

第三章 热力学第一定律及其应用

第一节 闭系非流动过程的能量平衡

第二节 开系流动过程的能量平衡

第三节 稳流过程的能量平衡

第四节 气体压缩过程



热力学第一定律：能量转化与守恒原理

- 体系：指热力学研究的对象。
- 环境：体系外的部分。

能量分为两大类：

- (1) 是体系蓄积的能量，如动能、势能和内能，它们都是体系**状态函数**。
- (2) 是过程中体系和环境传递的能量，常见的有功和热量，它们不是状态函数，而与过程有关，是**过程函数**。热量是因为温度差别引起的能量传递，而做功是由势差引起的能量传递。因此，热和功是两种本质不同且与过程传递方式有关的能量形式。

- 体系**
 - 孤立体系：体系与环境之间没有物质和能量交换。
 - 封闭体系：体系与环境之间没有物质，有能量交换。
 - 敞开体系：体系与环境之间有物质和能量交换。

体系**吸热**为**正值**，**放热**为**负值**；
体系对环境**作功**为**正值**，**得功**为**负值**。

§ 3—1、闭系非流动过程的能量平衡

体系能量的变化=体系与环境交换的净能量。

即：
$$(\text{能})_{\text{入}} - (\text{能})_{\text{出}} = (\text{能})_{\text{存}}$$

封闭体系非流动过程的热力学第一定律：

$$\Delta U = Q - W$$

§ 3—2、开系流动过程的能量平衡

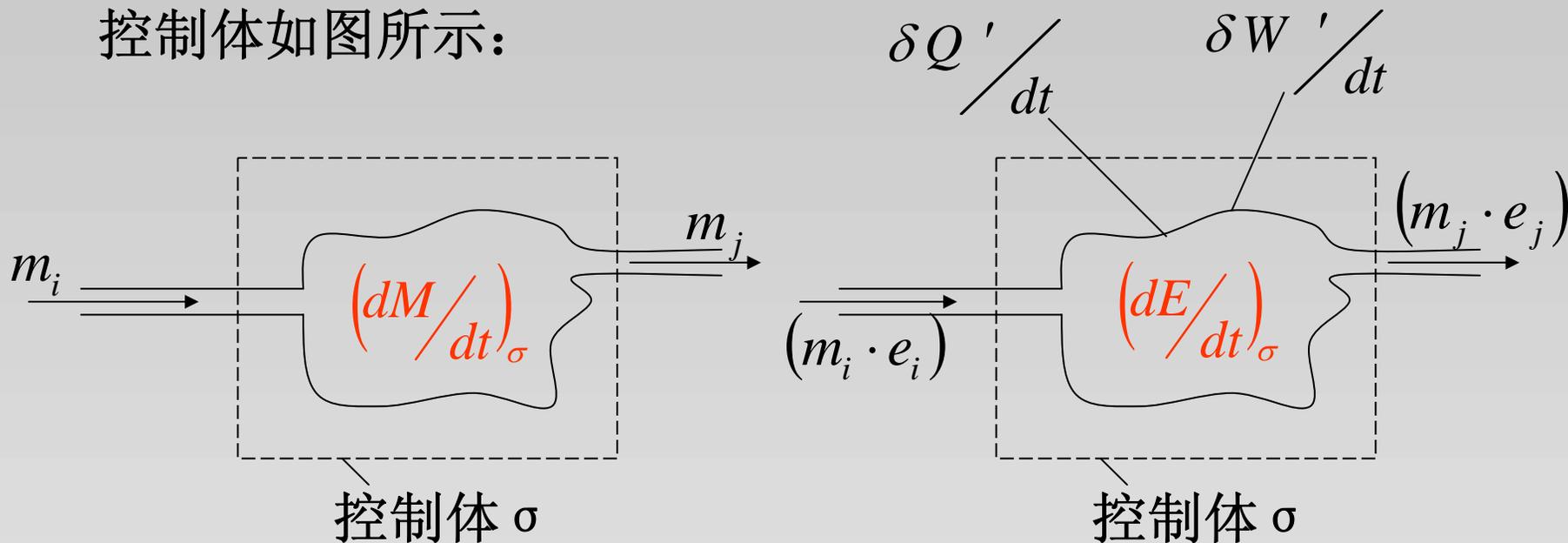
- 开系的特点：
- ① 体系与环境有物质的交换。
 - ② 除有热功交换外，还包括物流输入和输出携带能量。

- 开系的划分：
- 可以是化工生产中的一台或几台设备。
 - 可以是一个过程或几个过程。
 - 可以是一个化工厂。

把划定的开放体系那部分称为控制体，用 σ 表示。

开放体系热力学第一定律:

控制体如图所示:



(a) 质量平衡

(b) 能量平衡

图3—1 开系的平衡

单位质量流体携带的能量 e 为：
$$e = U + gz + \frac{1}{2}u^2$$

z ——位高

g ——重力加速度

u ——流体的平均流速

控制体中能量变化：

$$\frac{dE}{dt} = \frac{\partial Q'}{\partial t} - \frac{\partial W'}{\partial t} + \sum_i m_i e_i - \sum_j m_j e_j$$

两端对时间积分得：

$$\Delta E = Q' - W' + \sum_i \int_{t_1}^{t_2} e_i m_i dt - \sum_j \int_{t_1}^{t_2} e_j m_j dt$$

Q' 和 W' 分别为 Δt 内开系与外界交换的热和功

$$\text{又 } W' = W'_f + W'_s$$

W'_f ——流动功

$$W'_f = \sum_j \int_{t_1}^{t_2} P_j v_j m_j dt - \sum_i \int_{t_1}^{t_2} P_i v_i m_i dt$$

W'_s ——机械设备交换的功，也叫轴功。

$$\Delta E = Q' - W'_s + \sum_i \int_{t_1}^{t_2} (e_i + P_i v_i) m_i dt - \sum_j \int_{t_1}^{t_2} (e_j + P_j v_j) m_j dt$$

$$\because e = U + gz + \frac{1}{2}u^2 \quad \because h = U + pv$$

再将 $e + pv = U + pv + gz + \frac{1}{2}u^2$ 代入，得：

$$\begin{aligned} \Delta E = Q' - W'_s + \sum_i \int_{t_1}^{t_2} (h_i + gz_i + \frac{1}{2}u_i^2) m_i dt \\ - \sum_j \int_{t_1}^{t_2} (h_j + gz_j + \frac{1}{2}u_j^2) m_j dt \end{aligned}$$

将 $\Delta t \rightarrow 0$ 时，上式变成：

$$\frac{dE}{dt} = \frac{\delta Q'}{dt} - \frac{\delta W'_s}{dt} + \sum_i m_i \left(h_i + gz_i + \frac{1}{2} u_i^2 \right) - \sum_j m_j \left(h_j + gz_j + \frac{1}{2} u_j^2 \right)$$

此式是开系通用的能量平衡方程

§ 3-3、 稳流过程的能量平衡

稳流过程 {
 状态是稳定的
 流动是稳定的

一、 开系稳流过程的能量平衡式

所有质量和能量的流速均为常量。开系内没有质量和能量积累的现象。

$$\begin{aligned}\frac{dE}{dt} &= 0 \\ &= Q - W_s + \left(\sum_i m_i h_i - \sum_j m_j h_j \right) + \left(\sum_i m_i g z_i - \sum_j m_j g z_j \right) \\ &\quad + \left(\sum_i \frac{1}{2} m_i u_i^2 - \sum_j \frac{1}{2} m_j u_j^2 \right)\end{aligned}$$

