

FORMULE FISICA TECNICA

TERMODINAMICA

$$c = \frac{C}{m} \sim \text{CAPACITÀ TERMICA}$$

↓
CALORE SPECIFICO

$$\eta = \frac{\text{ENERGIA UTILE}}{\text{ENERGIA INGRESSO}}$$

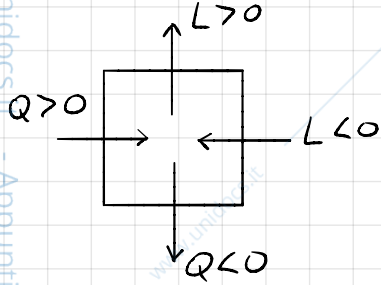
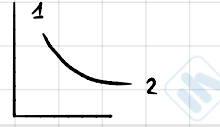
$$Q = C \cdot \Delta T$$

$$\delta L = -v dp \sim \text{LAVORO REV per SIST. APERTI}$$

$$dL = P \cdot dV$$

$$L = \int_1^2 P \cdot dV$$

↳ questo in un sistema chiuso



CONVERSIONI

$$1^\circ F = 32 + \frac{9}{5}(t^\circ C)$$

$$1 lb = 0,45 \text{ Kg}$$

$$1 lbf = 4,45 \text{ N}$$

$$1^\circ R = 1^\circ F + 459,67 = \frac{9}{5} K$$

$$1 \text{ cal} = 4,187 \text{ J}$$

$$1 \text{ ft} = 0,3 \text{ m}$$

$$1 \text{ ft}^3 = 0,0283 \text{ m}^3$$

$$1 \text{ kW} = 0,2843 \text{ tons}$$

$$1 \text{ in}^2 = 6,45 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

INTERPOLAZIONE DATI

$$y = y_1 + \left[\left(\frac{x - x_1}{x_2 - x_1} \right) (y_2 - y_1) \right]$$

1° PRINCIPIO SISTEMI CHIUSI

$$dE = \delta Q - \delta L \Rightarrow \Delta U + \Delta E_c + \Delta E_p = \sum Q - \sum L$$

Per trasformazioni **REVERSIBILI**

$$\delta L = m P dv$$

$$\delta q = du + P dv \quad (\text{per unit\`a di massa})$$

CALORI SPECIFICI

$$C_v = \left(\frac{\partial u}{\partial T} \right)_v \sim \text{a V COST}$$

$$C_p = \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_p \sim \text{a P COST}$$

$$\text{RENDIMENTO} \sim \epsilon = \frac{L_{\text{PRODOTTO}}}{Q_{\text{SPESO}}}$$

$$\text{RENDIMENTO DI CARNOT} \sim \epsilon_{CA} = 1 - \frac{T_2}{T_1}$$

$$\text{THM CARNOT: } \epsilon \leq \epsilon_{CA}$$

con $T_2 < T_1$

per transf **IRREVERSIBILI** $\sim \frac{Q_2}{T_2} = \frac{Q_1}{T_1} + \sigma$

↓
IRREVERSIBILITA'

ENTROPIA

$$\delta S = \frac{\delta Q}{T} \sim \text{definita per transf. REV.}$$

$$\oint \frac{\delta Q_i}{T_i} < 0 \quad (\text{IRR}) \quad \oint \frac{\delta Q_i}{T_i} = 0 \quad (\text{REV})$$

EQUAZIONE DI CONTINUITA'

$$\dot{m} = \frac{dm}{dt} = \rho w A$$

$$\dot{V} = w A$$

A - sup. controllo

ENTALPIA $\sim h = u + p \cdot v$

$$dh = du + p dv + v dp$$

$$dh = \delta q + v dp \sim \text{per TRASF. REV.}$$

1° PRINC SIST APERTI IN COND STAZ

$$\frac{w_2^2 - w_1^2}{2} + g(z_2 - z_1) + h_2 - h_1 = q - l$$

SEMPLIFICAZIONE 1° PRINCIPIO

SIST PER SCAMBI DI CALORE $\sim q = h_2 - h_1$ (caldaie, condensatori, scamb.)

