

**DEUXIEME PARTIE**  
**LES TRAITEMENTS DE GAZ**  
**NATUREL**

## CHAPITRE 2 : GENERALITES SUR LE GAZ BRUT

### Introduction

Le gaz brut ou le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures (tendance paraffinique (Hydrocarbures saturés) contenant du méthane (CH<sub>4</sub>) et de l'éthane (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>) en grande proportion ce qui lui donne un pouvoir calorifique et une combustibilité remarquable. En plus d'un combustible, le gaz naturel est utilisé dans les industries de fabrication du ciment, du verre, de la céramique ... etc . Il est considéré comme une matière première dans l'industrie pétrochimique, citons comme exemple le méthanol, l'ammoniac, les engrais...etc.

### 1- Caractéristiques du gaz brut

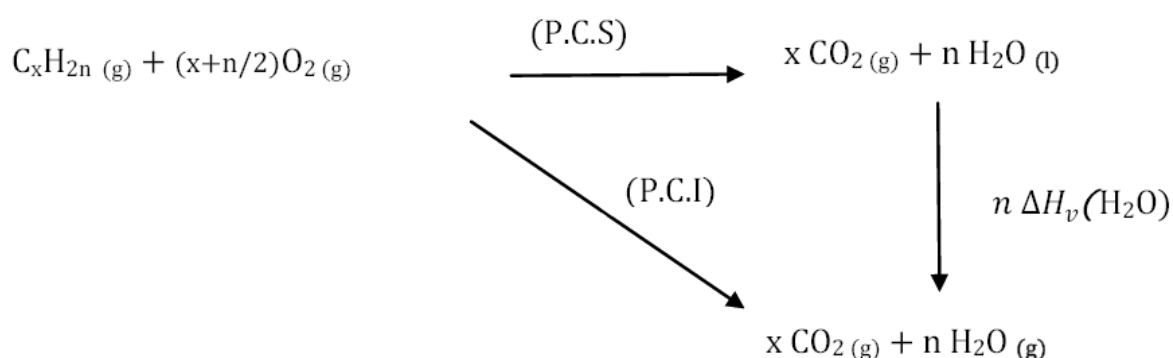
Au stade final de sa production, le gaz brut est caractérisé par les propriétés suivantes :

#### 1.1- Le pouvoir calorifique

C'est la quantité de chaleur en Joules ou en calories dégagée lors de la combustion totale d'un mètre cube, d'un kilogramme ou d'une mole de gaz généralement à 15°C et sous la pression atmosphérique. L'unité du pouvoir calorifique est donc : (J/m<sup>3</sup>), (J/kg) ou (J/mol). En d'autre terme, le pouvoir calorifique représente l'enthalpie de combustion par unité de volume, de masse ou de mole du gaz à la température de 15°C.

1.1.1- **Le pouvoir calorifique supérieur (P.C.S)** C'est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l'eau dégagée de la combustion est sous forme d'un liquide.

1.1.2- **Le pouvoir calorifique inférieur (P.C.I)** C'est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l'eau dégagée de la combustion est sous forme d'une vapeur. Pour trouver la relation liant le (P.C.S) au (P. C.I), on analyse le schéma réactionnel de combustion d'un hydrocarbure, en supposant que la combustion dégage (n) moles d'eau :



Puisque le (P.C.S) et le (P.C.I) sont des chaleurs dégagées, alors il est évident que : (P.C.S)<0 et (P.C.I) < 0 . D'un autre coté on a :  $(\Delta H_v) > 0$ , alors d'après le schéma réactionnel ci - dessus il vient :

$$(P.C.I) = (P.C.S) + (\Delta H_v)(H_2O) \quad (I.1)$$

On peut écrire l'équation précédente d'une autre façon en utilisant l'enthalpie de condensation de l'eau au lieu de son enthalpie de vaporisation, or :  $\Delta H_{vap} = -(\Delta H_{cond})$  , alors il vient :

$$(P.C.S) = (P.C.I) + n(\Delta H_{cond})(H_2O) \quad (I.2)$$

## 1.2- La composition chimique

Elle représente le pourcentage des éléments et composés dans le gaz, elle est utilisée pour l'étude de la vaporisation, le calcul du poids moléculaire et pour la détermination de certaines autres propriétés en fonction de la pression et/ou de la température telles que la compressibilité, la densité...etc.