$$\therefore Q - W_s = \Delta H + \Delta E_p + \Delta E_K$$

如图为一稳定流动过程：

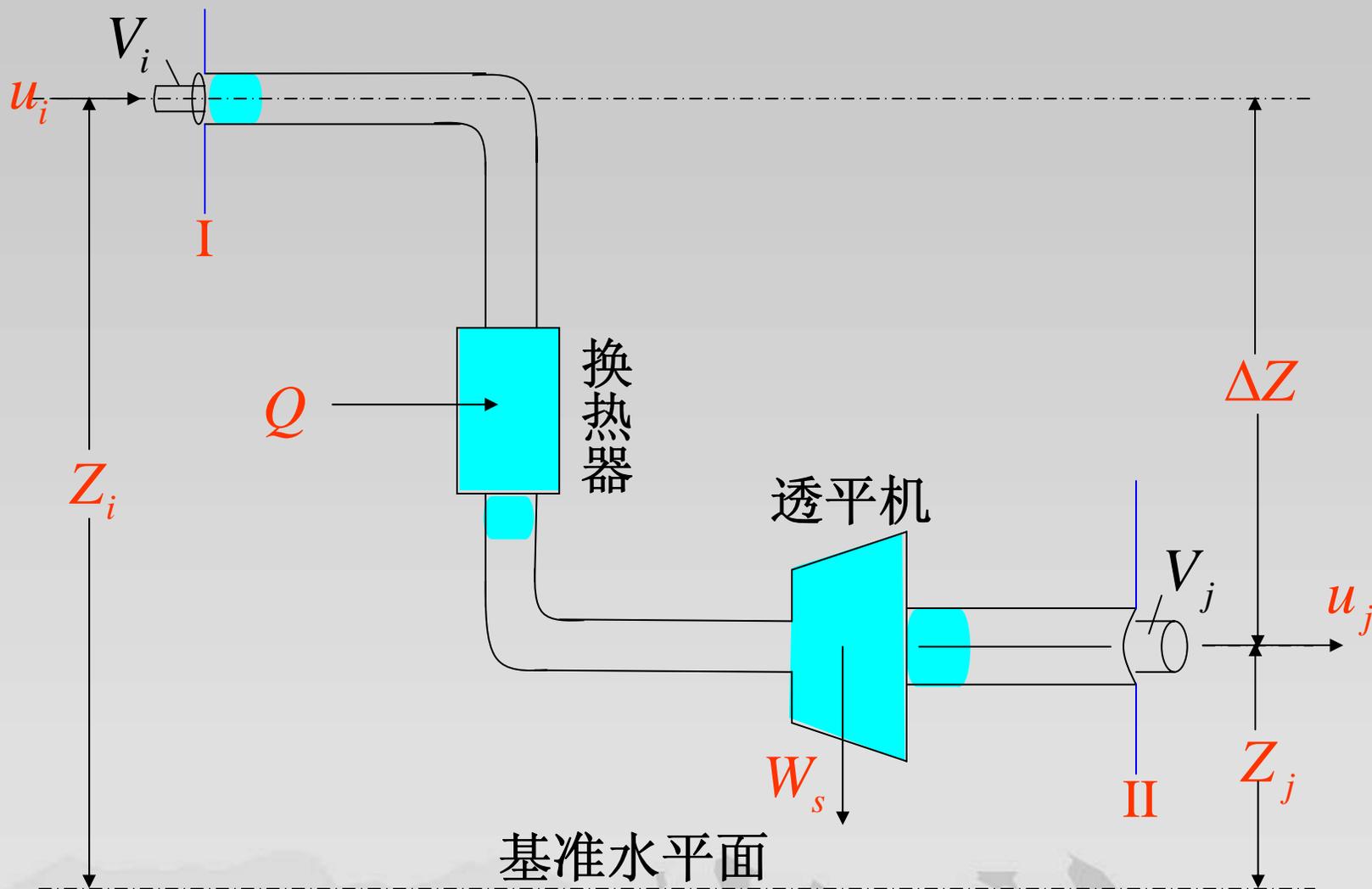


图 3—2 稳定流动过程

当只有一股物料流入和流出： $m_i = m_j = m$

则上式：
$$\Delta H = m(h_j - h_i) = m\Delta h$$

$$\Delta E_p = mg(z_j - z_i) = mg\Delta z$$

$$\Delta E_k = \frac{1}{2}m(u_j^2 - u_i^2) = \frac{1}{2}m\Delta u^2$$

则：
$$m\Delta h + mg\Delta z + \frac{1}{2}m\Delta u^2 = Q - W_s$$

对于单位质量流体：
$$\Delta h + g\Delta z + \frac{1}{2}\Delta u^2 = q - w_s$$

上两式为**开系稳流过程的能量平衡式**或称为开系稳流过程热力学第一定律数学表达式。

例 3—1 用功率为 2.0kW 的泵将 95°C 的热水从贮水罐送到换热器。热水的流量为 $3.5\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$ 。在换热器中以 $698\text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}$ 的速率将热水冷却后送入比第一贮水罐高 15m 的第二贮水罐中，求第二贮水罐的水温。

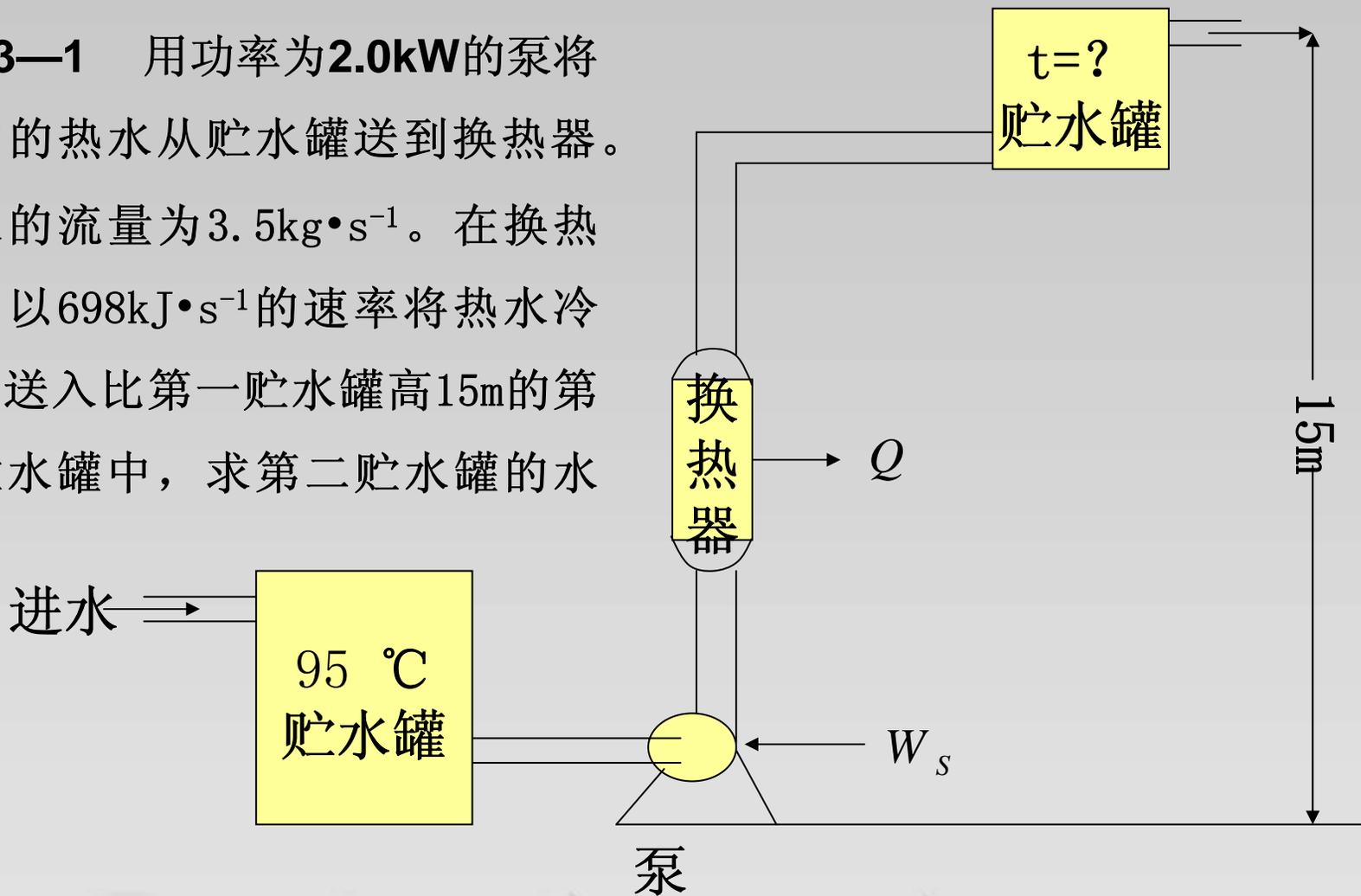


图 3—3 例3—1稳流过程示意图

【解】 以1kg水为计算基准

$$\text{输入的功 } w_s = \frac{(-2.0) \times 1000}{3.5}$$

$$= -571.4 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$= -0.5714 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$\text{放出的热 } q = \frac{-698}{3.5} = -199.4 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

位能的变化

$$g\Delta z = 9.81 \times 15 = 147.2 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$= 0.1472 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