SIST. SCAMBIO EN MECC $\sim l = h_1 - h_2$ (pompe, compressori, turbine)

RIDUTTORI DI PRESSIONE $\sim h_2 = h_1$ (valvole)

UGELLI $\sim w_2^2 = w_1^2 + 2(h_1 - h_2)$

2° PRINC SIST APERTI IN COND. STAZ.

$$-(\Delta_2 - \Delta_1) + \sum \frac{q_i}{T_i} + \Delta_I = 0$$

BILANCIO EXERGETICO

EXERGERIA $\sim e = h - T_0 \Delta$ con T_0 - temp. ambiente

$$0 = \underbrace{\sum q_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right)}_{-\Delta e \text{ attesa}} - \underbrace{l}_{\Delta e \text{ spesa}} + \underbrace{e_1 - e_2}_{\Delta e \text{ prodotta}} + \frac{w_1^2 - w_2^2}{2} + g(z_1 - z_2) - \underbrace{T_0 \Delta_I}_{L_x}$$

RENDIMENTO

LEVA $\sim \epsilon = \frac{L_{OTT}}{L_{SP}}$ CALDAIA $\sim \epsilon = \frac{Q_{OTT}}{Q_{SP}}$ MOTORE $\sim \epsilon = \frac{L_{OTT}}{Q_{SP}}$

MACCH REV(CA) $\sim \epsilon_{CA} = 1 - \frac{T_0}{T}$ CICLO FRIG $\sim \text{COP} = \frac{Q_{SOTTRATTO}}{L_{CICLO}}$ $\text{COP}_{MAX} = \frac{T_F}{T_C - T_F}$

POMPE DI CALORE $\sim \text{COP} = \frac{Q_{CEDUTO}}{L_{CICLO}}$ $\text{COP}_{MAX} = \frac{T_C}{T_C - T_F}$ $T = [K]$

RENDIMENTO DI II PRINCIPIO

$\eta_{II} = \frac{L_{OTT}}{L_{MAX_TEORICO}} = \frac{\epsilon}{\epsilon_{CA}} \sim \text{per SIST CHIUSI}$ $\eta_{II} = \frac{\Delta e}{|e_l|} \rightarrow e_2 - e_1$

$\eta_{II} = \frac{e_{OTT}}{e_{SP}} \sim \text{per SIST APERTI}$ $\eta_{II} = \frac{\text{COP}}{\text{COP}_{MAX}} \rightarrow \text{per cicli inversi}$

RENDIMENTO ISOENTROPICO (perdite e irreversibilità di pompa e turbina)

$$\eta = \frac{e_{rel}}{e_{id}} = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}} \sim \text{TURBINA} \quad \eta = \frac{e_{id}}{e_{rel}} = \frac{h_{3s} - h_3}{h_4 - h_3} \sim \text{POMPA}$$

REGOLA DELLE FASI DI GIBBS E LIQUIDI INCOMPRESSIBILI

VARIANZA $\sim \nu = c - f + 2$ con c - numero di componenti
 f - numero di fasi

Per sostanze PURE $\sim \nu = 3 - f$

FUNZIONI DI STATO PER LIQUIDI

$$\Delta u = \int_0^B c_e dT - \int_0^B P d\nu$$

$$\Delta h = \int_0^B c_e dT + \int_0^B \nu dP \quad c_e \text{ - calore specifico liquido}$$

$$\Delta s = \int_0^B c_e \frac{dT}{T}$$

LIQ INCOMPRESSIBILE = ν COST. \rightarrow VOL. SPEC.

$$du = c_\nu dT$$

$$dh = c_\nu dT + \nu dP \quad \rightarrow \text{se } P \text{ non è costante}$$

$$\text{con } P \text{ cost} \sim dh = c_p dT$$

$$\Delta u = c_e (T_B - T_0)$$

$$\Delta h = c_e (T_B - T_0) + \nu \Delta P \quad \rightarrow \text{Per liquidi incompres.}$$

$$\Delta s = c_e \cdot \ln\left(\frac{T_B}{T_0}\right)$$

Per fluidi con ν piccoli per unità di massa $\Delta u \approx \Delta h$

TITOLO E FORMULE RELATIVE PER IL VAPORE

TITOLO $X = \frac{m_\nu}{M}$, $M = m_\nu + m_l$, $X = \frac{\nu - \nu_l}{\nu_\nu - \nu_l}$ (Vale anche con h, u, s)

$$\nu_x = \nu_{ls} + (\nu_{\nu s} - \nu_{ls}) X \quad \rightarrow \text{ESTRAPPOLAZIONE DATI DIAGRAMMI E TABELLE}$$

n può scrivere anche per u_x, s_x, h_x

$$u_x = u_B + (\nu - P_B \nu_d) X$$

$$u = u_\nu + c_{\nu m} (T - T_\nu) \quad h = h_\nu + c_{pm} (T - T_\nu) \quad s = s_\nu + c_{pm} \ln(T/T_\nu)$$

