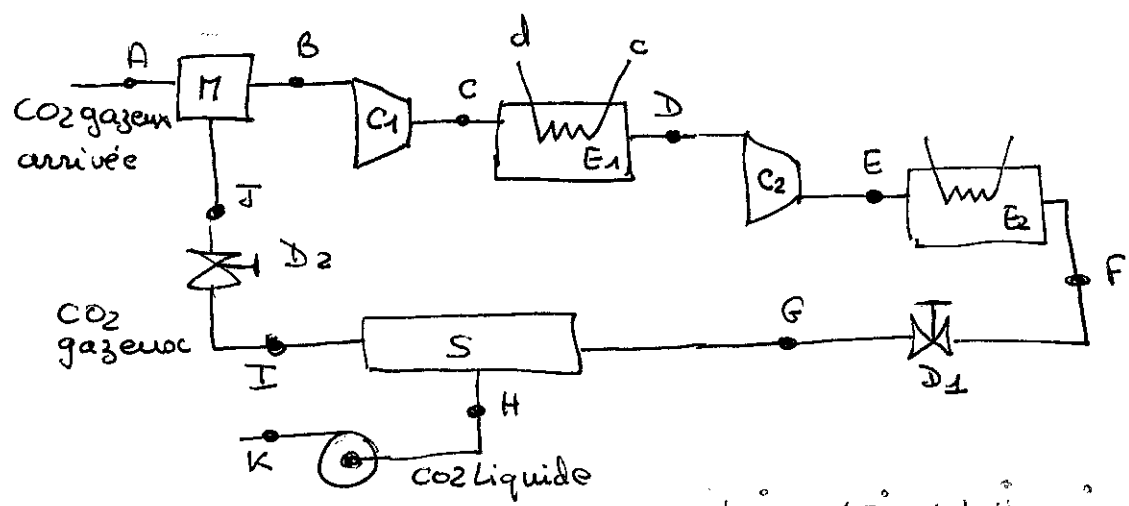


TD8 Procédé de liquéfaction du CO₂



$$\Delta E_c + \Delta E_p + \Delta H = \dot{w}_b + \dot{Q} = \dot{Q} \text{ si réversible}$$

1) Calcul des pressions

Bilans d'énergie cinétique $\Delta E_c + \Delta E_p + \int \dot{u} dP = \dot{w} - \dot{\psi}$

Pour que le mélangeur marche bien, il faut que $P_A = P_J = 10 \text{ bar}$

$\dot{w} = 0 \Rightarrow \int \dot{u} dP = 0 \quad P_A = P_B$

Dans le compresseur C_1 , le taux de pression $\tau = 3 \Rightarrow P_c = 3 P_B$
 $P_c = 30 \text{ bar}$

Pas de perte de charge dans l'échangeur $\Rightarrow P_c = P_D = 30 \text{ bar}$

Compresseur $C_2 \quad P_E = 3 P_D$

Dans l'échangeur 2 $P_F = P_E = 90 \text{ bar}$

2) Evolution des températures

En M, D₂, D₁ et S on a des transformations à enthalpie constante (Détentes Joule-Thomson) $dT_{-1} \rightarrow$ signe de $T_i - T$

$$dh = c_p dT + (1 - \alpha T) v dP = 0$$

$$\frac{\partial T}{\partial P} \Big|_h = - \frac{(1 - \alpha T) v}{c_p} \quad \text{on peut prévoir l'évolution de la température à travers M, D₂, D₁, S}$$

si $\alpha > \alpha_{GP} = \frac{1}{T}$, alors la détente refroidit le gaz $\frac{\partial T}{\partial P} \Big|_h > 0$

Si $T < T_i \quad T_i$: température d'inversion de Joule Thomson

alors le gaz se refroidit dans la détente. $\frac{\partial T}{\partial P} \Big|_h > 0$

- Dans M $T \in [T_A, T_J]$ et P est constante.

- Dans D₁ $T \downarrow$ car $P \downarrow$ (détente) $T_F > T_G$

- Dans D₂ $T \downarrow$ car $P \downarrow$ $T_I > T_J$

- Dans S T est constante car P constante.