可以忽略此过程动能的变化，即

$$\frac{1}{2}\Delta u^2 \approx 0$$

根据稳流过程能量平衡式（3—17），

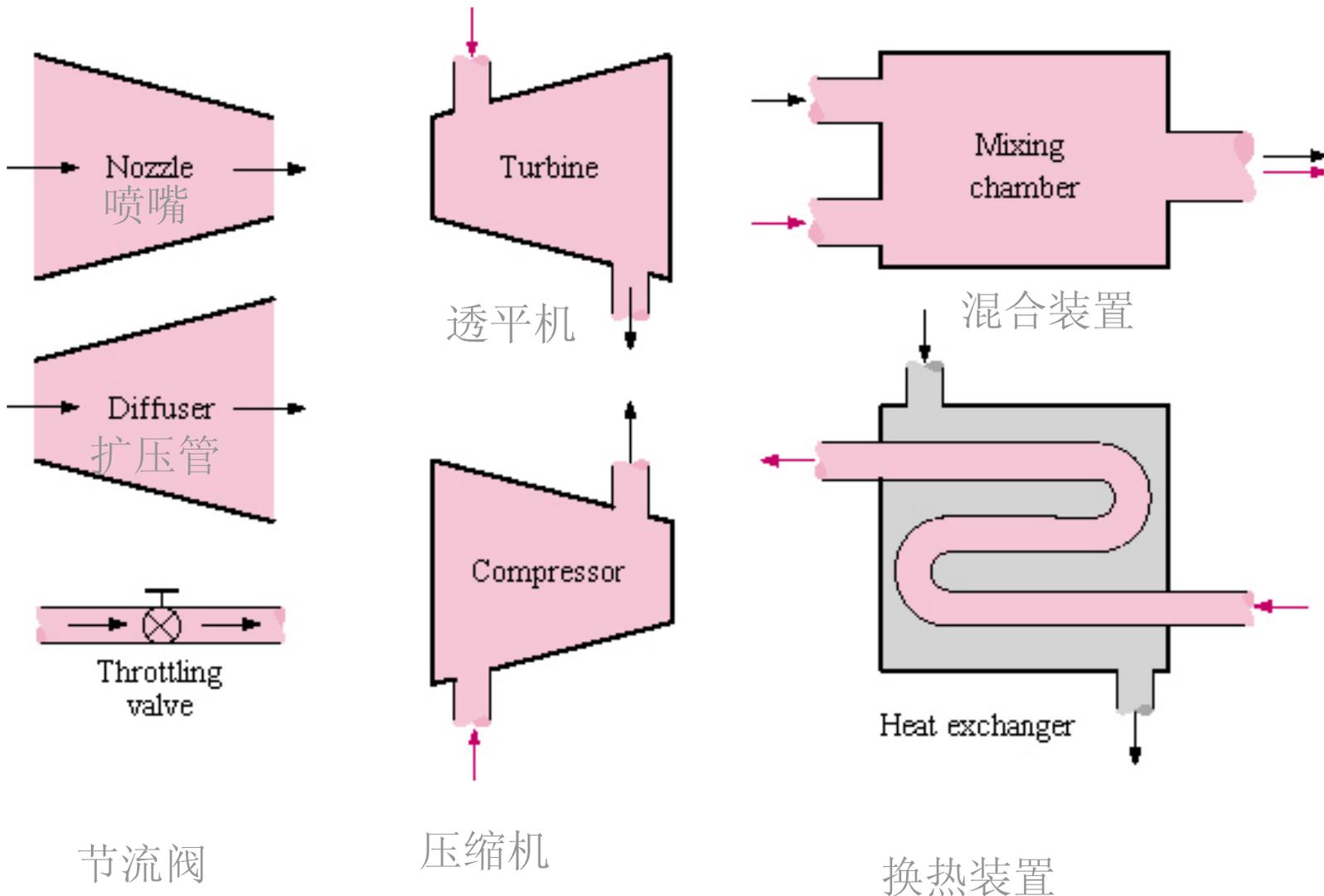
$$\begin{aligned}\Delta h &= q - w_s - g\Delta z - \frac{1}{2}\Delta u^2 \\ &= -199.4 - (-0.5714) - 0.1472 \\ &\approx -199.0 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}\end{aligned}$$

由附表3（水蒸汽表）查得95℃饱和水的焓 $h_1 = 397.96 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$

故有 $h_2 = h_1 + \Delta h = 397.96 - 199.0 = 198.96 \approx 199.0 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$

根据 h_2 再查附表3，得 $t_2 = 47.51^\circ\text{C}$

一些常见的属于稳流体系的装置



二、稳流过程能量平衡方程式的简化形式及其应用

1、机械能平衡方程式（柏努力方程）：

流体：不可压缩、无粘性理想流体，无热、无轴功的交换

$$q=0 \quad w_s=0$$

$$\Delta U = 0$$

$$\Delta H = \Delta U + \Delta(pv) = \Delta(pv)$$

不可压缩流体 v 不变, $\Delta(pv) = v\Delta p = \frac{\Delta p}{\rho}$

方程 $\Delta h + g\Delta z + \frac{1}{2}\Delta u^2 = q - w_s$ 变成:

$$\frac{1}{2}\Delta u^2 + g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} = 0$$

这就是著名的柏努力方程。

适用条件: 不可压缩, 无粘性流体的稳态流动。

2、绝热稳定流动方程式

流体：可压缩，与外界无热、无轴功交换。

$$\Delta h + \frac{1}{2} \Delta u^2 = 0 \quad \text{——绝热稳定流动方程式}$$

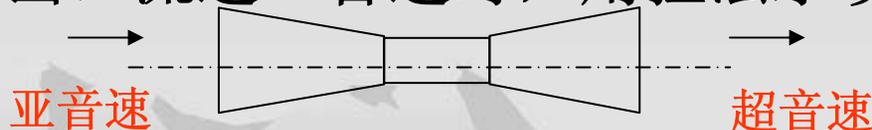
(1)、喷管与扩压管

喷管：流体通过时压力沿着流动方向降低，而流速加快的部件称为喷嘴。

当出口流速 < 音速时，可用渐缩喷管：



当入口流速 < 音速，当出口流速 > 音速时，用拉法尔喷管：



扩压管：在流动方向上流速降低、压力增大的装置称为扩压管。



喷嘴与扩压管

$$\Delta h + \frac{\Delta u^2}{2} + g\Delta z = q - w_s$$

是否存在轴功?

否

是否和环境交换热量?

通常可以忽略

位能是否变化?

否

$$\Delta h + \frac{1}{2} \Delta u^2 = 0$$

根据此式可计算流体终温、质量流速、出口截面积等，

因此它是喷管和扩压管的设计依据。

质量流率

$$\dot{m} = \frac{u_1 A_1}{V_1} = \frac{u_2 A_2}{V_2}$$

(2)、节流

使流体通过阀门或孔板，截面突然缩小，摩擦损失较大。

$$\Delta h = 0, h_1 = h_2$$

即流体通过阀门或孔板的节流过程为等焓流动。

节流膨胀后往往会使流体的温度下降。理想气体通过节流阀温度不变。

节流阀

$$\Delta h + \frac{\Delta u^2}{2} + g\Delta z = q - w_s$$

$$\Delta h = 0, h_1 = h_2$$

是否存在轴功?

否

是否和环境交换热量?

通常可以忽略

位能是否变化?

否

动能是否变化?

通常可以忽略

3、与外界有大量热、轴功交换的稳流过程。

$$\Delta H = Q - W_s \quad \text{或} \quad \Delta h = q - w_s$$

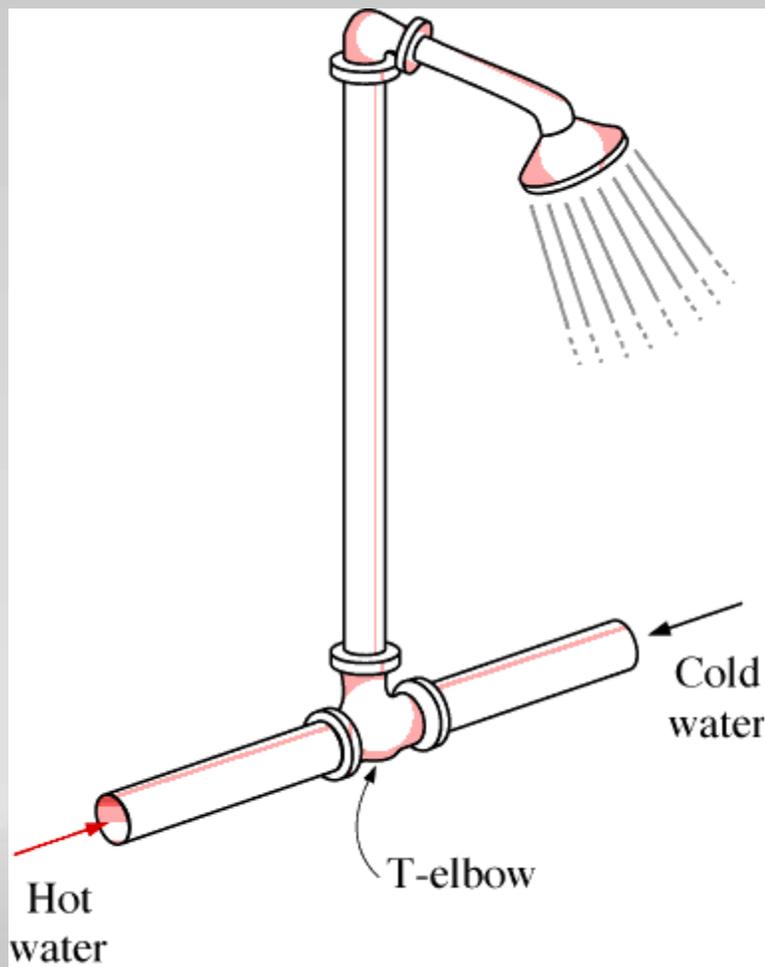
(1)、有大量热、无轴功交换, $W_s = 0$ 如: 换热设备

$$\Delta H = Q, \Delta h = q$$

(2)无热交换 (绝热) $Q = 0$ 如: 透平机和压缩机

$$\Delta H = -W_s \quad \text{或} \quad \Delta h = -w_s$$

混合设备



混合两种或多种流体
是很常见。



混合设备

$$\Delta h + \frac{\Delta u^2}{2} + g\Delta z = q - w_s$$

$$\Delta h = 0$$

是否存在轴功?

