流体在管内的流动阻力

总的能量损失：直管阻力和局部阻力

直管阻力（沿程阻力）：流体流经直管时，所产生的阻力

局部阻力（形体阻力）：流体流经管件、阀门及进出口时，由于受到局部障碍所产生的阻力。这部分能量损耗是由于固体表面形状的突变而造成边界层分离所引起的。

顾丽莉

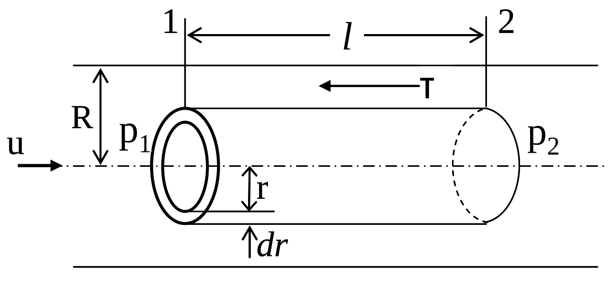
流体在直管中的流动阻力

圆形直管阻力损失的计算通式

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

水平管：$z_1=z_2$　　$h_f=\frac{p_1-p_2}{\rho}=\frac{\Delta p}{\rho}$

倾斜管：$z_1\neq z_2$　　$h_f=\left(\frac{p_1}{\rho}+z_1 g\right)-\left(\frac{p_2}{\rho}+z_2 g\right)$



$u_1=u_2=u$

无论管路是否倾斜，流动阻力损失均表现为势能的减少，只是对于水平管路，阻力损失恰好等于两截面的静压能之差。

对图中流体微元圆柱体进行水平方向受力分析，并将阻力损失表示为动能的倍数，推得阻力计算通式：

$$\boxed{h_f=\lambda\frac{l}{d}\frac{u^2}{2}}$$

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

摩擦系数

阻力损失

注：

※直管阻力损失与固体表面间的摩擦损失有区别。固体摩擦仅发生在接触的外表面，而直管阻力损失发生在流体内部，紧贴管壁的流体层与管壁之间并没有相对运动。

※阻力损失表现为流体势能的降低

层流时直管阻力损失

哈根-泊谡叶(Hagen-Poiseuille)方程式

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

压力损失Δp与流速的一次方成正比

对照通式，层流时的摩擦阻力损失可写成：

$$\boxed{h_f = (\frac{64}{Re})(\frac{l}{d})(\frac{u^2}{2})}$$

①物性因素 ρ， μ
②设备因素 d， l， ε
③操作因素 u

层流流动时摩擦系数

$$\lambda = \left(\frac{64\mu}{du\rho}\right) = \frac{64}{Re} \qquad \lambda = \psi(Re)$$

顾丽莉

湍流时直管阻力损失

管壁粗糙度 （绝对粗糙度 和 相对粗糙度） p32Tab. 1-1

光滑管：玻璃管、铜管、铅管及塑料管

粗糙管：钢管和铸铁管

实际上，光滑管往往经过使用，会变成粗糙管。

流体流过粗糙管壁的情况

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

$\delta \backsim \varepsilon$，$\lambda$ 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

