / R_e^{0.25}$

布拉休斯 (H.Blasius) 公式

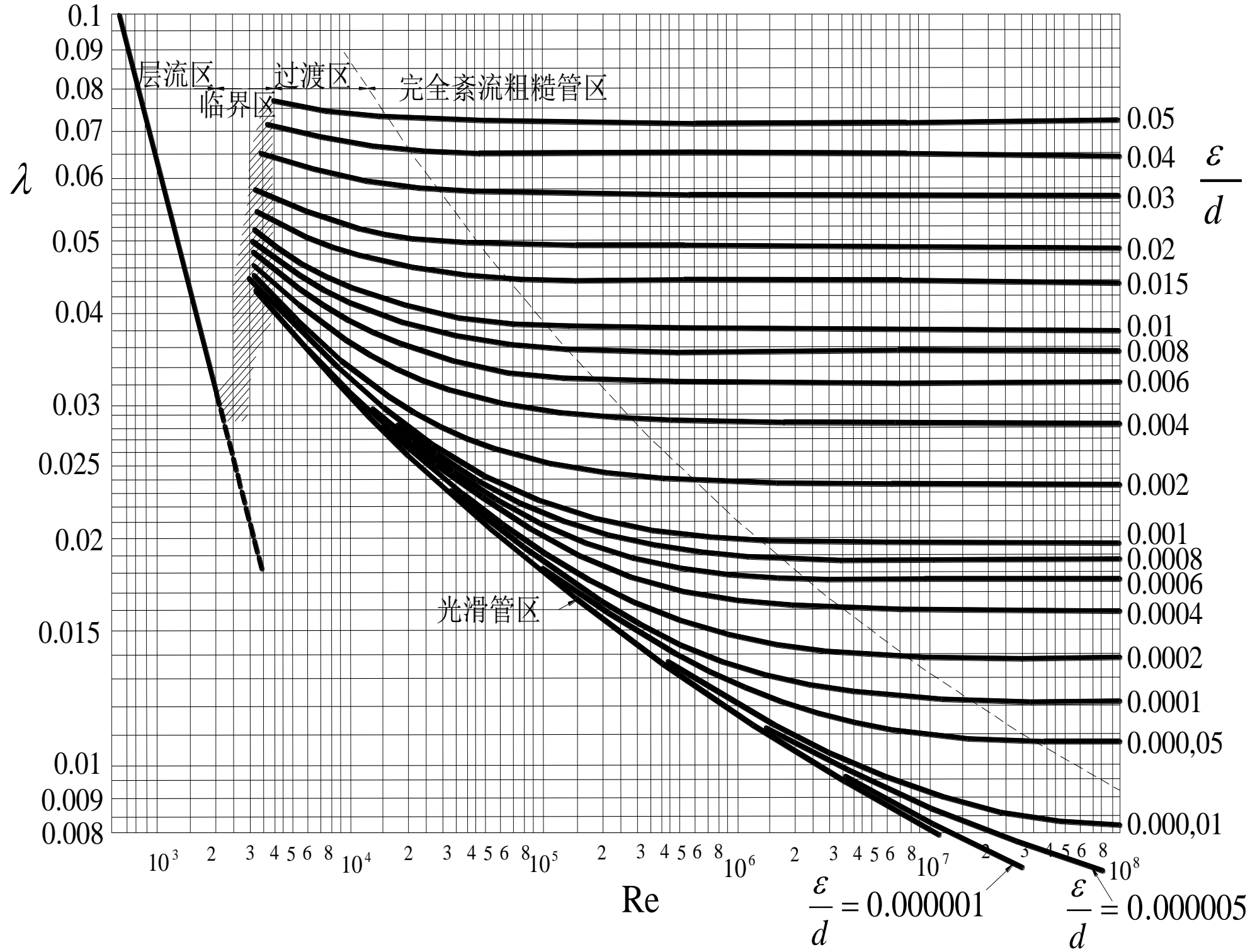
4、过渡区： $22.2(d / \varepsilon)^{8/7} < R_e < 597(d / \varepsilon)^{9/8}$,

$$\lambda = 0.0055[1 + (2000\varepsilon / d + 10^6 / R_e)^{1/3}]$$

穆迪(Moody)公式

5、湍流粗糙管区： $R_e > 597(d / \varepsilon)^{9/8}$, $\lambda = f(\varepsilon / d)$

在实际计算时根据 Re 和 ε / d , 从穆迪图中查得 λ 值, 即能确定流动是在哪一区域内。



【例】 输送石油的管道长 $l = 5000\text{m}$ ，直径 $d = 250\text{mm}$ 的旧无缝钢管，通过的质量流量 $q_m = 100\text{t/h}$ ，运动粘度在冬季 $\nu_{\text{冬}} = 1.09 \times 10^{-4}\text{m}^2/\text{s}$ ，夏季 $\nu_{\text{夏}} = 0.36 \times 10^{-4}\text{m}^2/\text{s}$ ，若取密度 $\rho = 885\text{kg/m}^3$ ，试求沿程水头损失各为多少？

【解】 首先判别流动所处的区域

体积流量 $q_v = \frac{q_m}{\rho} = \frac{100 \times 10^3}{885} = 112.99(\text{m}^3/\text{h})$

平均流速 $V = \frac{4q_v}{\pi d^2} = \frac{4 \times 112.99}{3600 \times 3.14 \times 0.25^2} = 0.64(\text{m/s})$

雷诺数 冬季 $Re_{\text{冬}} = \frac{Vd}{\nu_{\text{冬}}} = \frac{0.64 \times 0.25}{1.09 \times 10^{-4}} = 1467.9 < 2000$

夏季 $Re_{\text{夏}} = \frac{Vd}{\nu_{\text{夏}}} = \frac{0.64 \times 0.25}{0.36 \times 10^{-4}} = 4444.4 > 2000$

判别夏季石油在管道中的流动状态处于湍流哪个区域

查表得旧无缝钢管 $\varepsilon = 0.20(1/mm)$

$$22.2(d/\varepsilon)^{8/7} = 22.2(250/0.20)^{8/7} = 76934.5 > 4444.4$$

流动处于湍流光滑管区

$$\text{冬季} \quad h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{V^2}{2g} = \frac{64}{1467.9} \times \frac{5000}{0.25} \times \frac{0.64^2}{2 \times 9.81} = 18.2(m \text{石油柱})$$

由于夏季石油在管道中流动状态处于湍流光滑管区，故沿程阻力系数用勃拉休斯公式计算，即

沿程水头损失

$$\begin{aligned} \lambda &= \frac{0.3164}{Re^{0.25}} = \frac{0.3164}{4444.4^{0.25}} = 0.0388 \\ \text{夏季} \quad h_f &= \lambda \frac{l}{d} \frac{V^2}{2g} = 0.0388 \times \frac{5000}{0.25} \times \frac{0.64^2}{2 \times 9.81} = 16.2(m \text{石油柱}) \end{aligned}$$


7.5 沿程阻力系数和局部阻力系数

回顾：

粘性流体伯努利方程：

$$\frac{V_1^2}{2g} + z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = \frac{V_2^2}{2g} + z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + h_w$$