否

是否和环境交换热量?

通常可以忽略

位能是否变化?

否

动能是否变化?

否

例 3—2 丙烷气体在2MPa、400K时稳流经过某节流装置后减压至0.1MPa。试求丙烷节流后的温度与节流过程的熵变。

[解] 对于等焓过程，式（2—87）可写成

$$\Delta H = C_P^*(T_2 - T_1) + H_2^R - H_1^R = 0$$

已知终压为**0.1MPa**，假定此状态下丙烷为理想气体，

即 $H_2^R = 0$ ，由上式可给出

$$T_2 = \frac{H_1^R}{C_{pmh}^*} + T_1 \quad (\text{A})$$

查附表1，得丙烷 $T_C = 369.8K$, $P_C = 4.25MPa$, $\omega = 0.152$,

由此求出

初态 $T_{r1} = \frac{400}{369.8} = 1.0817$

$$P_{r1} = \frac{2.0}{4.25} = 0.4706$$

根据 T_{r1} 、 P_{r1} 之值按图**2—10**判断拟用普遍化第二维里系数进行关联。由式（2—24a）、式（2—85）、式（2—24b）和式（2—86）可得

$$B^0 = -0.289 \quad \frac{dB^0}{dT_r} = 0.550$$

$$B^1 = 0.015 \quad \frac{dB^1}{dT_r} = 0.480$$

用式（**2—83**）可得

$$H_1^R / RT_C = -0.452$$

$$H_1^R = (8.314)(369.8)(-0.452) = -1390 J \cdot mol^{-1}$$

$$C_p^* / R = 1.213 + 28.785 \times 10^{-3} T - 8.824 \times 10^{-6} T^2$$

现在假设式A中的 C_{pmh}^* 值等于初温**400K**下的 C_p^* 之值。

将**T=400K**, $R = 8.314 J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$ 代入上式, 则有:

$$C_{pmh}^* \approx 94.074 J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$$

由A式求得

$$T_2 = \frac{-1390}{94.074} + 400 = 385.2 K$$

显然, 近似估算结果, 节流过程温度变化较小。

现在, 可以用算术平均温度求出较为精确的 C_{pmh}^* 值,

$$T_{am} = \frac{400 + 385.2}{2} = 392.6 K$$

$$C_{pmh}^* = 92.734 J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$$

用式A重新计算 T_2 ，得：

$$T_2 = 385.0K$$

丙烷的熵变可以用式（2—88）求得，由于 $S_2^R = 0$ ，因而：

$$\Delta S = C_{pms}^* \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{P_2}{P_1} - S_1^R$$

因为温度变化很小，可以用

$$C_{pms}^* \approx C_{pmh}^* = 92.734 J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$$

然后用式（2—84）求得 S_1^R

$$S_1^R = -2.437 J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$$

$$\text{于是 } \Delta S = 92.734 \ln \frac{385.0}{400} - 8.314 \ln \frac{0.1}{2.0} - 2.437$$

$$= 23.80 J \cdot mol^{-1} K^{-1}$$

熵变为正值。对于绝热过程，环境没有熵变，因而孤立体系熵变也为正值，这表明节流过程是不可逆的。此例说明，第二章的普遍化关联法也可以应用于节流过程的计算。

例 3—3 300°C 、 4.5 MPa 乙烯气流在透平机中绝热膨胀到 0.2 MPa 。试求绝热、可逆膨胀（即等熵膨胀）过程产出的轴功。
(a) 用理想气体方程； (b) 用普遍化关联法，计算乙烯的热力学性质。

[解] 该过程乙烯的焓变和熵变可用式 (2—87) 和式 (2—88) 进行计算

$$\Delta H = C_{pmh}^* (T_2 - T_1) + H_2^R - H_1^R$$

$$\Delta S = C_{pmS}^* \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{P_2}{P_1} + S_2^R - S_1^R$$

式中 $P_1 = 4.5 \text{ MP}_a$, $P_2 = 0.2 \text{ MP}_a$

$$T_1 = 300 + 273.15 = 573.15 \text{ K}$$

(a) 假定乙烯是理想气体, 则

$$\Delta H = C_{pmh}^* (T_2 - T_1)$$

$$\Delta S = C_{pms}^* \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{P_2}{P_1}$$

对于等熵过程, $\Delta S = 0$, 后一式变成

$$\frac{C_{pms}^*}{R} \ln \frac{T_2}{T_1} = \ln \frac{P_2}{P_1} = \ln \frac{0.2}{4.5} = -3.1135$$

$$\ln T_2 = \frac{-3.1135}{C_{pms}^*/R} + \ln 573.15$$

因而

$$T_2 = \exp\left(\frac{-3.1135}{C_{pms}^*/R} + 6.3511\right) \quad (\text{A})$$

根据附表2可查到式 (2—72b) 中乙烯气体的有关数据 (其中 $D=0$) , 则得

$$\frac{C_{pms}^*}{R} = A + BT_{lm} + CT_{am}T_{lm}$$

$$A = 1.424$$

$$B = 14.394 \times 10^{-3}$$

$$C = -4.392 \times 10^{-6}$$

$$T_{am} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad T_{lm} = \frac{T_2 - T_1}{\ln(T_2/T_1)}$$

上述诸式中，仅 T_2 为未知数。用迭代法由式 (A) 和式 (B)

可先求出 T_2 ，先假定一初值 T_2 ，用式 (B) 求出 C_{pms}^*/R ，然后

用式 (A) 求出 T_2 。再将此新的 T_2 代入式 (B)，如此反复迭

代，直至收敛。其结果为

$$T_2 = 370.79 K$$

于是

$$W_{S(\text{等熵})} = -(\Delta H)_S = -C_{pmh}^* (T_2 - T_1)_S$$

根据式 (2—71b) , $D=0$, 则

$$\frac{C_{pmh}^*}{R} = A + BT_{am} + \frac{C}{3} (4T_{am}^2 - T_1 T_2)$$

$$T_{am} = \frac{537.15 + 370.79}{2} = 471.9K$$

$$\frac{C_{pmh}^*}{R} = 7.224$$

因而

$$W_{S(\text{等熵})} = -(7.224)(8.314)(370.79 - 573.15) = 12154J \cdot mol^{-1}$$

(b) 乙烯为真实气体

乙烯的 $T_c = 282.4K$ $P_c = 5.04MP_a$ $\omega = 0.085$

$$\text{初态} \quad T_{r1} = \frac{573.15}{282.4} = 2.032 \quad P_{r1} = \frac{45}{50.4} = 0.893$$

根据 T_{r1} 、 P_{r1} 按图2—10判断，拟用普遍化第二维里系数法进行关联。由式（2—24a）、式（2—85）、式（2—24b）和式（2—86），可求得

$$B_0 = -0.053 \quad \frac{dB_0}{dT_r} = 0.107$$

$$B^1 = -0.053 \quad \frac{dB^1}{dT_r} = 0.018$$

用式 (2—83) 和式 (2—84) 可求得

$$\frac{H_1^R}{RT_c} = -0.234 \qquad \frac{S_1^R}{R} = -0.097$$

$$H_1^R = (-0.234)(8.314)(282.4) = -550 J \cdot mol^{-1}$$

$$S_1^R = (-0.097)(8.314) = -0.806 J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$$

为了初步估算 S_2^R ，先假定 $T_2 = 370.79 K$ ，此值为 (a) 计算的结果，于是可求出 T_{r1} 和 P_{r1}

$$T_{r1} = \frac{370.79}{282.4} = 1.313 \qquad P_{r1} = \frac{0.2}{5.04} = 0.040$$

由式 (2—85) 和式 (2—86) 求得

$$\frac{dB_0}{dT_r} = 0.332 \qquad \frac{dB^1}{dT_r} = 0.175$$

再由式 (2—84) 求得

$$S_2^R = -0.115 J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$$

倘若膨胀过程是等熵的, 则有式 (2—88) 给出

$$0 = C_{pms}^* \ln \frac{T_2}{573.15} - 8.314 \ln \frac{0.2}{4.5} - 0.115 + 0.806$$