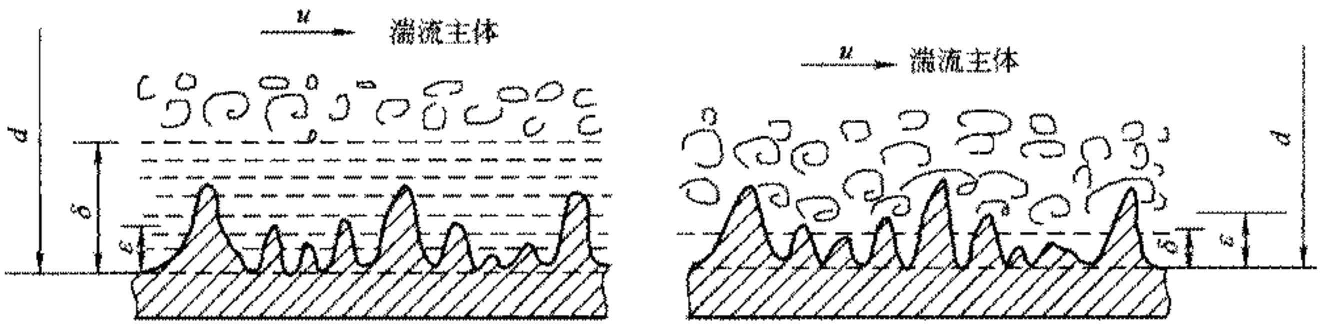
同一根管子，可以既是光滑管，又是粗糙管

顾丽莉

湍流时直管阻力损失

湍流流动条件下

水力光滑管：如果层流底层的厚度 δ 大于壁面的绝对粗糙度 ε ，即 δ ＞ ε ，流体如同流过光滑管壁（ ε =0）



(a) $\delta>\varepsilon$　　(b) $\delta<\varepsilon$

随着Re↑，湍流区域扩大，层流底层变薄。

若**δ<ε**，管壁粗糙表面较高的凸点伸入湍流主体，阻碍流动，产生漩涡，增大摩擦阻力。

Re越大，层流底层越薄，壁上更小的凸点伸入湍流主体

完全粗糙管：当Re增大到一定程度，层流底层很薄，壁面凸点全部伸入湍流主体中，达到完全湍流。

湍流时直管阻力损失--量纲分析法

实验研究方法：

基本要求：由小见大，由此及彼

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

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

若按每个变量做五个点，则实验工作量惊人(5^6次)

② 无因次化——减少工作量

因次——就是量纲

因次论的基本依据：物理方程的因次一致性

选 d, u, ρ 为基本变量，将h_f，l，μ，ε 无因次化

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

③ 实验并数据处理

因$h_f \propto l$，习惯用$u^2/2$表示速度头，则

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

记摩擦系数

$$\lambda=\varphi\left(\mathrm{Re},\frac{\varepsilon}{d}\right)$$

湍流时直管阻力损失－因次分析

- 量纲分析的基础：量纲的一致性，即每一个物理方程式的两边不仅数值相等，而且量纲也必须相等。
- 量纲分析的π定理：设该现象所涉及的物理量数为n个，这些物理量的基本量纲数为m个，则该物理现象可用N＝(n-m)个独立的量纲为一的量之间的关系式表示。

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

$$\Delta p = K d^a l^b u^c \rho^d \mu^e \varepsilon^f$$

$\dim p = MT^{-2}L^{-1}$	$\dim \varepsilon = L$
$\dim d = L$	$\dim \rho = ML^{-3}$
$\dim l = L$	$\dim \mu = MT^{-1}L^{-1}$
$\dim u = LT^{-1}$	

M、T、L 为3个基本量纲。根据π定理，量纲为一的量有4个

湍流时直管阻力损失－因次分析

$$\Delta p = K d^a l^b u^c \rho^d \mu^e \varepsilon^f$$

$$ML^{-1}T^{-2} = L^a L^b (LT^{-1})^c (ML^{-3})^d (ML^{-1}T^{-1})^e L^f$$

$$ML^{-1}T^{-2} = M^{d+e} L^{a+b+c-3d-e+f} T^{-c-e}$$

对于M： $d+e=1$

对于L： $a+b+c-3d-e+f=-1$

对于T： $-c-e=-2$

用b、e、f表达a、c、d，得
$$\begin{cases} a=-b-e-f \\ c=2-e \\ d=1-e \end{cases}$$

$$\Delta p = K d^{-b-e-f} l^b u^{2-e} \rho^{1-e} \mu^e \varepsilon^f$$

$$\frac{\Delta p}{\rho u^2} = K\left(\frac{l}{d}\right)^b \left(\frac{du\rho}{\mu}\right)^{-e} \left(\frac{\varepsilon}{d}\right)^f$$

湍流时直管阻力损失－因次分析

4个量纲为一的量之间的关系式

雷诺数：惯性力与黏性力之比，
反映流体的流动状态和湍动程度

欧拉数：压力降
与惯性力之比

$$\frac{\Delta p}{\rho u^2} = K\left(\frac{l}{d}\right)^b\left(\frac{du\rho}{\mu}\right)^{-e}\left(\frac{\varepsilon}{d}\right)^f$$

$$\mathbf{Re} = \frac{\rho u^2}{\mu \frac{u}{d}}$$

根据实验得知，△*p*与*l*成正比，*b*=1

$$h_f = \frac{\Delta p}{\rho} = \Psi(\mathrm{Re}, \frac{\varepsilon}{d})(\frac{l}{d})(\frac{u^2}{2})$$