Dans $\begin{cases} C_1 \\ C_2 \end{cases} \rightarrow$ compression, on peut s'attendre à ce que
T augmente

Les échangeurs E_1 et E_2 sont là pour refroidir le fluide (gaz). Donc $T_D < T_C$ et $T_F < T_E$

Détente Joule Thomson



détente isenthalpique

Milieu poreux

3) CO_2 liquide à 20°C - Dans le séparateur, on a un équilibre entre phases liquides et vapeur $P_G = P_{vs}(20^\circ\text{C}) = P_H = P_I = 57,33 \text{ bar}$
et $T_H = T_G = T_I = 20^\circ\text{C}$

En H on a que du liquide (courbe d'ébullition)

En I - - - - de la vapeur (courbe de rosée)

Entre I et J, on a une détente isentropique $h \approx 213 \text{ kJ/kg}$

$$P_J = 10 \text{ bars} \Rightarrow T_J = -40^\circ\text{C}$$

$$x_J = \frac{h_J - h_L(-40^\circ)}{h_V(-40^\circ) - h_L(-40^\circ)} = \frac{213 + 85,5}{235,2 + 85,5} = 0,93$$

4) Température en F pour qu'en I $\dot{m}_v = 0$

Il faut que le point G soit sur la courbe d'ébullition à $57,33 \text{ bar}$

G est confondu avec H

$$h_G = 58,6 \text{ kJ/kg}$$

Entre F et G on a une détente isenthalpique

On veut l'isenthalpe $h \approx 60 \text{ kJ/kg}$ jusqu'à la pression

$P_F = 90 \text{ bar} \Rightarrow$ on lit $T_F \approx 25^\circ\text{C}$ permet d'annuler

le retour gazeux en I. (P_b efficacité échangeur à 20°C)

On choisit $T_F = 40^\circ\text{C}$ $P_F = 90 \text{ bar}$

Entre F et G \rightarrow on suit l'isenthalpe $h = 160 \text{ kJ/kg} \rightarrow 20^\circ\text{C}$

et 57 bars sur le palier de vaporisation H.I

$$\text{Le titre en G} \Rightarrow x_G = \frac{h_G - h_L}{h_V - h_L} = \frac{160 - 58,6}{213,9 - 58,6} = 0,65$$

4 suite) Débits massiques

$$\dot{m}_A = 1 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_B = \dot{m}_A + \dot{m}_J$$

$$\dot{m}_B = \dot{m}_C = \dot{m}_D = \dot{m}_E = \dot{m}_F = \dot{m}_G = \dot{m}_H = \dot{m}_I$$

$$\dot{m}_G = \dot{m}_H + \dot{m}_I$$

$$\dot{m}_I = \alpha_G \dot{m}_G$$

$$\alpha_G = \frac{\dot{m}_I}{\dot{m}_G}$$

$$\dot{m}_I = \dot{m}_J$$

$$\dot{m}_B = \dot{m}_A + \alpha_G \dot{m}_G$$

$$\Rightarrow \dot{m}_G (1 - \alpha_G) = \dot{m}_A$$

$$\dot{m}_G = \frac{\dot{m}_A}{1 - \alpha_G} = 2,86 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_I = \dot{m}_J = 1,86 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_H = 0,35 \dot{m}_G = 1 \text{ kg/s}$$

Bilan d'enthalpie dans le mélangeur

$$\dot{m}_B h_B = \dot{m}_A h_A + \dot{m}_J h_J$$

$$\Rightarrow h_B = \frac{293 + 1,86 \times 213}{2,86} = 241 \text{ kJ/kg}$$

Lus sur le graphiques $h_A = 293 \text{ kJ/kg}$

$$h_I = h_J = 213 \text{ kJ/kg}$$

On lit $T_B = -33^\circ\text{C}$ pour $h_B = 241 \text{ kJ/kg}$ $P_B = 10 \text{ bar}$

Entre B et C on a une compression isentropique jusqu'à 30 bar

\Rightarrow droite verticale dans le diagramme (T,s) \rightarrow on lit $T_C = 42^\circ\text{C}$

Dans E1, on refroidit jusqu'à 35°C $\Rightarrow T_D = 35^\circ\text{C}$

Entre C et D évolution isobare

Entre D et E \rightarrow évolution isentropique jusqu'à 90 bars (droite verticale)