由此式可得

$$\ln \frac{T_2}{573.15} = \frac{-26.577}{C_{pms}^*}$$

$$\text{或 } T_2 = \exp\left(\frac{-26.577}{C_{pms}^*} + 6.3511\right)$$

与 (a) 法相同, 用迭代法求出 T_2 , 其结果为

$$T_2 = 365.79 \text{ K}$$

为了重新求出 S_2^R , 要使用下述数据

$$T_{r2} = 1.295$$

$$P_{r2} = 0.040$$

$$\frac{dB_0}{dT_r} = 0.345$$

$$\frac{dB^1}{dT_r} = 0.188$$

$$S_2^R = -0.120 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

此 S_2^R 与原先估算值相差甚小，不必重新求 T_2 。现在我们可以由上述结果求得 H_2^R ，因为

$$B_0 = -0.196 \qquad B_1 = -0.081$$

故由式 (2—83) 可求出

$$H_2^R = -62 J \cdot mol^{-1}$$

然后用式 (2—87) 可求得

$$(\Delta H)_S = C_{pmh}^* (365.79 - 573.15) - 62 + 550$$

C_{pmh}^* 的求法同 (a)，但此处 $T_{am} = 469.47 K$ 。最后我们得到

$$C_{pmh}^* = 59.842 J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1} \qquad (\Delta H)_S = -11920 J \cdot mol^{-1}$$

$$W_{S(\text{等熵})} = -(\Delta H)_S = 11920 J \cdot mol^{-1}$$

三、轴功

1、可逆轴功 $W_{S(R)}$ 的计算:

①、绝热可逆过程: $W_{S(R)} = -\Delta H$

②、对于静止的或流动的封闭体系

单位质量流体: $dh = Tds + vdp = \overset{\text{可逆}}{\delta q} + vdp$

当流体经产功或耗功装置时，可忽略动位能变化，则通用能量平衡方程写成：

可逆过程：
$$\Delta h = q_{(R)} - w_{s(R)}$$

$$\therefore q_R - w_{s(R)} = q_R + \int v dP$$

$$\therefore -w_{s(R)} = \int_{P_1}^{P_2} v dP \quad \text{或} \quad -W_{S(R)} = m \int_{P_1}^{P_2} v dP = \int_{P_1}^{P_2} V dP$$

用于液体时：

\therefore 不可压缩流体 $V = \text{常数}$

$$-w_{s(R)} = v\Delta P \quad -W_{S(R)} = V\Delta P$$

2、实际轴功的计算：

产功设备（透平）： $W_{S\text{实}} < W_{S(R)}$

$$\eta_m = \frac{W_{S(\text{实})}}{W_{S(R)}} < 1$$

η 的大小与机器制作水平有关。

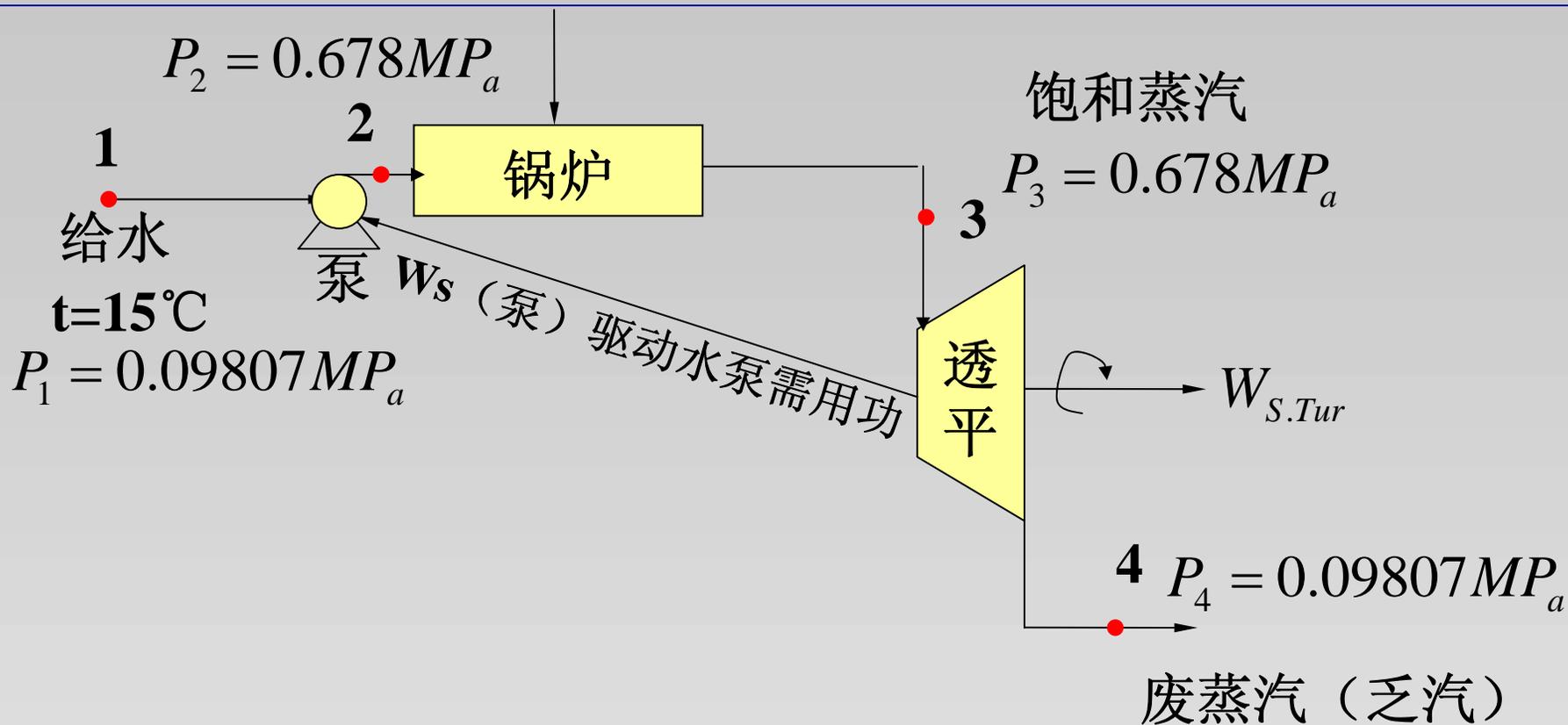
耗电设备：

$$|W_{S\text{实}}| > |W_{S(R)}| \quad \eta_m = \frac{W_{S(R)}}{W_{S(\text{实})}} < 1$$

例 3—4 某化工厂用蒸汽透平带动事故泵，动力装置流程如图 3—4 所示。水给水泵的压力为 0.09807MPa （绝），温度 15°C 。水被加压到 0.687MPa （绝）后进入锅炉，将水加热成饱和蒸汽。蒸汽由锅炉进入透平，并在透平中进行膨胀做功。排出的蒸汽（称乏汽）压力为 0.09807MPa 。蒸汽透平输出的功主要用于带动事故泵，有一小部分用于带动给水泵。若透平机和给水泵都是绝热、可逆操作的，问有百分之几的热能转化为功（即用于事故泵的功）？

[解] 计算基准取 1kg 水。

给水泵轴功可用式 (3—27) 进行计算



$$-w_{S(R)} = v\Delta P$$

查附表3 (水蒸汽表) 可知15°C水的饱和蒸汽压为1.7051kPa、比容为 $0.001 m^3 \cdot kg^{-1}$ 。因此

$$\Delta h = h_2 - h_1 = -w_{S(\text{泵})} = 0.589 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

倘若知道进入水泵时水的焓 h_1 ，则可从上式求出 h_2 ，即进入锅炉的液体水的焓。 15°C 饱和水的焓 $h_{\text{饱和水}}$ 可以从水蒸汽表中查到

$$h_{\text{饱和水}} = 62.99 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

h_1 与 $h_{\text{饱和水}}$ 的关系为

$$h_1 = h_{\text{饱和水}} + \int_{P_0}^{P_1} \left(\frac{\partial h}{\partial P} \right)_T dP \quad (\text{A})$$

式中 $P_0 = 1.705 \text{kPa}$, $P_1 = 98.01 \text{kPa}$

根据式 (2—48)，有

$$\left(\frac{\partial h}{\partial P}\right)_T = v - T\left(\frac{\partial v}{\partial T}\right)_P$$

用PVT数据进行积分计算表明，式（A）右边积分项之值很小，可以忽略。因此

$$h_1 \approx h_{\text{饱和水}} = 62.99 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$h_2 = 62.99 + 0.5890 = 63.58 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

锅炉出口为687kPa的饱和蒸汽，从水蒸气表中查得

$$h_3 = 2763 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$S_3 = 6.70 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

可根据式（3—23）对锅炉进行能量衡算

$$\Delta h = q - w_s$$

$$w_s = 0$$

$$q = \Delta h = h_3 - h_2 = 2763 - 63.58 = 2699 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

每kg水通过锅炉吸热**2699kJ**。

按题意透平机是在绝热、可逆条件下操作的，因此是等熵过程，

$$S_4 = S_3 = 6.70 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

已知 $P_4 = 0.09807 \text{MP}_a$ ，根据 S_4 和 P_4 之值从水蒸气的焓熵图

（**Mollier**图）可查得

$$h_4 = 2425 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

根据式 (3—23) 对透平机进行能量衡算

$$\Delta h = q - w_{S.Tur}$$

$$q = 0$$

$$w_{S.Tur} = -\Delta h = h_3 - h_4 = 2763 - 2425 = 338 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