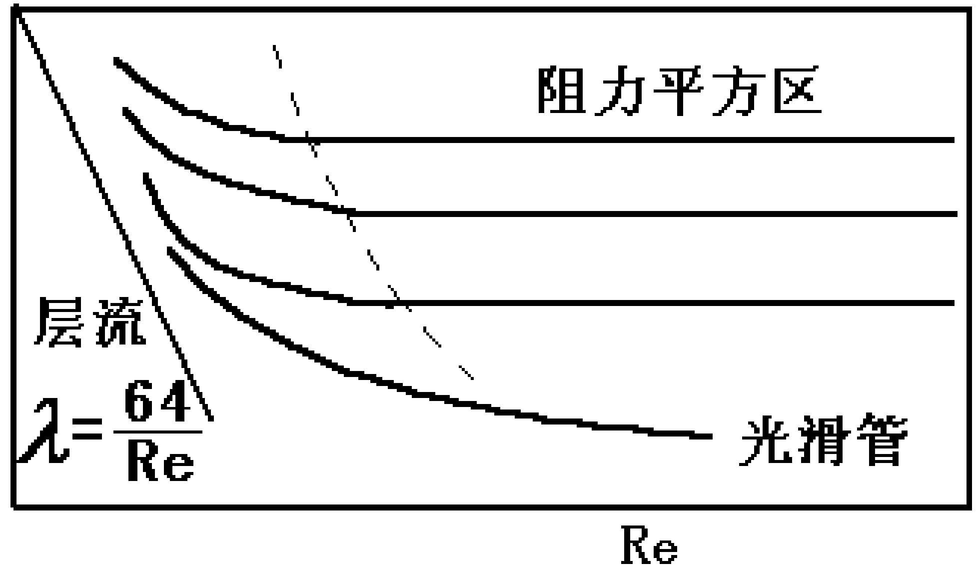
λ

λ与*Re*及ε/d的函数关系需由实验确定

顾丽莉

Moody

λ



①Re≤2000的层流区，可推导出：$\lambda=64/Re$；阻力损失与速度的一次方成正比。

②2000≤Re≤4000过度区内，管内流型因环境而异，工程上按湍流计；

③Re>4000时，为湍流区，λ随Re的增大而减少。

④完全湍流区：Re足够大后，λ不再随Re而变，其值仅取决于相对粗糙度，阻力损失与速度的平方成正比，此区称为完全湍流区或阻力平方区。ε/d ↑→ λ↑→达到阻力平方区的Re↓

λ与Re及ε/*d* 的关联式

层流区：λ=64/Re

布拉修斯（Blasius)关联式： 光滑管，$2.5\times10^3<Re<10^5$

$$\lambda = \frac{0.3164}{\mathrm{Re}^{0.25}}$$

$$\boxed{h_f \propto u^{1.75}}$$

湍流区的光滑管、粗糙管，直到完全湍流区

完全湍流区：λ只是ε/*d*的函数，不随Re变化。

顾丽莉

非圆形管内湍流的阻力损失

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 $h_f = \lambda \dfrac{l}{d_e}\dfrac{u^2}{2}$ 和 $\mathrm{Re} = \dfrac{d_e u \rho}{\mu}$