阻力损失：

$$h_w = \sum h_f + \sum h_j$$


局部阻力损失

$$h_j = \zeta \frac{V^2}{2g}$$

沿程阻力损失

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{V^2}{2g}$$

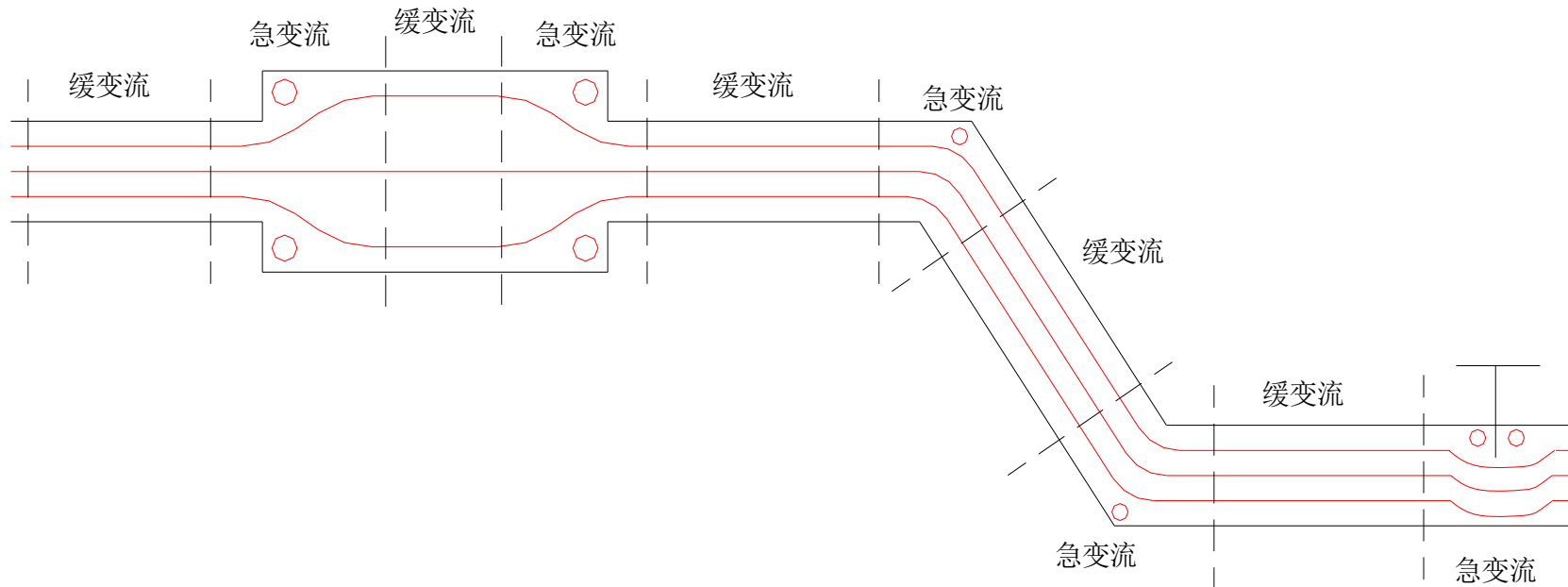
7.5 沿程阻力系数和局部阻力系数

局部损失产生的原因：

主要是由流体的相互碰撞和形成漩涡等原因造成

局部损失：
$$h_j = \zeta \frac{v^2}{2g} \quad \zeta = ?$$

ζ 用分析方法求得，或由实验测定。



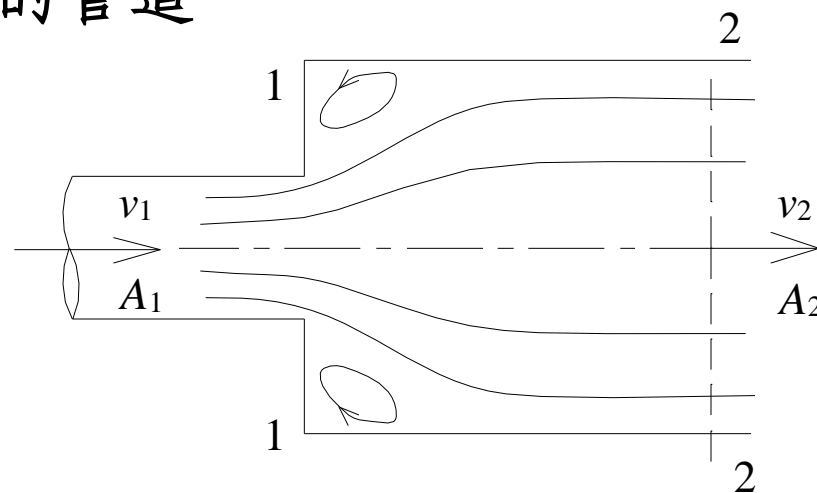
7.5 沿程阻力系数和局部阻力系数

——局部阻力系数

1、管道截面突然扩大

流体从小直径的管道流往大直径的管道

取1-1、2-2截面以及它们之间的管壁为控制面。



连续方程 $\rho A_1 v_1 = \rho A_2 v_2$

动量方程 $p_1 A_1 - p_2 A_2 + p(A_2 - A_1) = \rho q_v (v_2 - v_1)$

能量方程 $\frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_j$

7.5 沿程阻力系数和局部阻力系数

——局部阻力系数

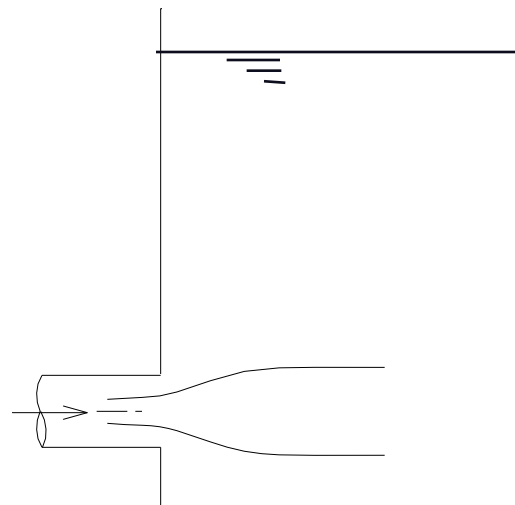
1、管道截面突然扩大(续)

管道出口损失

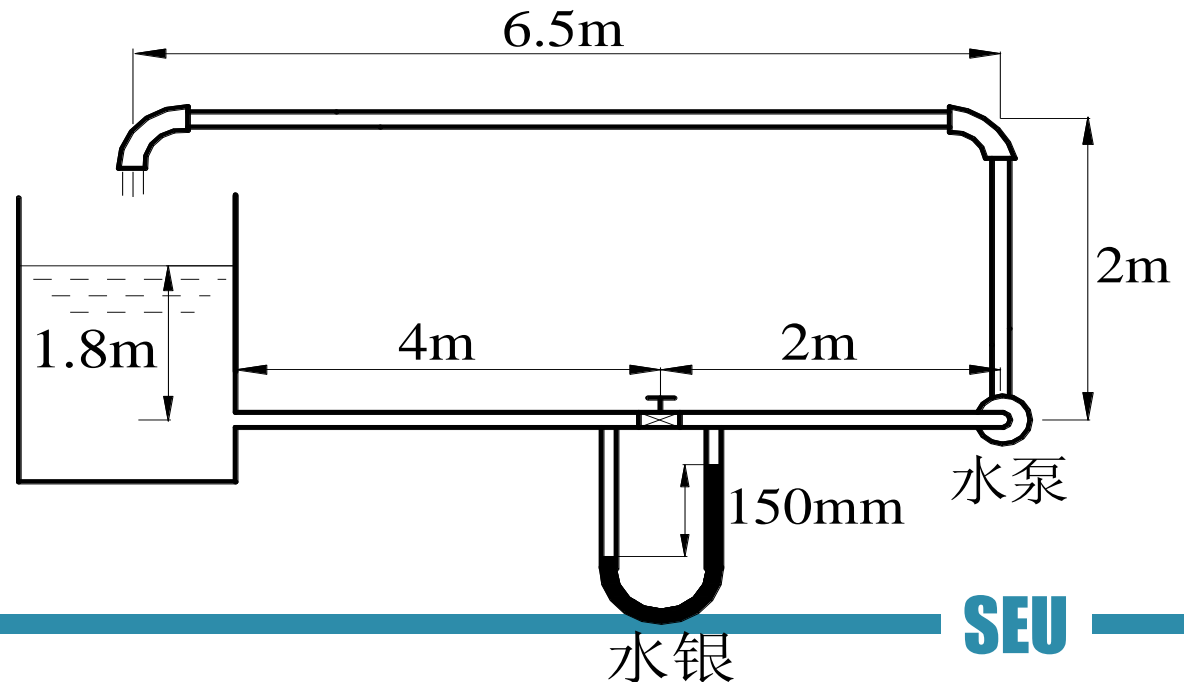
$$A_2 \gg A_1$$

$$h_j = \zeta_1 \frac{v_1^2}{2g} \quad \zeta_1 \approx 1$$

速度头完全消散于池水中



[例]如图所示为用于测试新阀门压强降的设备。21℃的水从一容器通过锐边入口进入管系，钢管的内径均为50mm，绝对粗糙度为0.04mm，管路中三个弯管的管径和曲率半径之比 $d/R=0.1$ 。用水泵保持稳定的流量 $12\text{m}^3/\text{h}$ ，若在给定流量下水银差压计的示数为150mm，(1)求水通过阀门的压强降；(2)计算水通过阀门的局部损失系数；(3)计算阀门前水的计示压强；(4)不计水泵损失，求通过该系统的总损失，并计算水泵供给水的功率。



【解】 管内的平均流速:

$$v = \frac{4q_v}{\pi d^2} = \frac{4 \times 12}{3.14 \times 0.05^2 \times 3600} = 1.699 \text{ m/s}$$

(1) 阀门流体经过阀门的压强降

$$\Delta p = (\rho_{Hg} - \rho)gh = (13600 - 1000) \times 9.807 \times 0.15 = 18535 \text{ Pa}$$

(2) 阀门的局部损失系数

$$h_j = \zeta \frac{v^2}{2g} = \frac{\Delta p}{\rho g} \quad \zeta = \frac{2\Delta p}{\rho v^2} = \frac{2 \times 18522}{1000 \times 1.699^2} = 12.84$$

(3) 计算阀门前的计示压强，由于要用到粘性流体的伯努里方程，必须用有关已知量确定方程中的沿程损失系数。

21℃ 的水密度 ρ 近似取 1000 kg/m^3 ，其动力粘度为

$$\mu = \frac{\mu_0}{1 + 0.0337t + 0.000221t^2} = \frac{1.792 \times 10^{-3}}{1 + 0.0337 \times 21 + 0.000221 \times 21^2} = 0.993 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

