

## II Liquéfaction du gaz naturel : production de GNL

Le 8 juillet 2016 le terminal méthanier de Dunkerque fut réellement mis en service avec l'arrivée du premier méthanier le *Madrid Spirit*, battant pavillon espagnol, en provenance du Nigéria, qui a déchargé 130 000 m<sup>3</sup> de gaz naturel liquéfié (GNL). Ce terminal recevra ensuite le GNL de Norvège, premier importateur de gaz naturel en France.

Pour répondre à certaines questions de cette partie II, il sera nécessaire d'exploiter le diagramme de l'annexe 4.

### II.A – Généralités

II.A.1) En exploitant le diagramme de l'annexe 4, montrer que pour condenser totalement du gaz naturel assimilé à du méthane gazeux pur à la pression de 1 bar, il faut se placer à une température d'environ  $-162\text{ °C}$ .

II.A.2) Quel est alors le volume massique du GNL ?

II.A.3) Expliquer en quoi le transport du gaz naturel sous forme GNL constitue une bonne alternative au transport par gazoducs ?

### II.B – Cycle de Linde de liquéfaction du méthane

On désire étudier le procédé de Linde de liquéfaction du méthane, utilisé par exemple dans l'usine de Snøhvit en Norvège, schématisé figure 1 avec les différents états du fluide numérotés de 0 à 10, permettant d'obtenir un débit massique  $D_{m10}$  de méthane liquide saturant à la pression  $P_{10} = 1\text{ bar}$  à une température  $T_{10} = -161,7\text{ °C}$  (état 10).

On désire étudier le procédé de Linde de liquéfaction du méthane, utilisé par exemple dans l'usine de Snøhvit en Norvège, schématisé figure 1 avec les différents états du fluide numérotés de 0 à 10, permettant d'obtenir un débit massique  $D_{m10}$  de méthane liquide saturant à la pression  $P_{10} = 1\text{ bar}$  à une température  $T_{10} = -161,7\text{ °C}$  (état 10).

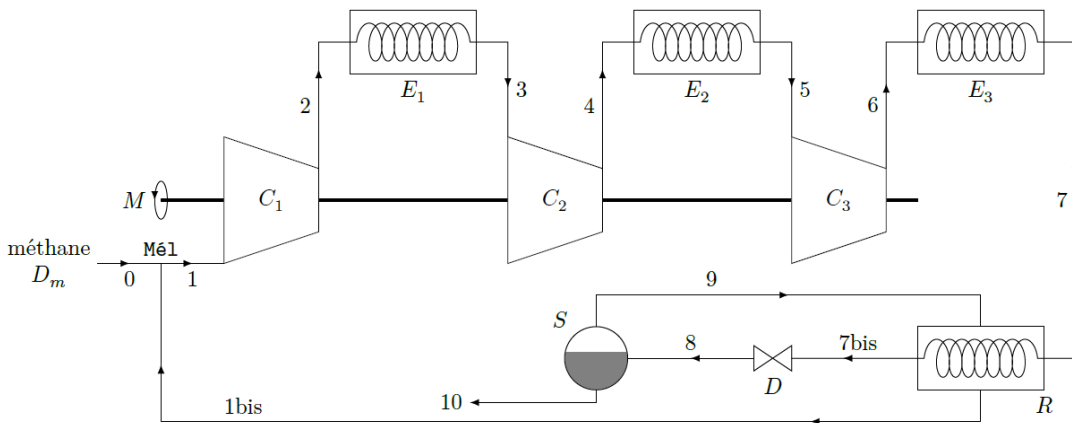


Figure 1 Installation de Linde de liquéfaction du méthane

Pour cela, on introduit un débit massique  $D_m = 1,0\text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$  de méthane gazeux à la température  $T_0 = 7,0\text{ °C}$  et à la pression  $P_0 = 1,0\text{ bar}$  (état 0). Trois compresseurs  $C_1$ ,  $C_2$  et  $C_3$  fonctionnant de façon adiabatique et réversible, solidaires d'un même arbre entraîné sans perte par un moteur  $M$ , ainsi que trois échangeurs de chaleurs isobares (systèmes de refroidissement)  $E_1$ ,  $E_2$  et  $E_3$  permettent d'obtenir en l'état 7 du gaz à la pression  $P_7 = 100\text{ bar}$  et à la température  $T_7 = -63\text{ °C}$ . Les pressions intermédiaires sont égales à  $P_2 = 5,0\text{ bar}$  et  $P_4 = 25\text{ bar}$ . L'enthalpie massique du fluide dans l'état 3 est  $h_3 = 866\text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$  et dans l'état 5,  $h_5 = 840\text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ .

Un régénérateur  $R$ , échangeur thermique globalement calorifugé et fonctionnant de façon réversible, permet de refroidir le gaz comprimé non plus à  $-63\text{ °C}$  mais à  $-82\text{ °C}$  (état 7bis). Ce gaz refroidi est détendu isenthalpiquement de 100 bar à 1 bar par le détendeur  $D$  jusqu'à l'état diphasé 8 de titre massique en vapeur  $x = 0,61$ . Les phases liquide et gazeuse sont séparées dans le séparateur isobare  $S$ . La vapeur saturante sèche sortant du séparateur est recyclée dans le régénérateur  $R$ . Mél est un mélangeur globalement calorifugé, sans partie mobile et fonctionnant de façon isobare. La pression en 1 vaut donc  $P_1 = 1\text{ bar}$ .

On se place en régime permanent d'écoulement. On négligera toute variation d'énergie mécanique du fluide.

II.B.1) On note respectivement les débits massiques de fluide  $D_{m1}$  et  $D_{m1\text{bis}}$  aux états 1 et 1bis. En utilisant le titre massique en vapeur  $x$  dans le séparateur, établir une relation entre  $D_{m1}$ ,  $D_{m1\text{bis}}$  et  $x$ . Après avoir traduit la conservation du débit massique au niveau du mélangeur, déterminer les valeurs des débits massiques  $D_{m1}$  et  $D_{m1\text{bis}}$ .

II.B.2) Déterminer graphiquement les enthalpies massiques aux états 7 ( $P_7 = 100\text{ bar}$  et  $T_7 = -63\text{ °C}$ ), 7bis ( $P_{7\text{bis}} = P_7$ ,  $T_{7\text{bis}} = -82\text{ °C}$ ) et 9 respectivement notées  $h_7$ ,  $h_{7\text{bis}}$  et  $h_9$ . En effectuant un bilan énergétique au niveau du régénérateur  $R$  globalement calorifugé et ne comportant pas de partie mobile, déterminer l'enthalpie massique  $h_{1\text{bis}}$ .

II.B.3) On admet qu'au niveau du mélangeur Mél, il y a conservation du débit d'enthalpie ce qui se traduit par la relation  $D_m h_0 + D_{m1\text{bis}} h_{1\text{bis}} = D_{m1} h_1$  où  $h_0$ ,  $h_1$  et  $h_{1\text{bis}}$  désignent alors respectivement l'enthalpie massique du fluide dans l'état 0, 1 et 1bis. Calculer  $h_1$ .

II.B.4) La transformation au niveau du compresseur  $C_1$  étant supposée isentropique, déterminer graphiquement la valeur de l'enthalpie massique  $h_2$  à l'état 2. En déduire la puissance  $P_{u1}$  fournie par le moteur au compresseur  $C_1$ . On commencera par positionner le point 1 sur le diagramme.

II.B.5) La puissance totale délivrée par le moteur est égale à 1,8 MW, quel type de machine motrice peut délivrer une telle puissance ?

Annexe 4 : Diagramme pression – enthalpie massique du corps pur méthane