On lit $T_E = 118^\circ\text{C}$

\rightarrow A ce stade le tableau est complètement rempli

5) chaleur extraite au CO_2

$$\dot{q} = h_D - h_C + h_F - h_E = 290 - 296 + 160 - 348 = -194 \text{ kJ/kg}$$

Pour produire $\dot{m}_H = 1 \text{ kg/s}$, il faut faire circuler $\dot{m}_G = 2,86 \text{ kg/s}$

$$\Rightarrow \dot{Q} = \dot{m}_F \dot{q} = -2,86 \times 194 = -555 \text{ kW}$$

Travail dans les compresseurs

Bilan d'enthalpie

$$C_1 \quad \dot{W}_1 = \dot{m}_B (h_C - h_B) = 2,86 (296 - 242) = 154 \text{ kW}$$

$$C_2 \quad \dot{W}_2 = \dot{m}_B (h_E - h_D) = 2,86 (348 - 288) = 172 \text{ kW}$$

$$\dot{W} = \dot{W}_1 + \dot{W}_2 = 325 \text{ kW}$$

Travail pour liquéfier la même masse de CO_2 dans une évolution réversible.

→ c.a.d. une transformation isotherme à la température de la source $T = 20^\circ\text{C}$

$$T_A = 20^\circ\text{C} \quad \Delta \dot{H} = \dot{W}_2 + \dot{Q}_2$$

$$T_H = 20^\circ\text{C} \quad \dot{Q}_2 = \int_A^H T ds = T (s_H - s_A) = 293 (0,2 - 1,28) = -316 \text{ kW}$$

$$\dot{W}_2 = \dot{m}_A (h_H - h_A) - \dot{Q}_2 = (60 - 298) - \dot{Q}_2 = -238 \text{ kW} + 316 \text{ kW} = 78 \text{ kW}$$

$$\text{Rendement } \eta = \frac{\dot{W}_2}{\dot{W}} = \frac{78}{325} = 0,24$$

Les pertes sont dans le rejet de chaleur extraite et dans les détenteurs.

6) Calcul du travail de la pompe pour relever la pression en K à 70 bars

$$\Delta \dot{H} = \dot{m}_H (h_K - h_H) = \dot{m}_H \left[\int_H^K T ds + \int_H^K v dp \right]$$

pas d'échange de chaleur

$$\Delta \dot{H} = \dot{m} v_f \Delta P = 0,0014 (70 - 57,33) \cdot 10^5 = 1820 \text{ W}$$

négligé
adiabatique et réversible

$$v_f \approx 0,0014 \text{ m}^3/\text{kg}$$

7) Compresseur avec un rendement isentropique de 65%

Les pressions ne changent pas

$$P_A = P_B = P_J = 10 \text{ b} \quad P_E = P_F = 90 \text{ b}$$

$$P_C = P_D = 30 \text{ b} \quad P_G = P_H = P_I = 57,33 \text{ b}$$

Températures

$$T_A = 20^\circ\text{C} = T_G = T_H = T_I$$

$$T_F = 40^\circ\text{C} \text{ énoncé} \quad T_D = 35^\circ\text{C}$$

$$T_B = -31^\circ\text{C} \text{ inchangé (Bilan d'enthalpie dans } \pi_1)$$

Bilan enthalpique dans C_1

$$\dot{m}_B (h_C - h_B) = \dot{W}_{in}$$

$$\eta_{is} = 0,65 = \frac{\dot{W}_2}{\dot{W}_{in}}$$

$$\Rightarrow h'_C - h_B = \frac{h_E - h_B}{0,65}$$

$$h'_C = h_B + \frac{296 - 241}{0,65} = 325 \text{ kJ/kg}$$

$$\Rightarrow T_C = 63^\circ\text{C} \text{ lu sur le graphique}$$

Bilan enthalpique dans C_2

$$h'_E - h_D = \frac{h_E - h_D}{0,65} = \frac{348 - 288}{0,65} \Rightarrow h'_E = 380 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{On lit } T_E = 141^\circ\text{C}$$

$$\text{Le travail à fournir aux compresseurs } \dot{W}_{réel} = \frac{\dot{W}_{is}}{\eta} = \frac{325}{0,65} = 500 \text{ kW}$$

$$\text{Chaleur extraite par kg de } \text{CO}_2 \text{ liq produit } \dot{Q} = \dot{m}_F (h_D - h'_C + h'_F - h'_E) = 286(288 - 325 + 150 - 380) = -763 \text{ kW}$$