$$s_x = s_B + \frac{r}{T} \quad r \text{ - CALORE LATENTE DI VAPORIZZAZIONE}$$

\rightarrow in assenza di tabelle

$$h_x = h_B + r X$$

EQUAZIONE DI CLAPEYRON $\sim \frac{dP}{dT} = \frac{r}{\nu_d T}$

- A = 7,196213
- B = 1730,63
- C = 133,426

RELAZIONE DI ANTOINE $\rightarrow \log_{10} P = A - \frac{B}{C+T}$

GAS PERFETTI \rightsquigarrow h e u funzioni solo di T ($C_v = du/dT$; $C_p = dh/dT$)

$R_0 = 8,3143 \frac{kJ}{kmol \cdot K}$ \rightsquigarrow COST UNIVERSALE DEI GAS

$R = \frac{R_0}{MM}$
 \downarrow
 DELLO SPECIFICO GAS

EQ MEYER $\rightsquigarrow C_p = C_v + R$

LEGGI DEI GAS PERFETTI

$PV = nRT$; $Pv = RT$; $PV = nMMRT$; $PV = nR_0T$; $PV_m = R_0T$

\downarrow
 volume molare

FUNZIONI DI STATO PER GAS PERFETTI

$\Delta S = C_v \ln \frac{T}{T_0} + R \ln \frac{v}{v_0}$; $\Delta S = C_p \ln \frac{T}{T_0} - R \ln \frac{P}{P_0}$

$\Delta U = C_v m (T_1 - T_0)$; $\Delta h = C_p m (T_1 - T_0)$

LEGGE DEGLI STATI CORRISPONDENTI

$P_r = \frac{P}{P_c}$; $v_r = \frac{v}{v_c}$; $T_r = \frac{T}{T_c}$; $z = \frac{Pv}{RT} = z_c \frac{P_r v_r}{T_r}$

$v_r' = \frac{v_r P_c}{R T_c}$ \rightsquigarrow volume specifico pseudocritico

Quando si è a bassa P rispetto a $P_c \Rightarrow$ il comportamento del gas è approssimabile a ideale a qualsiasi T
 Quando siamo a alta T rispetto a $T_c \Rightarrow$ il comportamento del gas è approssimabile a ideale

TRASFORMAZIONI E LAVORO DI ESPANSIONE/COMPRESSIONE

$P \cdot v^m = \text{cost}$

$k = \frac{C_p}{C_v}$

$C_p = \frac{kR}{k-1}$

$C_v = \frac{R}{k-1}$

$m=1 \rightsquigarrow$ ISOTERMA (T cost)

$m=\infty \rightsquigarrow$ ISOCORA (v cost)

$m=0 \rightsquigarrow$ ISOBARA (P cost)

$m=k \rightsquigarrow$ ADIABATICA REV

LAVORO TRASF POLITROPICA (SIST. CHIUSI)

$w = \int_1^2 P dv = \frac{P_1 v_1}{m-1} \left[1 - \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{m-1} \right]$ $m \neq 1$

$w = \int_1^2 P dv = P_1 v_1 \ln \left(\frac{v_2}{v_1} \right)$ $m=1$

$w = \frac{P_1 v_1 - P_2 v_2}{1-m}$ $m \neq 1$

Per gas perfetti

$w = -\frac{R}{m-1} (T_2 - T_1) = -\frac{RT_1}{m-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right]$ $m \neq 1$

$w = RT_1 \ln \left(\frac{v_2}{v_1} \right)$ $m=1$

LAVORO PER SISTEMI APERTI

$w = \frac{m(P_1 v_1 - P_2 v_2)}{1-m}$ $m \neq 1$

$w = -P_1 v_1 \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right)$

Per gas perfetti

$w = -\frac{mR}{m-1} (T_2 - T_1) = -\frac{mRT_1}{m-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right]$ $m \neq 1$

$w = RT_1 \ln \left(\frac{v_2}{v_1} \right) = -RT \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right)$ $m=1$

se $\Delta S = 0$ (isoentropico) $\rightsquigarrow \frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{\frac{k}{k-1}}$; $\frac{T_1}{T_0} = \left(\frac{P_1}{P_0} \right)^{\frac{k-1}{k}}$

Frazione Ponderale $\rightsquigarrow X_i = \frac{m_i}{m} \Rightarrow X_i = \mu_i \frac{M_i}{M}$

Frazione Molare $\rightsquigarrow \mu_i = \frac{m_i}{N}$ Masse molare delle m_i , $M = \sum \mu_i M_i$
 miscela

Pressione parziale \rightsquigarrow pressione che un componente di una miscela eserciterebbe se, nelle stesse condizioni di P e T, occupasse l'intero volume a disposizione.