管内流动的雷诺数为 $Re = \frac{\rho v d}{\mu} = \frac{1000 \times 1.699 \times 0.05}{0.993 \times 10^{-3}} = 8.55 \times 10^4$

$$26.98 \times (d/\varepsilon)^{8/7} = 26.98 \times (50/0.04)^{8/7} = 9.34 \times 10^4$$

由于 $4000 < Re < 26.98 \times (d/\varepsilon)^{8/7}$, 可按紊流光滑管的有关公式计算沿程损失系数, 又由于 $4000 < Re < 10^5$, 所以沿程损失系数的计算可用勃拉修斯公式, 即

$$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} = \frac{0.3164}{(8.55 \times 10^4)^{0.25}} = 0.0185$$

管道入口的局部损失系数 $\zeta = 0.5$

根据粘性流体的伯努里方程可解得

$$\begin{aligned} p &= [1.8 - (1 + \zeta + \lambda \frac{l}{d}) \frac{v^2}{2g}] \rho g \\ &= [1.8 - (1 + 0.5 + 0.0185 \times \frac{4}{0.05}) \frac{1.699^2}{2 \times 9.807}] \times 1000 \times 9.807 = 13317 \text{ Pa} \end{aligned}$$

(4) 根据已知条件 $d/R=0.1$ 查表, 弯管的局部阻力系数 $\zeta_1 = 0.131$

$$\begin{aligned} \text{总损失 } h_w &= \sum h_f + \sum h_j \\ &= (0.0185 \times \frac{4+2+2+6.5}{0.05} + 0.5 + 2 \times 0.131 + 12.84) \times \frac{1.699^2}{2 \times 9.807} = 2.70 \quad \text{mH}_2\text{O} \end{aligned}$$

计单位重量流体经过水泵时获得的能量为 h_p , 列水箱液面和水
管出口的伯努里方程

$$0 = (2 - 1.8) + \frac{v^2}{2g} - h_p + h_w$$

由上式可解得

$$h_p = (2 - 1.8) + \frac{v^2}{2g} + h_w = 0.2 + \frac{1.699^2}{2 \times 9.807} + 2.70 = 3.047 \quad \text{mH}_2\text{O}$$

水泵的功率 P 为

$$P = \rho g q_v h_p = 1000 \times 9.807 \times \frac{12}{3600} \times 3.047 = 99.61 \quad \text{W}$$

7.6 管道内流动的能量损失

——管道的种类

管道的种类：简单管道 串联管道 并联管道 分支管道

一、简单管道

管道直径和管壁粗糙度均相同的一根管子或这样的数根管子串联在一起的管道系统。

计算基本公式

连续方程 $Q = vA$

沿程损失 $h_w = h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{v^2}{2g}$

能量方程 $z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_w$

7.6 管道内流动的能量损失

——管道的种类

一、简单管道(续)

三类计算问题

简单管道的水力计算是其它复杂管道水力计算的基础。

(1) 已知 q_V 、 l 、 d 、 ν 、 ε , 求 h_f ;

(2) 已知 h_f 、 l 、 d 、 ν 、 ε , 求 q_V ;

(3) 已知 h_f 、 q_V 、 l 、 ν 、 ε , 求 d 。

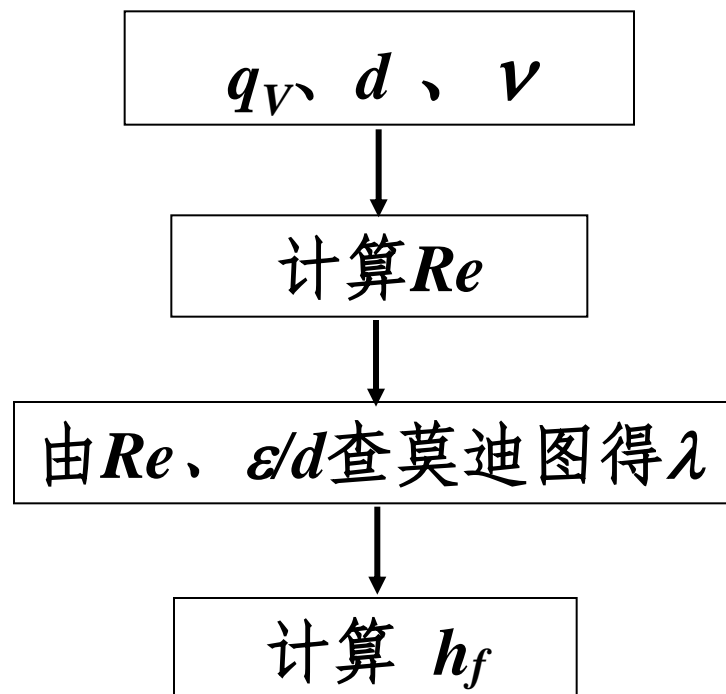
7.6 管道内流动的能量损失

——管道的种类

一、简单管道(续)

第一类问题的计算步骤

(1) 已知 q_V 、 l 、 d 、 ν 、 ε , 求 h_f ;



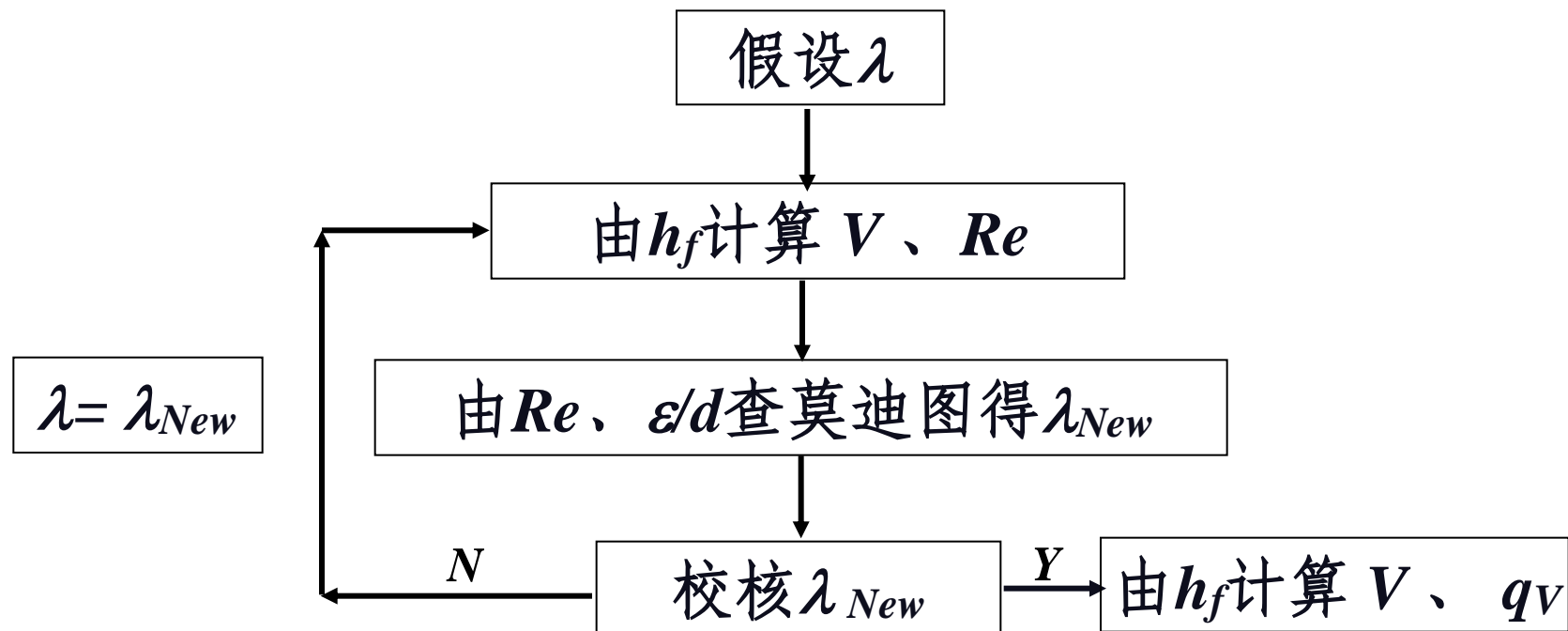
7.6 管道内流动的能量损失

——管道的种类

一、简单管道 (续)

第二类问题的计算步骤

(2) 已知 h_f 、 l 、 d 、 ν 、 ε , 求 q_v ;



[例] 沿程损失：已知管道和压降求流量

已知： $d = 10\text{cm}$, $l = 400\text{m}$ 的旧无缝钢管； 比重为0.9,

$V = 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ 的油； $\Delta p = 800 \text{ KPa}$

求： 管内流量 q_v

$$h_{f_1} = \frac{\Delta p}{\rho g} = \frac{800 \times 10^3}{9810 \times 0.9} = 90.61\text{m} \quad \varepsilon/d = 0.2/100 = 0.002$$

Moddy图过渡区的 $\lambda = 0.025$, 设 $\lambda_1 = 0.025$, 由达西公式

$$V_1 = \frac{1}{\sqrt{\lambda_1}} \left(\frac{2gdh_f}{l} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{1}{\sqrt{0.025}} \left(\frac{2 \times 9.81 \times 0.1 \times 90.61}{400} \right)^{\frac{1}{2}} = 6.325 \times 0.6667 = 4.22 \text{ m/s}$$