其中有一部分轴功用于水泵，因而提供给事故泵的轴功为

$$w_S = 338 - 0.5890 = 337.4 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

w_S 与 q 之比，称热效率 η_T ，

$$\eta_T = \frac{w_S}{q} = \frac{337.4}{2699} = 0.1250 = 12.5\%$$

由此可见，只有12.5%的热转化为功，此功用于事故泵。

四、热量衡算

无轴功交换，只有热交换过程的 能量衡算称为**热衡算**

稳流过程的热量衡算的基本关系式：

$$\Delta h = q \quad J/kg \quad \Delta H = Q$$

热量衡算时应将生产过程中各种可能热效应考虑进去。

生产中的四种热效应：

- ① 显热——物流的温度变化

- ② 潜热——物流的相变化
- ③ 混合或溶解热效应——多股物流混合和溶解等
- ④ 反应热效应——化学反应产生

热量衡算方法：（四个选择）

➤ 选择控制体（体系）

➤ 选择物流量（物料基准）

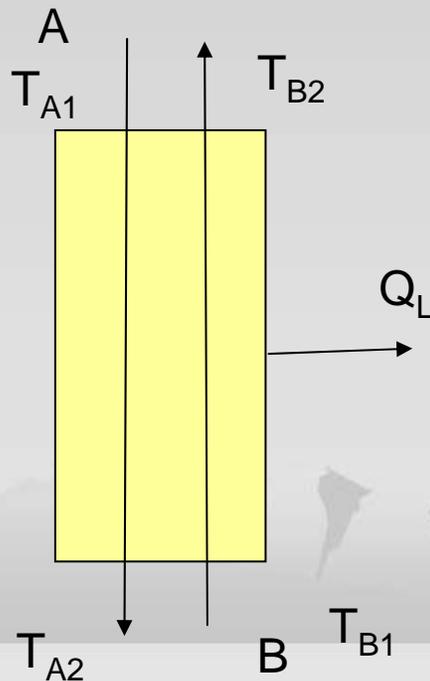
1) 单位质量(1000kg)、单位体积(Nm^3)、单位摩尔数(1mol或1kmol)的产品或原料为基准。

2) 单位时间的产品或原料为基准。 $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$, $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, $\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$

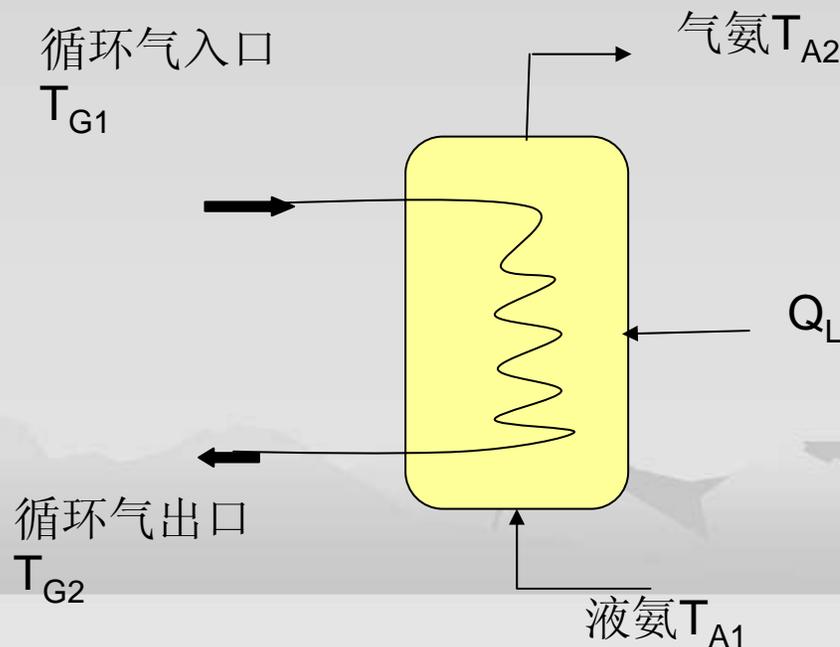
➤ 选择基准状态（基准温度）

➤ 选择初始态（设计途径）

- 例1 某换热器使热流体A从 T_{A1} 降到 T_{A2} ，冷流体B从 T_{B1} 升到 T_{B2} ，过程无相变和化学反应，压力也不变。热流体和冷流体的流量各为 m_A 和 m_B ，平均等压热容为 C_{Pmh}^A 、 C_{Pmh}^B ，求此换热器的热损失。



- 例2 合成氨系统的氨合成塔出口气体称循环气，要让其中的氨分离出来，需要对循环气进行冷凝，采用氨冷凝器完成此过程。循环气从蛇管内通过，其流量为 m_G ，温度从 T_{G1} 降到 T_{G2} ；蛇管外液氨汽化，其流量为 m_A ，温度从 T_{A1} 升到 T_{A2} 。由于液氨汽化的温度低于大气温度，因此大气有热量 Q_L 泄入氨冷凝器。求 Q_L 。



§ 3-4、气体压缩过程

常用于压缩气体的机械有：

- 压缩机（终压 $> 0.3 MP_a$ ，压缩比 > 4 ）
- 鼓风机（终压 $0.015 \sim 0.3 MP_a$ ，压缩比 < 4 ）
- 通风机（终压 $< 0.015 MP_a$ （表压））