$P_i V = m_i R_o T$ \rightsquigarrow per il componente

$P V = N R_o T$ \rightsquigarrow per la miscela

LEGGE DI DALTON E DI AMAGAS-VEBUC

$\sum P_i = \sum \mu_i P = P$ $\quad \sum V_i = \sum \mu_i V = V$

Pressioni e volumi parziali sono proporzionali alle frazioni molar

Costante della miscela $\rightsquigarrow R_M = \frac{R_o}{M} = \frac{R_o}{\sum \mu_i M_i} = \sum X_i R_i$

Le proprietà termodinamiche che godono delle proprietà additive si ricavano come semplice somma perché ogni gas perfetto si comporta come se gli altri non esistessero.

$\Delta u_M = \sum X_i \Delta u_i$; $\Delta h_M = \sum X_i \Delta h_i$; $\Delta s_M = \sum X_i \Delta s_i$; $c_p = \sum X_i c_{pi}$; $c_v = \sum X_i c_{vi}$

MISCELA DI GAS REALI

Coefficiente di comprimibilità $\rightsquigarrow Z' = \frac{P V}{M R_o T}$

Coordinate pseudocritiche $\rightsquigarrow P_c = \sum \mu_i P_{ci}$; $T_c = \sum \mu_i T_{ci}$

A temperatura ambiente H_2O e aria possono essere considerati gas perfetti.

gas	aria secca	N ₂	O ₂	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
m(kg/kmol)	29,0	28	32	2,0	28	44	16
R(kJ/kg K)	0,287	0,297	0,260	4,124	0,297	0,189	0,520
c_p (kJ/kg K)	1,006	1,041	0,917	14,35	1,042	0,827	2,234
c_v (kJ/kg K)	0,717	0,743	0,656	10,23	0,743	0,632	1,705
$k=c_p/c_v$	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40	1,31	1,31

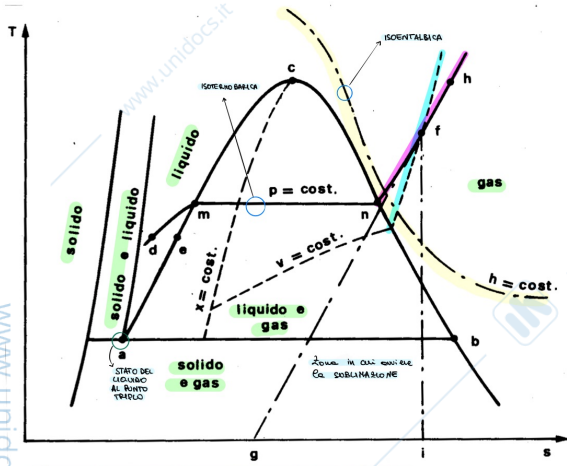
c_p medio tra 0°C e:

100 °C	1,01	1,04	0,92	14,40	1,04	0,87	2,34
200 °C	1,01	1,05	0,93	14,45	1,05	0,92	2,54
300 °C	1,02	1,05	0,95	14,45	1,06	0,96	2,73
400 °C	1,03	1,06	0,97	14,50	1,07	0,99	2,91
500 °C	1,04	1,07	0,98	14,50	1,08	1,02	3,08
600 °C	1,05	1,08	0,99	14,55	1,09	1,05	3,26
700 °C	1,06	1,09	1,00	14,60	1,10	1,07	3,42
800 °C	1,07	1,10	1,01	14,65	1,11	1,09	3,56
900 °C	1,08	1,11	1,03	14,70	1,12	1,11	3,70
1000 °C	1,09	1,12	1,04	14,80	1,13	1,13	3,83
1500 °C	1,13	1,16	1,07	15,20	1,18	1,20	
2000 °C	1,16	1,19	1,10	15,65	1,20	1,24	

A t tranquillo posso considerare c_p costante. Poiché lavoriamo a t tranquillo possiamo considerarlo costante.