查Moddy图得 $\lambda_2 = 0.027$, 重新计算速度 $\text{Re}_1 = \frac{\rho V_1}{\nu} = 3.8 \times 10^4$

$$V_2 = \frac{1}{\sqrt{0.027}} \times 0.6667 = 4.06 \text{ m/s} \quad \text{Re}_2 = 3.65 \times 10^4$$

查Moddy图得 $\lambda_2 = 0.027$

$$q_v = VA = 4.06 \times \frac{\pi}{4} \times 0.1^2 = 0.0319 \text{ m}^3/\text{s}$$

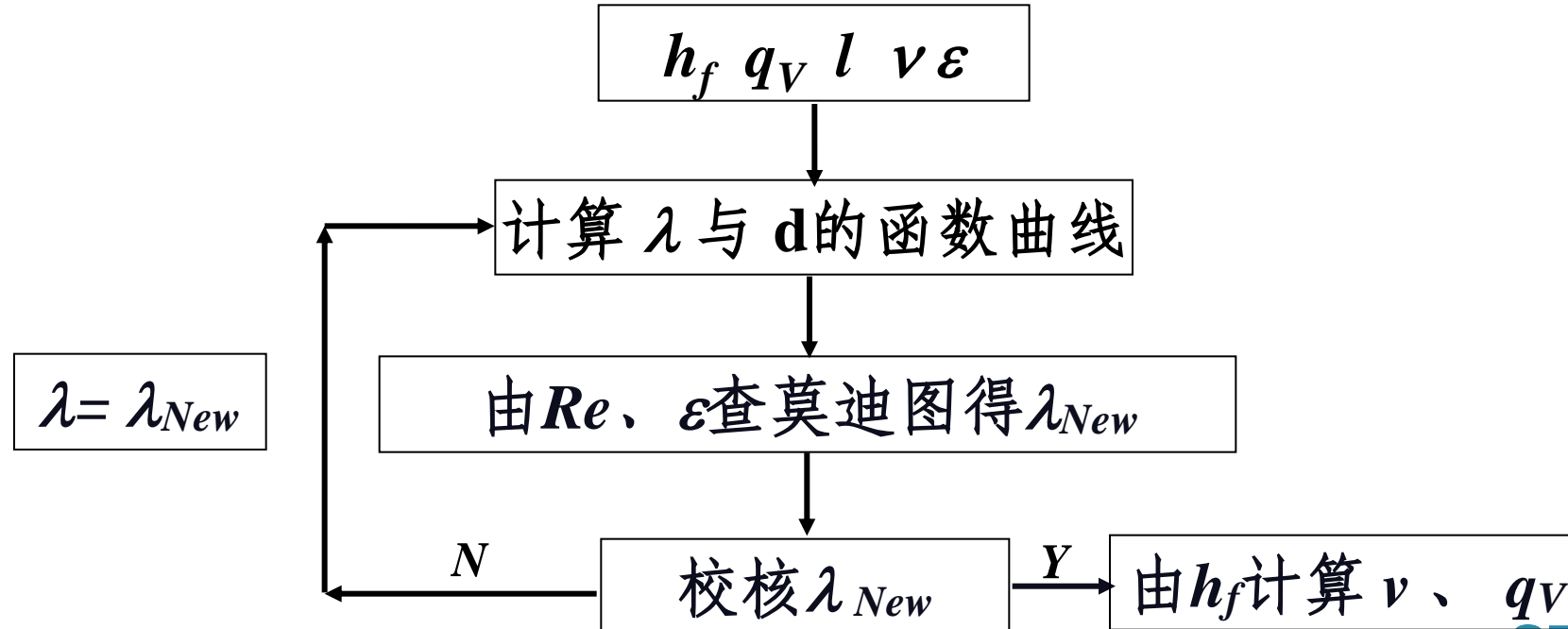
7.6 管道内流动的能量损失

——管道的种类

一、简单管道(续)

第三类问题的计算步骤

(3) 已知 h_f 、 q_V 、 l 、 ν 、 ε ，求 d 。



[例] 沿程损失：已知沿程损失和流量求管径

已知： $l=400\text{m}$ 的旧无缝钢管输送比重0.9, $\nu=10^{-5}\text{m}^2/\text{s}$ 的油

$$Q = 0.0318 \text{ m}^3/\text{s} \quad \Delta p = 800 \text{ KPa}$$

求： 管径 d 应选多大

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.0318 \times 4}{\pi d^2} = \frac{0.04}{d^2}$$

由达西公式

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{V^2}{2g} = \lambda \frac{l}{d} \frac{1}{2g} \left(\frac{4Q}{\pi d^2} \right)^2 = 0.086 \lambda l Q^2 \frac{1}{d^5}$$

$$d^5 = 0.0826 \frac{\lambda Q^2}{h_f} = 0.0826 \times 400 \times 0.0318^2 \frac{\lambda}{90.61} = 3.69 \times 10^{-4} \lambda$$

$$\text{Re} = \frac{Vd}{\nu} = \frac{0.04d}{d^2 \nu} = \frac{0.04}{10^{-5}d} = \frac{4000}{d}$$

用迭代法设 $\lambda_1 = 0.025$

$$d_1 = (3.69 \times 10^{-4} \times 0.025)^{1/5}$$

$$\text{Re}_1 = 4000 / 0.0984 = 4.06 \times 10^4$$

由 $\varepsilon / d = 0.2 / 98.4 = 0.002$, 查Moody图得 $\lambda_2 = 0.027$

$$d_2 = (3.69 \times 10^{-4} \times 0.027)^{1/5} = 0.0996 \text{ (m)}$$

$$\text{Re}_2 = 4000 / 0.0996 = 4.01 \times 10^4$$

$\varepsilon / d = 0.2 / 99.6 = 0.002$, 查Moody图得 $\lambda_3 = 0.027$

取 $d = 0.1\text{m}$ 。

7.6 管道内流动的能量损失

——综合应用举例

1、集流器

集流器是风机实验中的测量流量的装置。

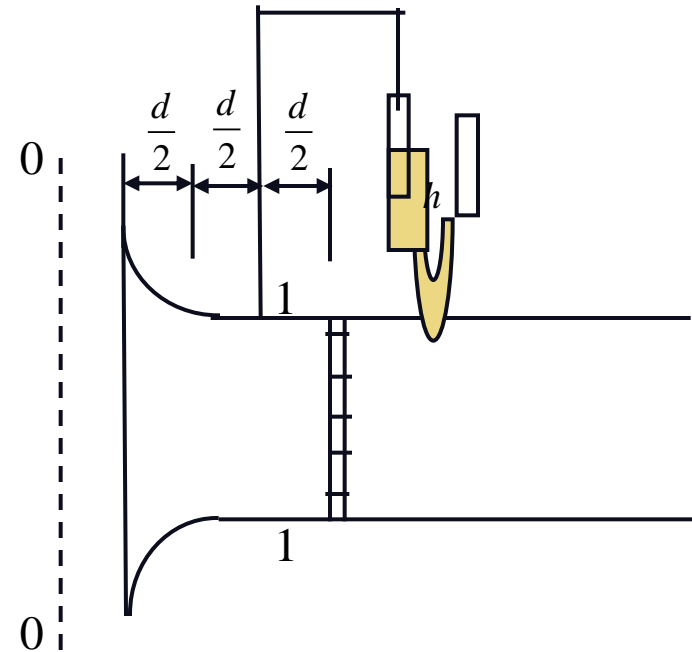
对0-0和1-1截面列总流的伯努利方程

$$0 = -\frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} + (\zeta_c + \zeta_d) \frac{v^2}{2g}$$