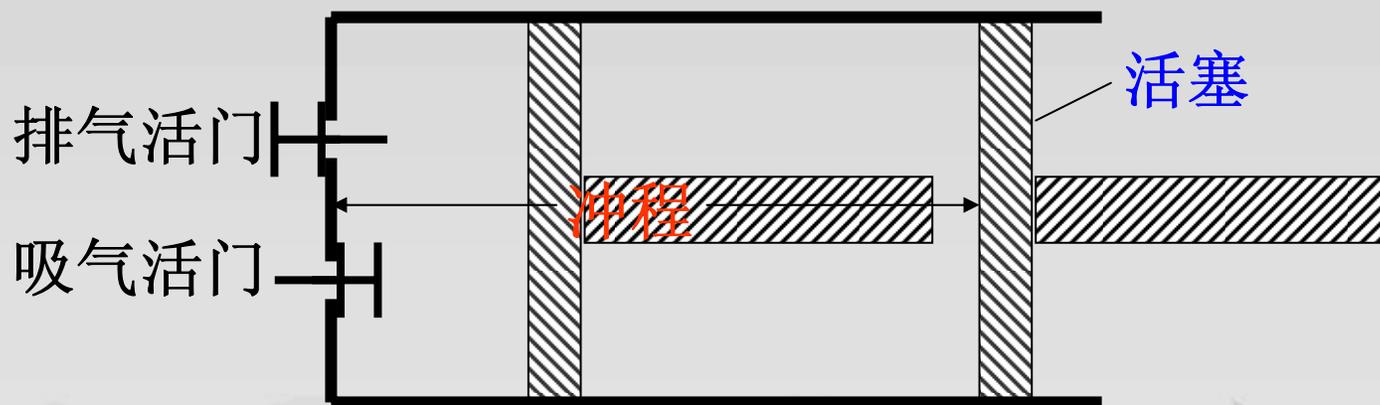
按运动机构，压缩机分

{	往复式
	叶轮式

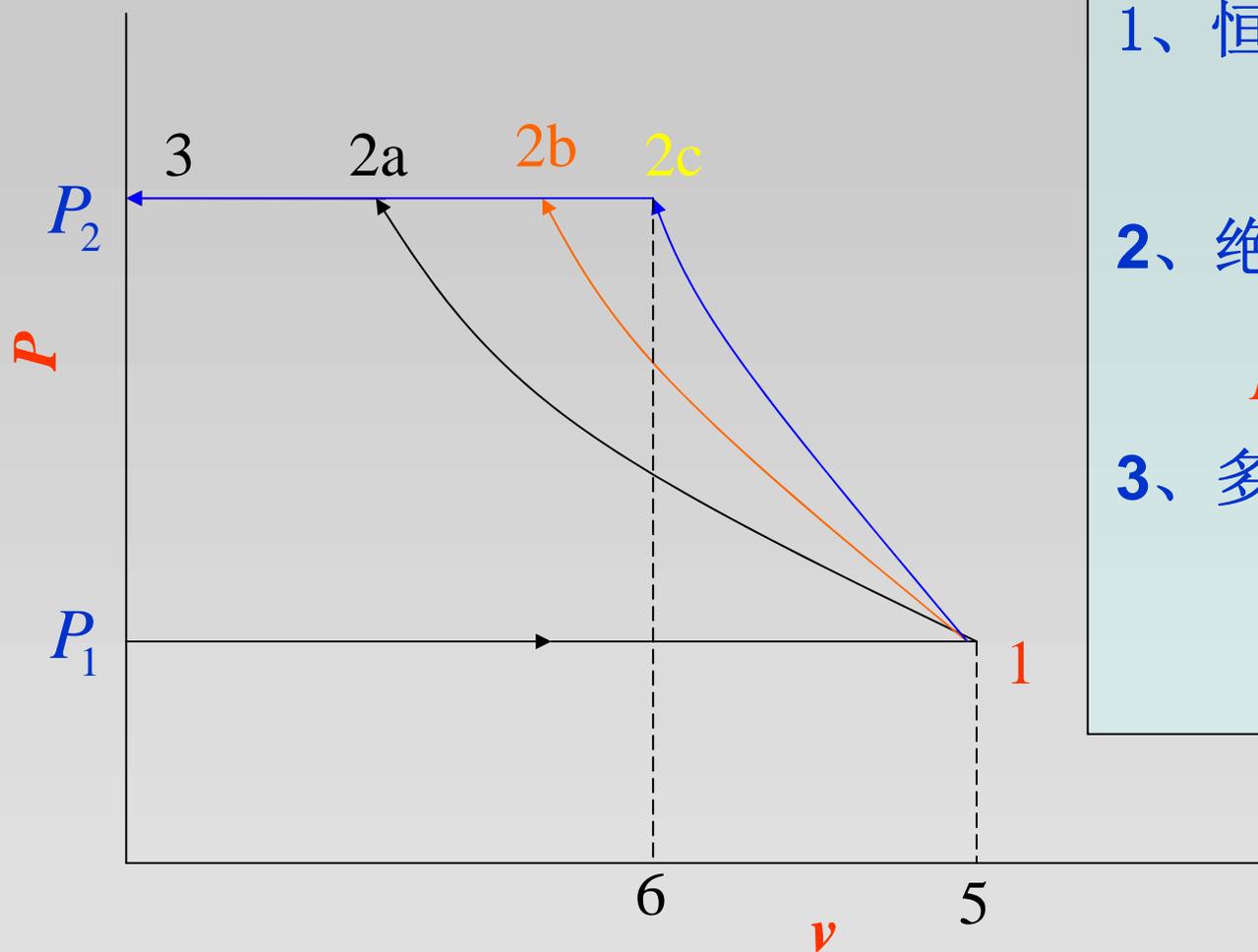
一、压缩过程热力学分析

理想压缩过程： 整个过程均为可逆，不存在任何摩擦损耗，输入的功完全用于压缩气体。

往复式压缩机压缩过程示意图：



冲程： 活塞从一端到另一端的行程距离称为冲程或行程



1、恒温压缩过程：

$$Q = W_{(S)}$$

2、绝热压缩过程：

$$PV^K = \text{常数}$$

3、多变压缩过程：

$$PV^m = \text{常数}$$

$$(1 < m < K)$$

图 3—10 往复式压缩机压缩过程示意图

就功的绝对值而言：等温过程压缩功最小，绝热压缩功最大，多变过程居中 ($1 < M < K$)

二、单级压缩机可逆轴功的计算：

1、等温压缩

理想气体： $\Delta H = 0, W_{S(R)} = Q$

$$W_{S(R)} = Q = - \int_{P_1}^{P_2} V dP = - \int_{P_1}^{P_2} \frac{nRT_1}{P} dP = -nRT_1 \ln \frac{P_2}{P_1}$$

2、绝热过程：

$$Q = 0$$

$$\Delta H = -W_{S(R)}$$

$$\because \Delta H = nC_P^*(T_2 - T_1) \quad T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}}$$

$$\Delta H = nC_P^* \left[T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - T_1 \right] = \frac{nC_P^* T_1 R}{R} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]$$

$$= \frac{C_P^*}{C_P^* - C_V^*} nRT_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]$$

$$\therefore \frac{C_P}{C_V} = K$$

$$\therefore \Delta H = \frac{K}{K-1} nRT_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right] = \frac{K}{K-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]$$

$$\therefore W_{S(R)} = -\frac{K}{K-1} nRT_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]$$

$$= -\frac{K}{K-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]$$

理想气体的 K 可取：

单原子气体： $K=1.667$

双原子气体： $K=1.40$

三原子气体： $K=1.333$

混合气体的绝热指数 K_m 可按下式计算：

$$\frac{1}{K_m - 1} = \sum_i \frac{y_i}{K_i - 1}$$

K_i ——混合气体中某组分的绝热指数

y_i ——混合气体中某组分的摩尔数

由公式可知： 气体压缩过程所耗的理论轴功决定于始温下绝热指数**K**和压缩比。

3、多变过程：

$$\begin{aligned}W_{S(R)} &= -\frac{m}{m-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right] \\ &= -\frac{m}{m-1} nRT_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right]\end{aligned}$$

4、真实气体压缩功的计算：

(1)、当 Z 变化不大时：

若压缩机进出口 Z 变化不大，可取平均值：

$$Z_m = \frac{(Z_{\text{进}} + Z_{\text{出}})}{2}, \text{ 然后将其看成常数。}$$

➤ 等温压缩：
$$-W_{S(R)} \approx Z_m nRT_1 \ln \frac{P_2}{P_1}$$

➤ 绝热压缩:
$$-W_{S(R)} \approx \frac{K}{K-1} Z_m nRT_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]$$

➤ 多变压缩:
$$-W_{S(R)} \approx \frac{m}{m-1} Z_m nRT_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right]$$

(2)、易液化气体

➤ 绝热过程:
$$-W_{S(R)} = \Delta H$$

➤ 多变过程:
$$-W_{S(R)} = \Delta H - Q$$

例 3—6 设空气的初态压力为**0.10814MPa**，温度为**15.6℃**，今将**1kg**空气压缩至 **$P_2 = 1.8424MP_a$** （绝压）。试比较可逆等温、绝热和多变压缩过程（ **$m=1.25$** ）的功耗和终点温度。

[解] 空气在压力较低时可视为理想气体。

(a) 等温压缩。 根据式 (3—30)，有

$$\begin{aligned}w_{S(R)} &= R'T \ln \frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{8.314}{29} \right) (273 + 15.6) \left(\ln \frac{1.8424}{0.10814} \right) \\ &= 234.6 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}\end{aligned}$$

式中 $R' = \frac{R}{M_{air}}$, $M_{air} = 29 \text{kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$ 。

(b) 绝热压缩。 从表3—1查得 $K=1.4$ ，根据式 (3—31a)，有

$$\begin{aligned}
 -W_{S(R)} &= \left(\frac{1.4}{1.4-1} \right) \left(\frac{8.314}{29} \right) (273+15.6) \left[\left(\frac{1.8424}{0.10814} \right)^{\frac{1.4}{1.4-1}} - 1 \right] \\
 &= \left(\frac{1.4}{0.4} \right) (0.2867) (288.6) (1.7631-1) \\
 &= 361.44 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}
 \end{aligned}$$

(c) 多变压缩。根据式 (3—33a)，有

$$\begin{aligned}
 -W_{S(R)} &= \left(\frac{1.25}{1.25-1} \right) (0.2867) (288.6) \left[\left(\frac{1.8424}{0.10814} \right)^{\frac{1.4}{1.4-1}} - 1 \right] \\
 &= \left(\frac{1.25}{0.25} \right) (0.2867) (288.6) (1.7631-1) = 315.7 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}
 \end{aligned}$$

压缩过程终点的温度为

绝热压缩:

$$\begin{aligned}T_2 &= T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} = 288.6 \left(\frac{1.8424}{0.10814} \right)^{\frac{1.4-1}{1.4}} \\ &= 648.79 K \\ &= 375.79^\circ C\end{aligned}$$

多变压缩:

$$\begin{aligned}T_2 &= T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} = 288.6 \left(\frac{1.8424}{0.10814} \right)^{\frac{1.25-1}{1.25}} \\ &= 508.83 K = 235.83^\circ C\end{aligned}$$

计算结果列表如下:

压缩过程	终温, $t^{\circ}\text{C}$	功耗, $-w_{S(R)}(\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1})$
等温	15.6	234.6
多变	235.83	315.7
绝热	375.79	361.44