DIAGRAMMI

Diagramma Ts



$$\left(\frac{dT}{ds}\right)_p = \frac{TdT}{dq} = \frac{T}{c_p}$$

Dopo la curva limite superiore le trasformazioni **ISOBARE** diventano esponenziali

$$\left(\frac{dT}{ds}\right)_v = \frac{TdT}{dq} = \frac{T}{c_v}$$

Dopo la curva limite superiore l'**ISOCORA** è esponenziale. Poiché $c_v < c_p$, isocora più ripida di isobara.

$$\tan \alpha = \frac{dT}{ds} = \frac{f-i}{g-i} = \frac{T}{g-i}$$

La pendenza delle trasformazioni è inversamente proporzionale al calore specifico

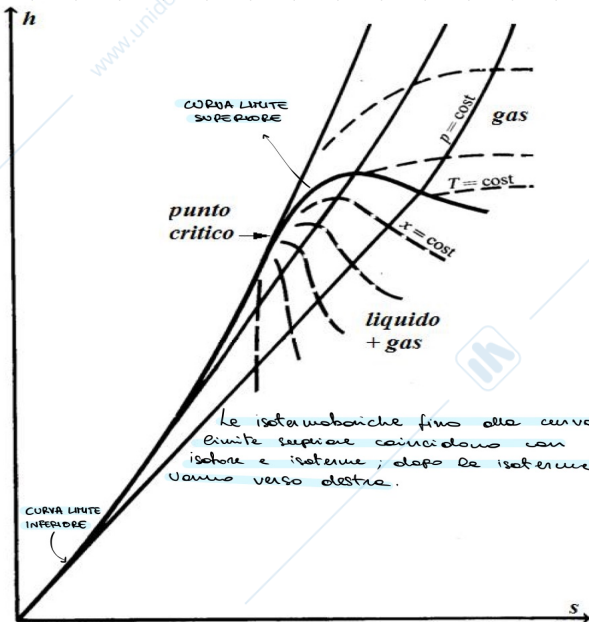
$$g-i = T \frac{ds}{dT} = \frac{dq}{dT} = c$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial s}\right)_h = -\frac{T}{v} \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_h$$

Le **ISOENTALPICHE** coincidono con le **ISOTERME**

L'asse del sottografico rappresenta le a scambiate

Diagramma hs o di Mollier



Isotermobariche:

$$\left(\frac{dh}{ds}\right)_{p,T} = \frac{T r dx}{r dx} = T$$

Curva limite inferiore:

$$\left(\frac{dh}{ds}\right)_{c.l.i.} = \frac{T c_l dT}{c_l dT} = T$$

quindi le pendenze coincidono (sono tangenti).

Isobare:

$$\left(\frac{dh}{ds}\right)_p = \frac{T c_p dT}{c_p dT} = T$$

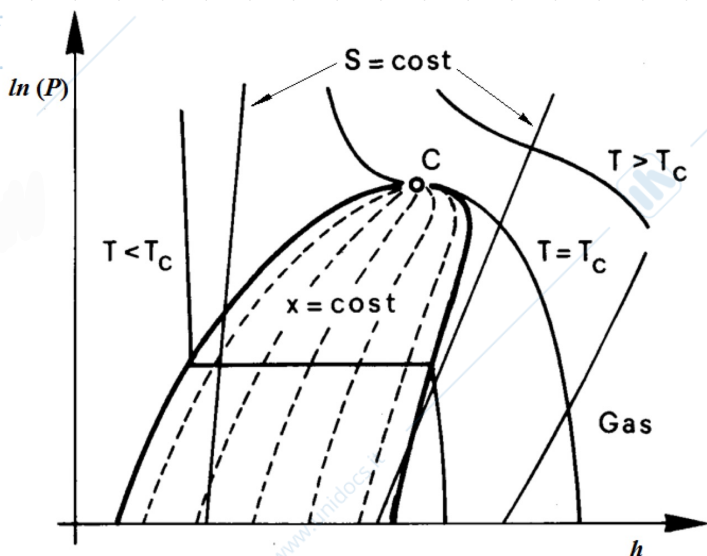
Dopo la curva limite superiore sono esponenziali

Isocore:

$$\left(\frac{dh}{ds}\right)_v = \frac{T(dq + v dP)}{dq} = T + \frac{T v dP}{c_v dT}$$

Le isotermobariche fino alla curva limite superiore coincidono con isobare e isoterme; dopo la isoterme vanno verso destra.

Diagramma Ph



$$\left(\frac{\partial h}{\partial P}\right)_s = v$$

Le trasformazioni **ISOENTROPICHE** sono esponenziali