⇓

$$v = \frac{1}{\sqrt{1 + \zeta_c + \zeta_d}} \sqrt{\frac{2p}{\rho}} = C_v \sqrt{\frac{2p}{\rho}}$$

$$C_v = \frac{1}{\sqrt{1 + \zeta_c + \zeta_d}} \quad \text{---速度系数}$$



7.6 管道内流动的能量损失

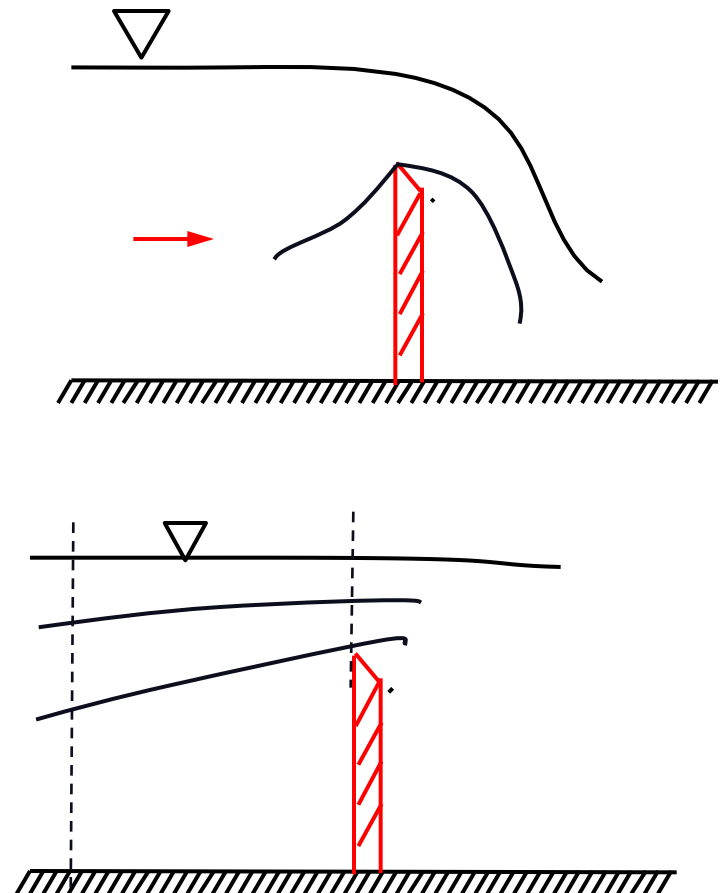
——综合应用举例

2、堰流

液流越过障壁漫溢的流动称为堰流。

堰流理想流形的简化假设：

1. 堰板上游所有流体质点的速度大小均匀，方向平行。
2. 液流的自由表面在堰板前保持水平，且所有流体质点通过堰板平面时都作垂直平板的运动。
3. 水舌的压强为大气压。
4. 不计粘滞力和表面张力的影响。



7.6 管道内流动的能量损失

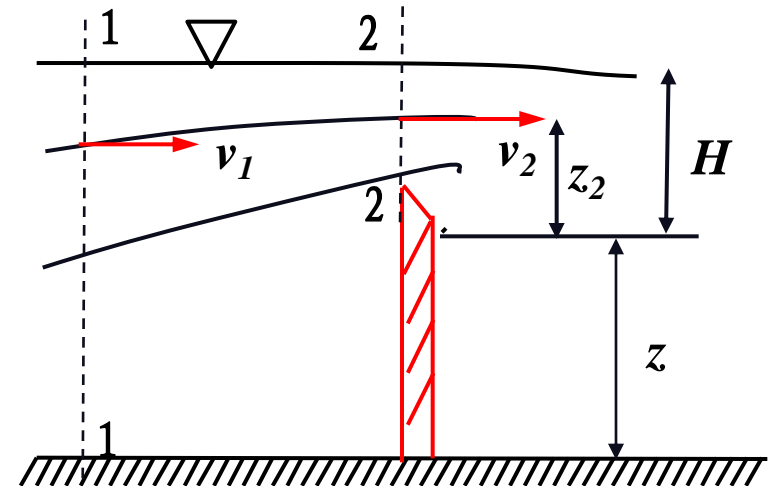
——综合应用举例

2、堰流（续）

对1-1和2-2截面列伯努利方程

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

$$\Downarrow$$
$$v_2 = (2g)^{\frac{1}{2}} \left(H - z_2 + \frac{v_1^2}{2g} \right)^{\frac{1}{2}}$$



$$\text{理想流量 } q_{vid} = b \int_0^H v_2 dz_2 = \frac{2}{3} b \times (2g)^{\frac{1}{2}} \left[\left(H + \frac{v_1^2}{2g} \right)^{\frac{3}{2}} - \left(\frac{v_1^2}{2g} \right)^{\frac{3}{2}} \right]$$
$$\approx \frac{2}{3} b \times (2g)^{\frac{1}{2}} H^{\frac{3}{2}}$$

$$\text{实际流量 } q_V = C_q b H^{\frac{3}{2}} \quad C_q - \text{流量系数}$$

7.6 管道内流动的能量损失

——综合应用举例

3、虹吸

液体由管道从较高液位的一端经过高出液面的管段自动流向较低液位的另一端。

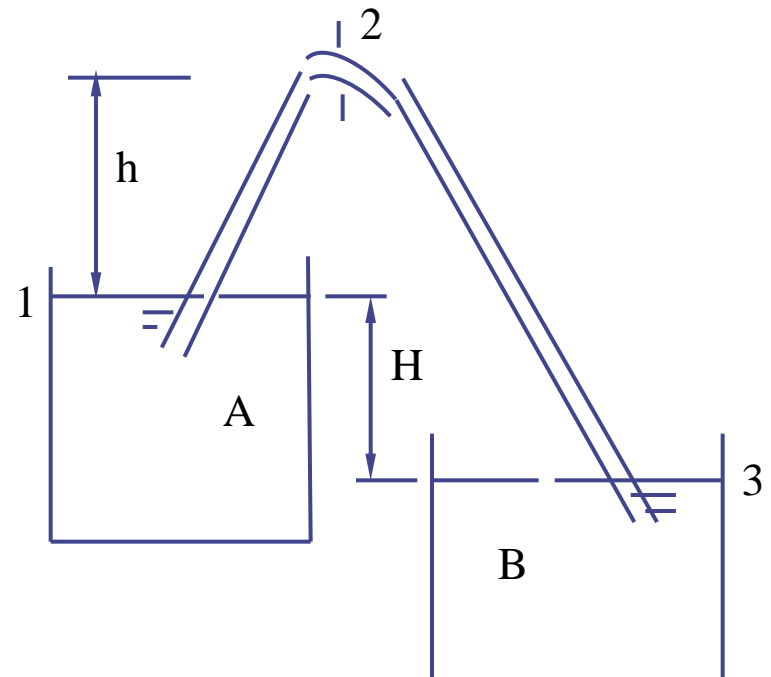
对1-1、3-3列总流的伯努利方程

$$\frac{p_a}{\rho g} = -H + \frac{p_a}{\rho g} + \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{v^2}{2g}$$

⇓

$$v = \sqrt{\frac{2gH}{\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta}}$$

$$q_v = \frac{\pi}{4} d^2 \sqrt{\frac{2gH}{\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta}}$$



7.6 管道内流动的能量损失

——综合应用举例

3、虹吸

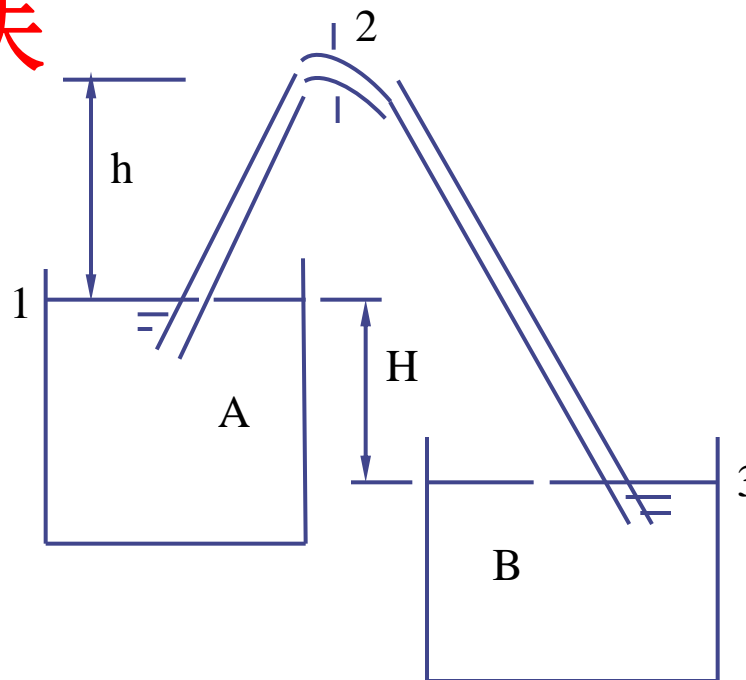
对1-1、2-2列总流的伯努利方程

$$\frac{p_a}{\rho g} = h + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} + \left(\lambda \frac{l_1}{d} + \sum \zeta_1 \right) \frac{v^2}{2g}$$

$$\Rightarrow \frac{p_a - p_2}{\rho g} = h_v = h + \left(1 + \lambda \frac{l_1}{d} + \sum \zeta_1 \right) \frac{v^2}{2g}$$

允许吸水高度

$$\begin{aligned} h &< \frac{p_a - p_s}{\rho g} - \left(1 + \lambda \frac{l_1}{d} + \sum \zeta_1 \right) \frac{v^2}{2g} \\ &= \frac{p_a - p_s}{\rho g} - \frac{1 + \lambda \frac{l_1}{d} + \sum \zeta_1}{\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta} H \end{aligned}$$