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

套管的环隙：外管内径d_2，内管外径d_1

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

边长分别为a与b的矩形管

$$d_e = \frac{4ab}{2(a+b)} = \frac{2ab}{(a+b)}$$

非圆形管内的层流：

$$\lambda = \frac{c}{\mathrm{Re}}$$

c根据非圆形管截面形状而定

例1-13

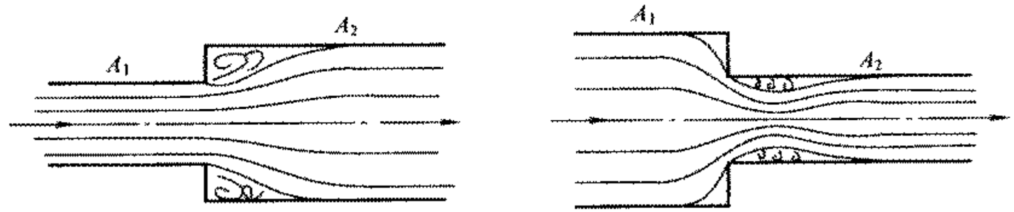
- 流体流经截面的面积虽然相等，但因形状不同，湿润周边长度不等。

- 湿润周边长度越短，当量直径越大。

- 摩擦损失随当量直径加大而减小。

- 当其他条件相同时，方形管路比矩形管路摩擦损失少，而圆形管路又比方形管路摩擦损失少。

- 从减少摩擦损失的观点看，圆形截面是最佳的。



(a) 突然扩大　　(b) 突然缩小

局部阻力损失

两种估算方法

$$\boxed{h_f = \zeta \frac{u^2}{2}} \qquad \boxed{h_f = \lambda \frac{l_e}{d}\frac{u^2}{2}}$$

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　$J/N=m$

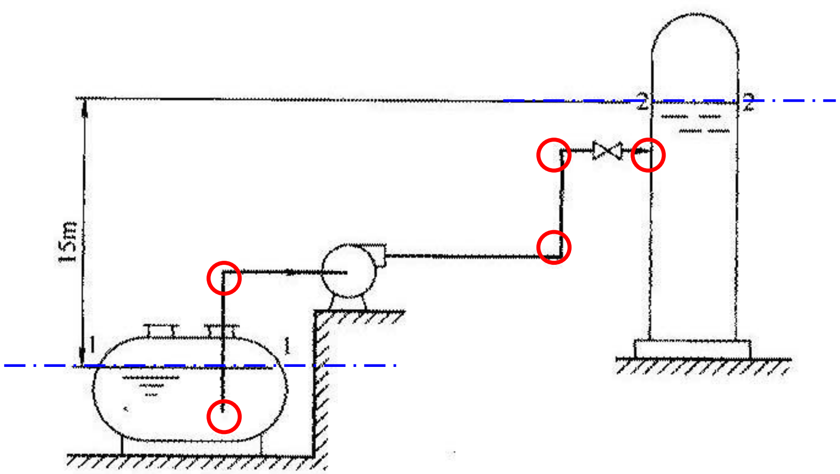
注：突然扩大—边界层脱体，产生旋涡。
突然缩小—产生的阻力主要还在于突然扩大。

※上两式中的u取小管截面的平均速度。实际应用时，长距离输送以直管阻力为主；车间管路则往往以局部阻力为主。

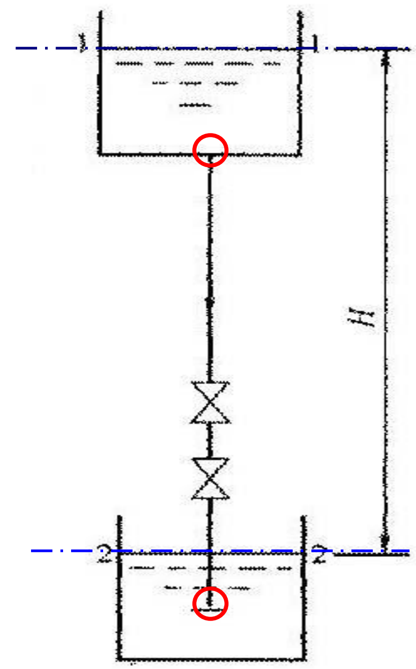
※ ξ 乘以50可以换算为l_e/d

阻力计算举例

例1-14



例1-15

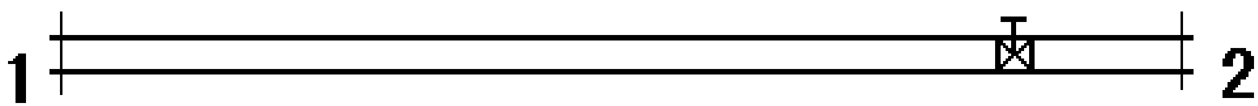


阻力损失举例

工程计算(一)水平管输油

在250kPa的压差下输送ρ=800kg/m³, μ=0.1Pa•s的油品，管长$l+l_e$=10km, 管内径d=300mm。求流量为多少m³/s?

解：画简图，从1至2排机械能守恒式



$$\frac{p_1}{\rho}+\frac{u^2}{2}=\frac{p_2}{\rho}+\frac{u^2}{2}+\lambda\frac{l+l_e}{d}\frac{u^2}{2}$$

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

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

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

原设成立，计算有效

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

顾丽莉