从表中数据可见，在 $1 < m < K$ 的条件下，当压缩比一定时，等温压缩功最小，终温最低；绝热压缩功最大，终温最高；多变压缩功和终温介于两者之间。

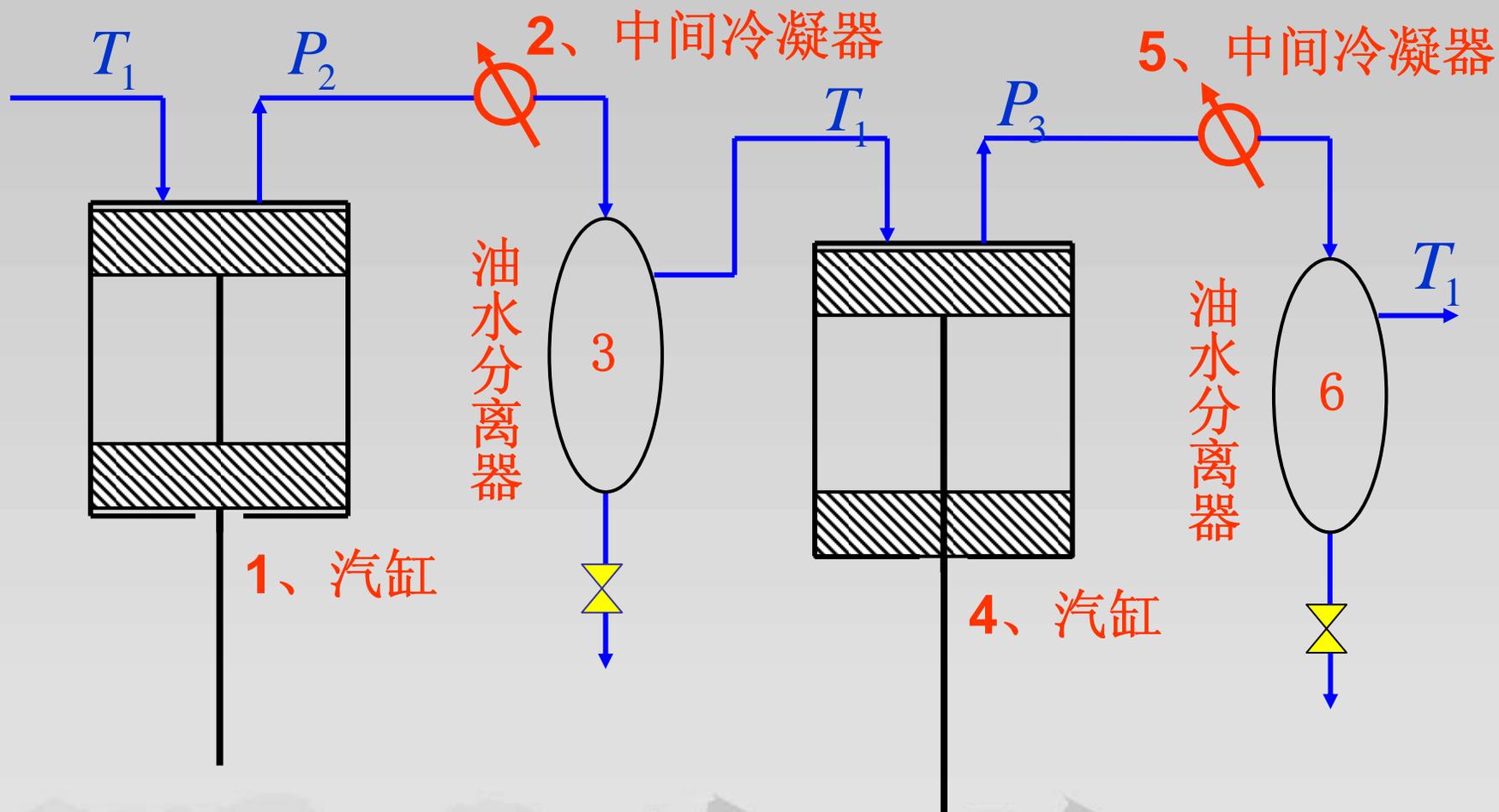
三、多级压缩功的计算

多级压缩可用适宜的压缩比，并且各级都设有中间冷凝器，使之更趋近于等温压缩。

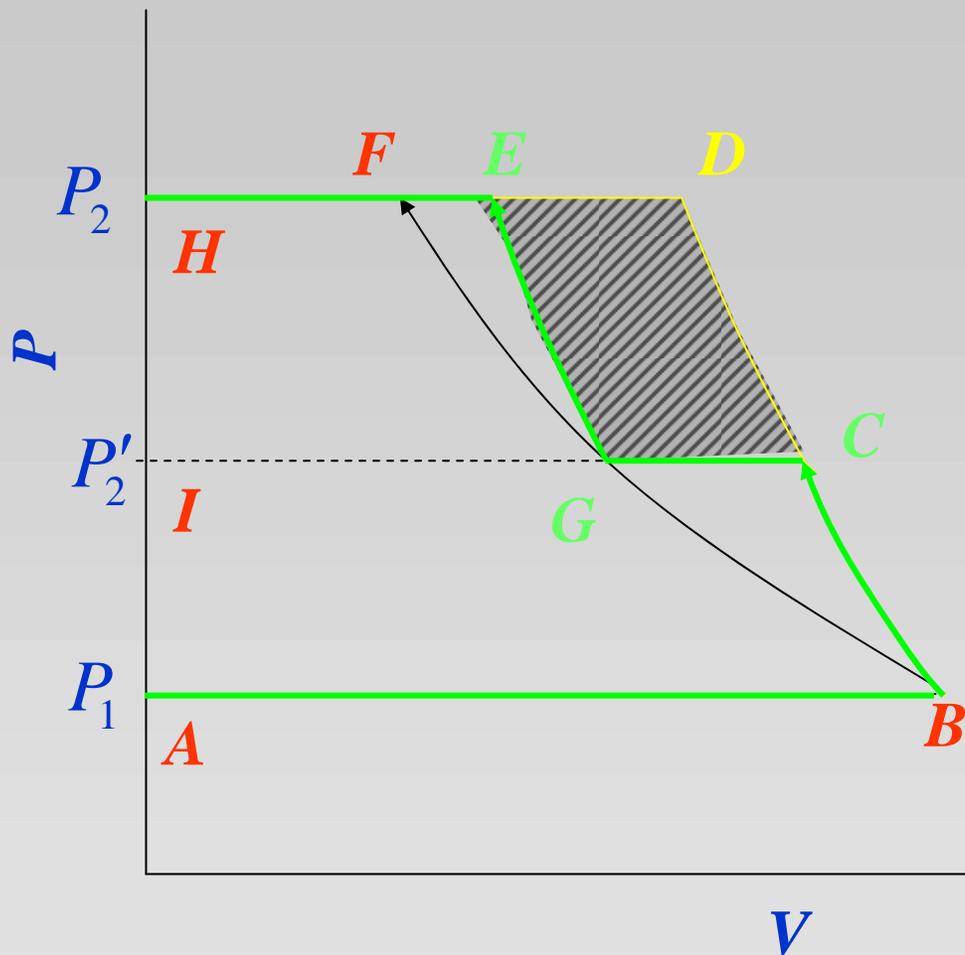
多级压缩所消耗的总功，应为各级压缩所消耗功的代数和，因此可减少总的功耗。

气体的压缩，通常都是采用分级压缩。

下图为多级压缩过程示例：



多级压缩示意图



单级等温压缩:

功为ABFHA所包围的面积

单级绝热压缩:

功为ABDHA所包围的面积

二级绝热压缩:

功为ABCGEHA所包围的面积

阴影部分面积为二级绝热

压缩节省的功

图 2—11 二级压缩P—V图

设某理想气体由 P_1 压缩至 P_{S+1} (S 级压缩) 则总功耗

为各级压缩功之和:

$$W_{S(R)} = \frac{m}{m-1} P_1 V_1 \left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} \right] + \frac{m}{m-1} P_2 V_2 \left[1 - \left(\frac{P_3}{P_2} \right)^{\frac{m-1}{m}} \right] + \dots + \frac{m}{m-1} P_S V_S \left[1 - \left(\frac{P_{S+1}}{P_S} \right)^{\frac{m-1}{m}} \right]$$

各级进气温度相同, 且为理想气体。故:

$$P_1 V_1 = P_2 V_2 = \dots = P_S V_S = RT_1$$

因此上式写成：

$$W_{S(R)} = \frac{m}{m-1} RT_1 \left[S - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m}{m-1}} - \left(\frac{P_3}{P_2} \right)^{\frac{m}{m-1}} \right. \\ \left. \dots \dots \dots - \left(\frac{P_{S+1}}{P_S} \right)^{\frac{m}{m-1}} \right]$$

S——压缩机级数

使绝对值最小的条件是它对中间各压力的一阶偏导数等于零，

即：

$$\left[\frac{\partial W_{S(R)}}{\partial P_S} \right]_{P_1 P_3 \dots} = 0 \quad \left[\frac{\partial W_{S(R)}}{\partial P_2} \right]_{P_1 P_3 \dots} = 0$$

$$\left[\frac{\partial W_{S(R)}}{\partial P_3} \right]_{P_1 P_2 \dots} = 0$$

于是得: $\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \dots = \frac{P_{S+1}}{P_S} = r$ (压缩比)

$$\therefore P_2 = P_1 r \quad P_3 = P_2 r = P_1 r^2 \quad P_{s+1} = P_s r = P_1 r^s$$

所以最适宜的压缩比 $r = \sqrt[s]{\frac{P_{S+1}}{P_1}}$ 代入表示总功的式子，则：

$$-W_{S(R)} = \frac{Sm}{m-1} RT_1 \left[\left(\frac{P_{S+1}}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} \right] = \frac{Sm}{m-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_{S+1}}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{sm}} - 1 \right]$$

四、气体压缩的实际功耗：

设 η_m 为考虑各种摩擦损耗因素的机械效率。

$$W_s = \frac{W_{S(R)}}{\eta_m} \quad \text{由压缩机类型及实际而异，由实验测定。}$$

五、叶轮式压缩机

叶轮式压缩机 { 离心式
轴流式

叶轮式压缩机的优点：

- 其转速比活塞式压缩机高几十倍
- 可连续地吸排气，且没有余隙容积
- 机体小，排气量较大，但压缩比较小
- 摩擦损失也较大，使 η_m 降低。