7.7 管路计算

——串联管道

由不同管道直径和管壁粗糙度的数段根管子连接在一起的管道。

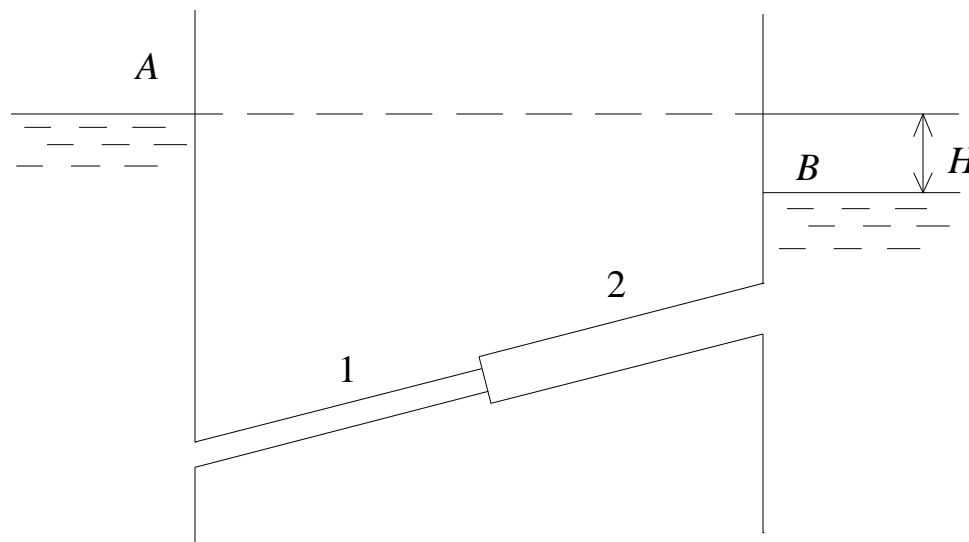
串联管道特征

1. 各管段的流量相等

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

2. 总损失等于各段管道中损失之和

$$h_w = h_{w1} + h_{w2} + h_{w3} \dots$$



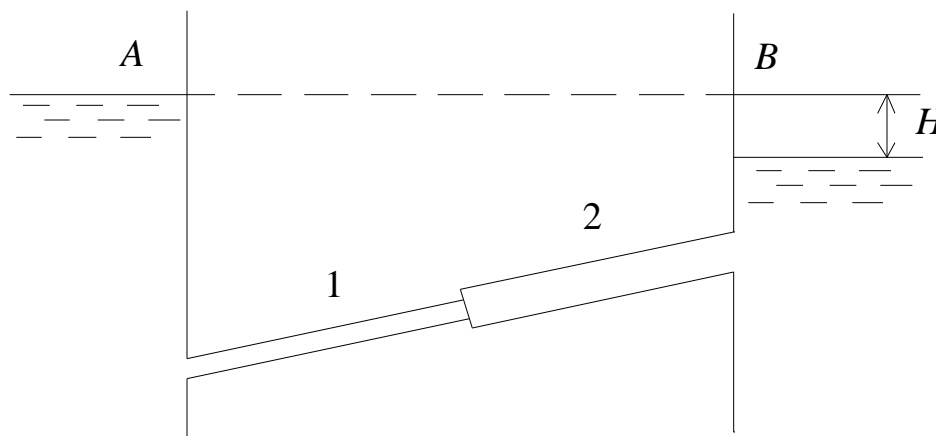
7.7 管路计算

——串联管道

两类计算问题

(1) 已知串联管道的流量 q_V ，求总水头 H ；

(2) 已知总水头 H ，求串联管道的流量 q_V 。



7.7 管路计算

——并联管道

由几条简单管道或串联管道，入口端与出口端分别连接在一起的管道系统。

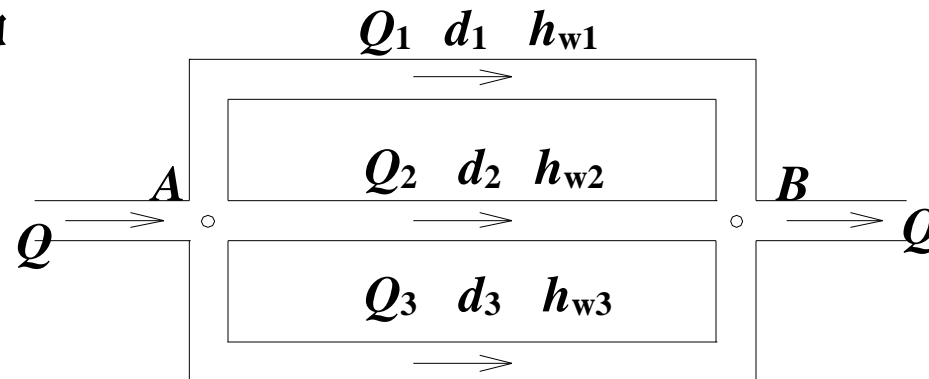
并联管道特征

1. 总流量是各分管段流量之和

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

2. 并联管道的损失等于各分管道的损失。

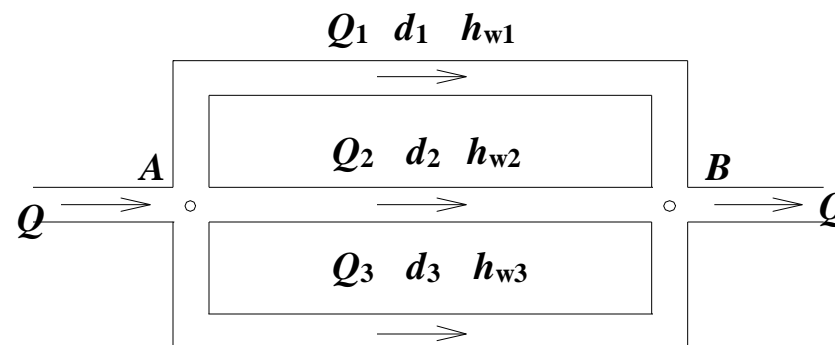
$$h_w = h_{w1} = h_{w2} = h_{w3} \dots$$



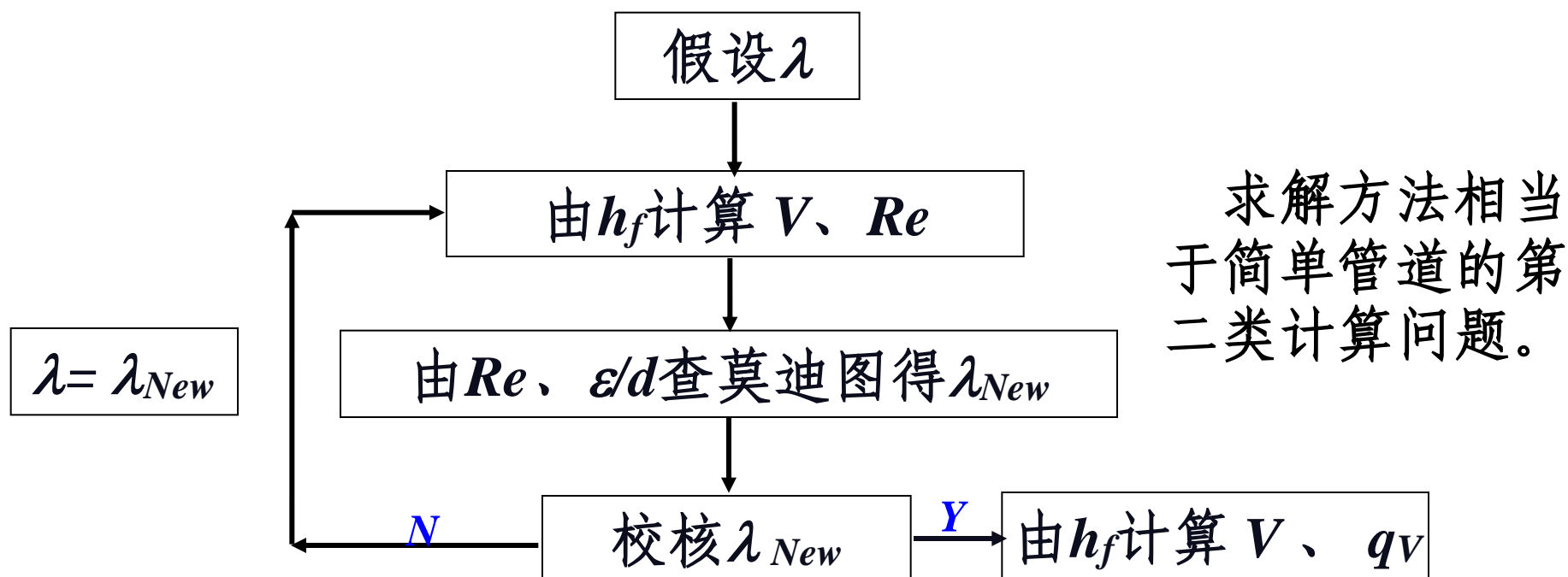
7.7 管路计算

——并联管道

两类计算问题



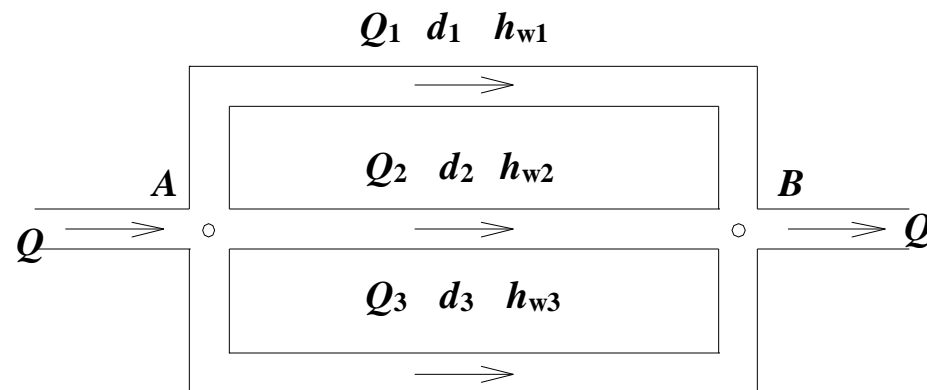
(1) 已知A点和B点的压强降，求总流量 q_V ;



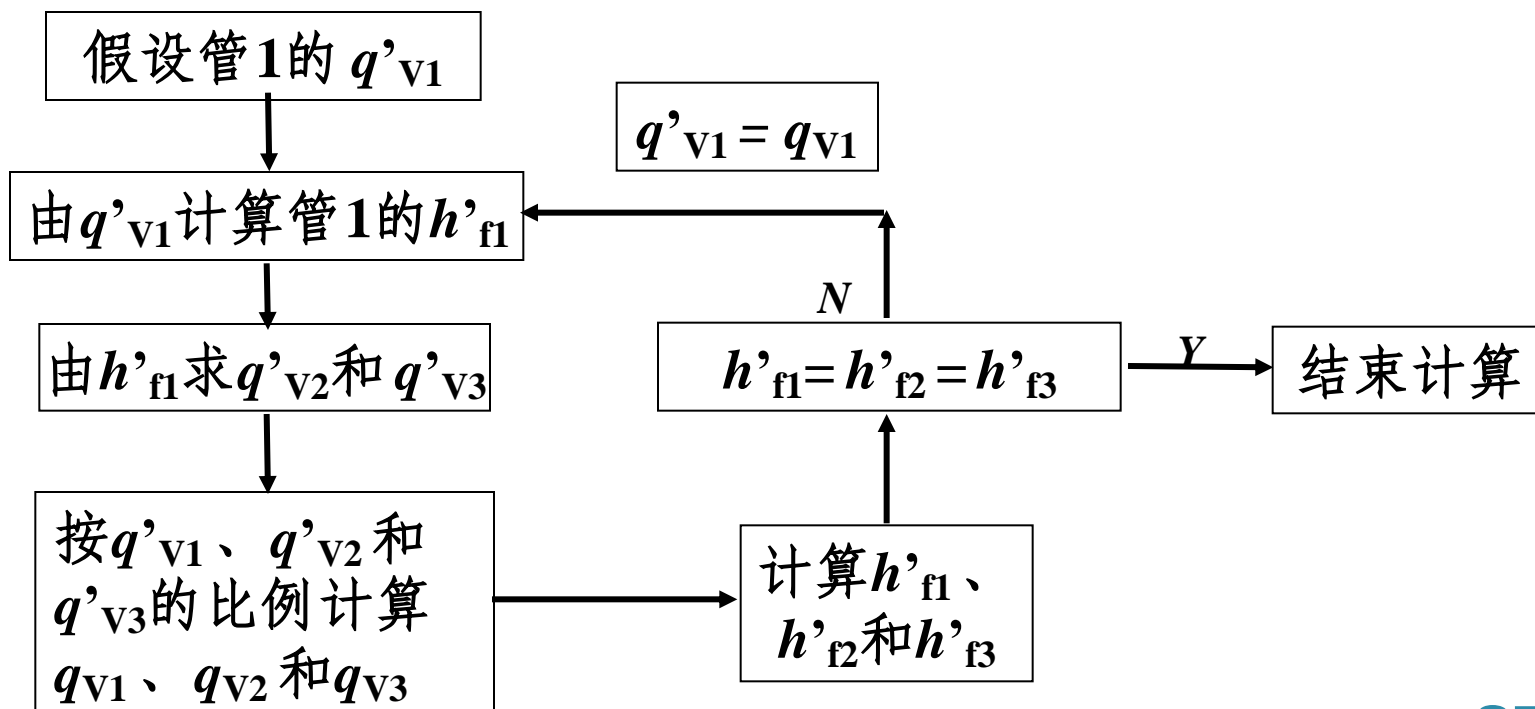
7.7 管路计算

——并联管道

两类计算问题(续)



(2) 已知总流量 q_V , 求各分管道中的流量及能量损失。



7.7 管路计算

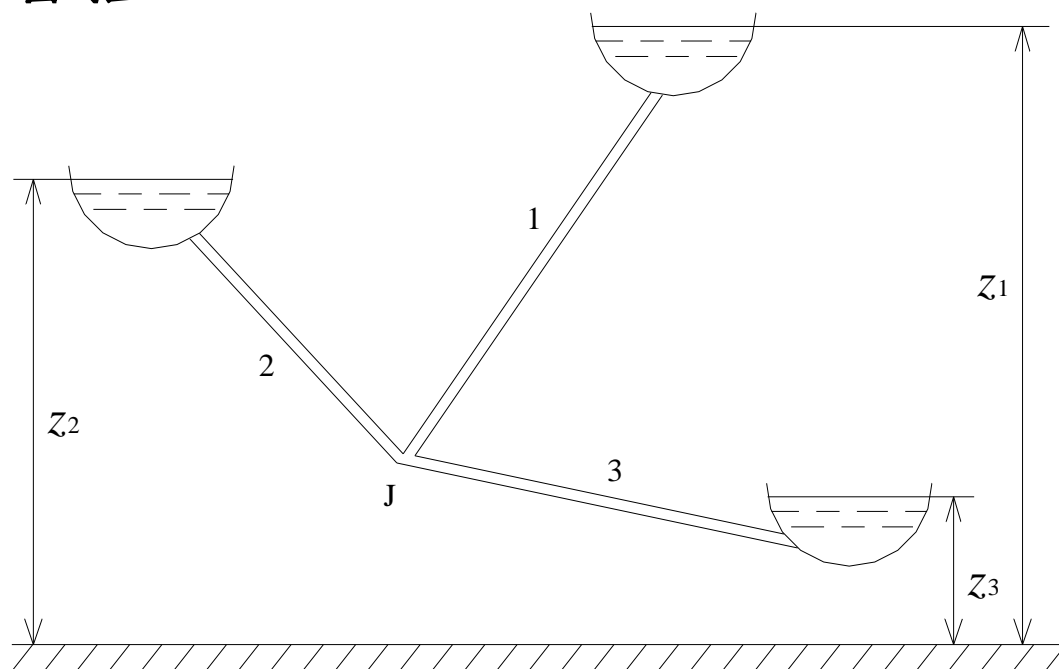
——分支管道

分支管道特征

流入汇合点的流量等于自汇合点流出的流量。

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

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

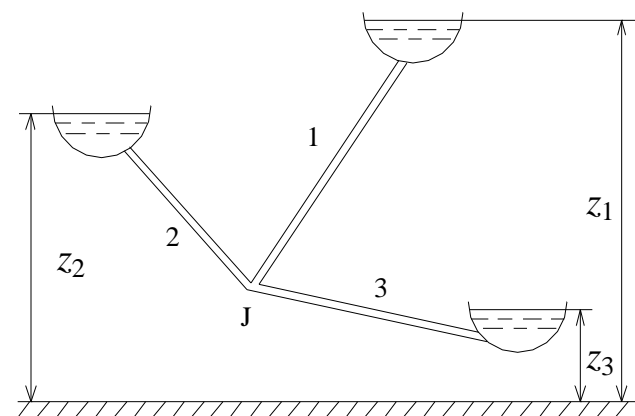
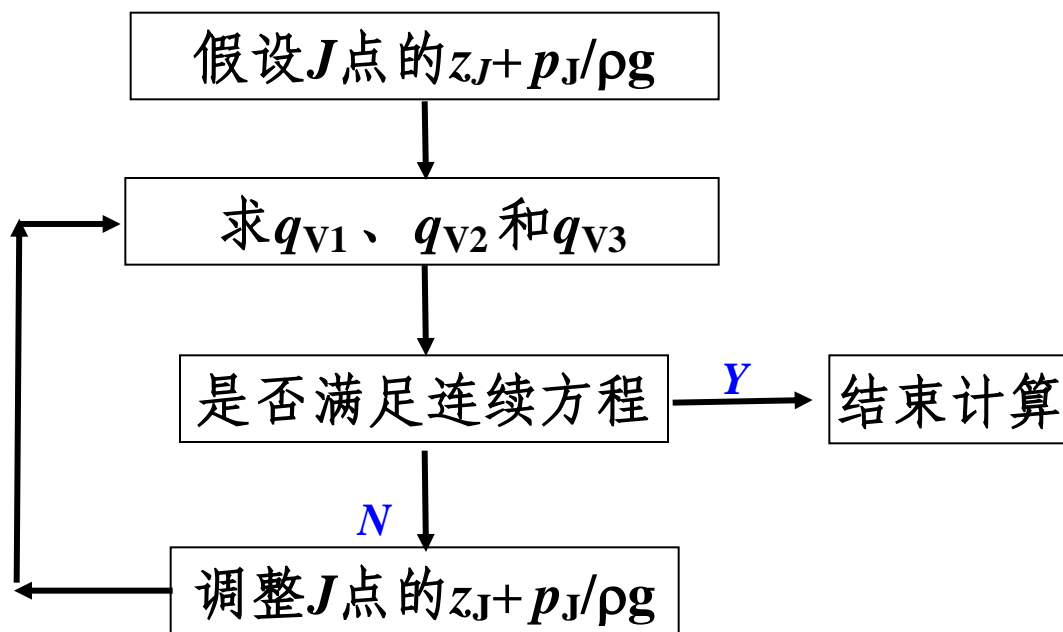


7.7 管路计算

——分支管道

计算问题

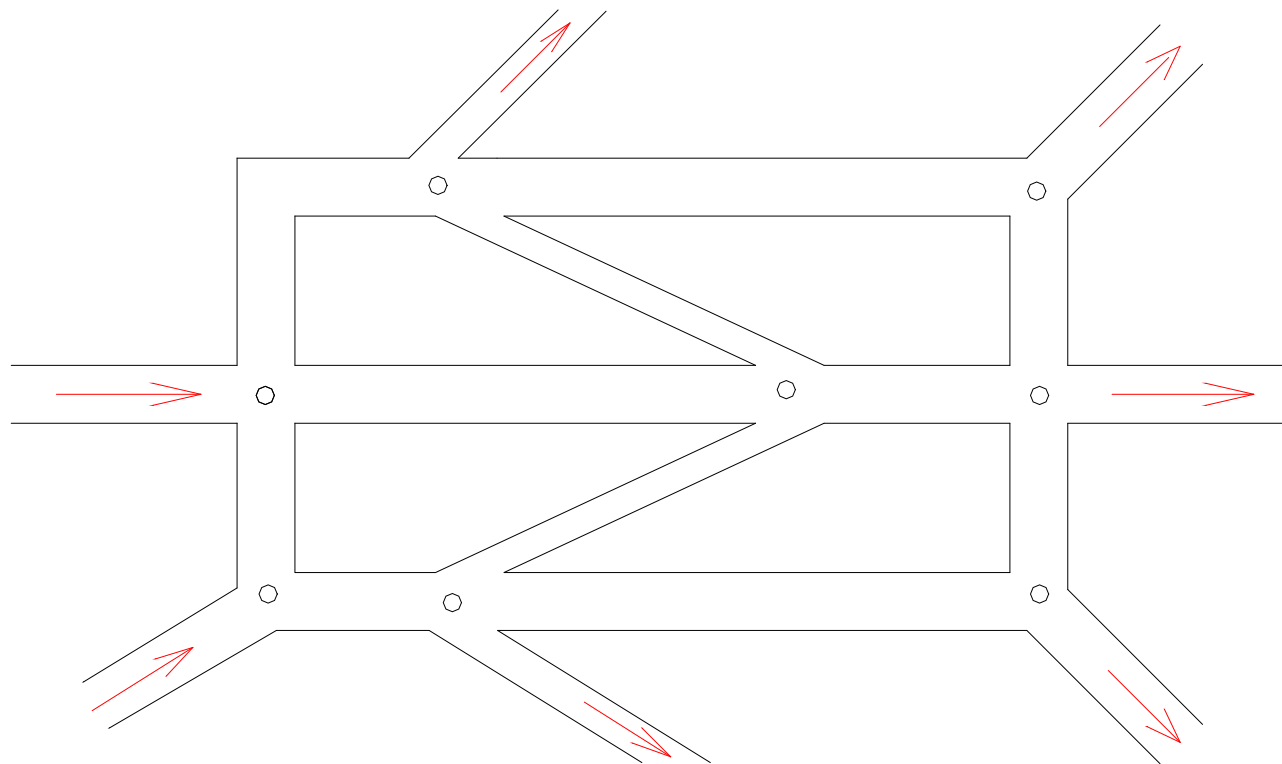
已知管道的尺寸、粗糙度和流体性质，求通过各管道的流量。



7.7 管路计算

——管网

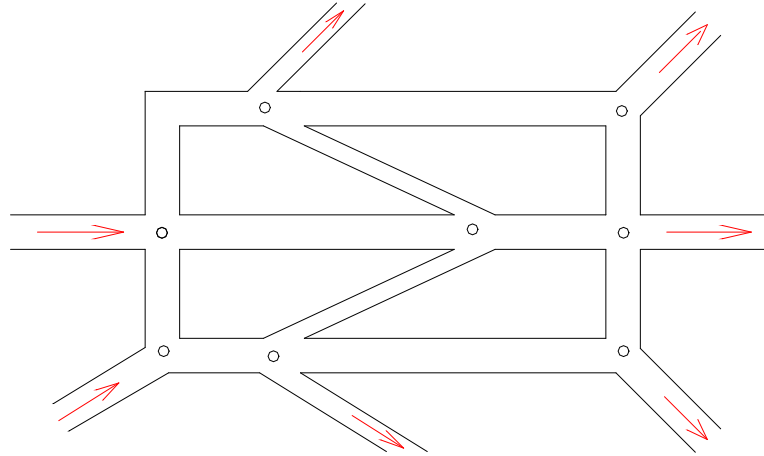
由若干管道环路相连接、在结点处流出的流量来自几个环路的管道系统。



7.7 管路计算

——管网

管网特征



1. 流入结点的流量等于流出结点的流量，即任一结点处流量的代数和等于零。

$$\sum q_v = 0$$

2. 在任一环路中，由某一结点沿两个方向到另一个结点的能量损失相等，即任一环路能量损失的代数和等于零。

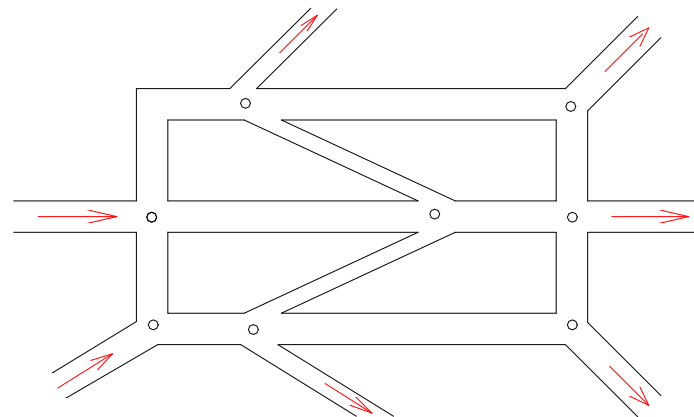
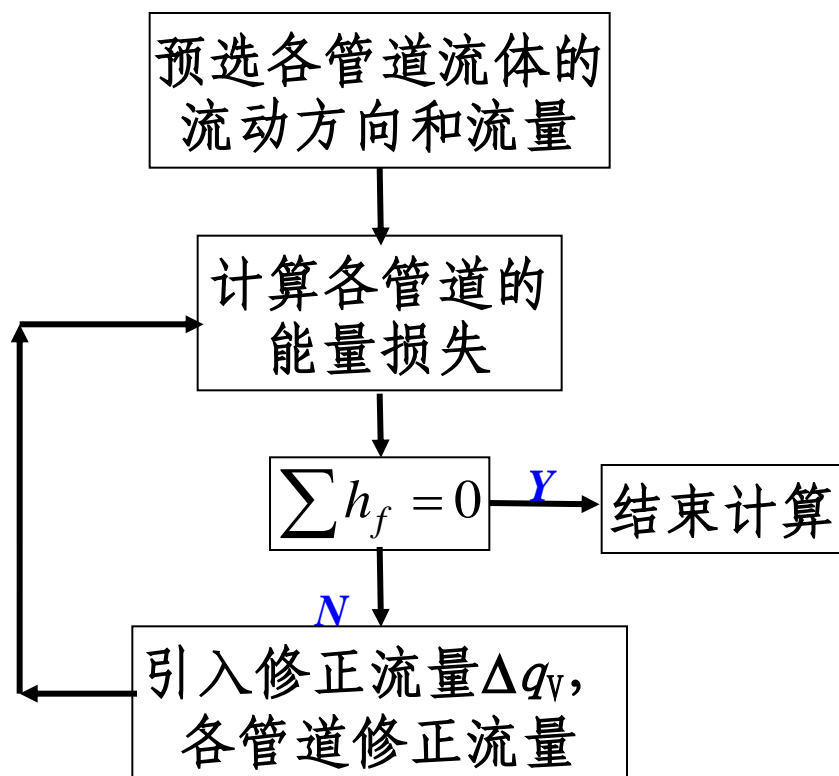
$$\sum h_f = 0$$

7.7 管路计算

——管网

计算问题

已知管道的尺寸、粗糙度和流体性质，求通过各管道的流量。



本章作业

- 7-11
- 7-18
- 7-20
- 7-24
- 7-27
- 7-29
- 串并联管路计算 不用做

Thanks!

感谢关注 敬请指导