La composition du gaz peut aussi être donnée en fractions massiques des constituants.

## 1.3- La densité

La densité 'un gaz quelconque est définie comme étant le rapport d'une masse d'un volume du gaz sur la masse du même volume de l'air pris dans les mêmes conditions de pression et de température. On peut aussi exprimer la densité du gaz comme étant le rapport de la masse volumique du gaz sur celle de l'air dans les mêmes conditions de pression et de température. La densité du gaz est donc :

$$D_{(gaz)} = \frac{\rho_{(gaz)}}{\rho_{(air)}} \quad (I.3)$$

*Dans les conditions normales (0°C et 1 atm), on a :  $\rho_{(air)} = 1,29 \text{ g/L}$ .*

*La masse volumique du gaz peut aussi être exprimée par la relation suivante, en introduisant le facteur de compressibilité (Z) dans l'équation d'état des gaz parfaits :*

$$\rho_{(gaz)} = \frac{P.M_{(gaz)}}{Z.R.T} \quad (1.4)$$

*Pour 1mole d'un gaz quelconque y compris l'air prise aux conditions normales, le volume molaire est de 22,4 L ; alors le rapport des masses volumiques se réduit à un rapport de masses molaires puisque les volumes sont égaux, alors la densité devient :*

$$D_{(gaz)} = \frac{M_{(gaz)}}{M_{(air)}} = \frac{M_{(gaz)}}{29} \quad (I.5)$$

#### 1.4- La masse molaire moyenne

Soit  $n$  le nombre total de constituants du gaz.  $M_i$  et  $x_i$  respectivement fraction molaire de chaque constituant, la masse molaire moyenne du gaz est calculée par la relation suivante :

$$M_{(gaz)} = \sum_{i=1}^n x_i M_i \quad (1.6)$$

#### 1.5- Origine des constituants

Les différentes compositions du gaz sont dues à la diversité de ses origines ou d'autres termes de son gisement, on distingue alors :

##### 1.5.1- Le gaz bactérien ou biochimique

Le mode ou la manière de formation du gaz bactérien dit aussi biochimique, est due à la nature des débris (animaux et végétaux) qui s'accumulent dans les sédiments. L'action de ces bactéries conduit généralement à la formation du sulfure d'hydrogène ( $H_2S$ ) qu'on trouve comme un constituant dans le gaz brut. Ce type de gaz où l'on trouve le soufre est dit gaz impropre ou bien gaz sale.

##### 1.5.2- Le gaz thermique

Au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, les sédiments animaux et végétaux portés à des températures et des pressions élevées, subissent une dégradation thermique qui donne à côté des hydrocarbures une légère gamme de composés non hydrocarbonés tels que :  $N_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ...etc. La présence du sulfure d'hydrogène ( $H_2S$ ) dans ce gaz est rare ou négligeable.

#### 1.6- Les différents types de gaz naturel

L'apparition d'une phase liquide associée au gaz dépend des conditions de pression et de température dans le réservoir et en surface, ceci nous conduit à distinguer les types de gaz suivants :

##### 1.6.1- Le gaz sec

Ce type de gaz contient un grand pourcentage de ( $CH_4$ ) et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane ( $C_2H_6$ ), il ne forme aucune phase liquide dans les conditions de production.

##### 1.6.2- Le gaz humide

Ce type de gaz forme une phase liquide (eau et/ou condensats) au cours de la production dans les conditions de surface quand il y aura des chutes de pression et/ou de température, il est moins concentré en hydrocarbures légers.

##### 1.6.3- Le gaz à condensats

Ce type de gaz forme une phase liquide (eau et/ou condensats) dans le réservoir et au cours de la production, la phase condensée est plus riche en constituants lourds.

### 1.6.4- Le gaz associé

Ce dernier type de gaz se trouve généralement dans les gisements pétroliers, il coexiste dans le réservoir avec la phase huile soit sous forme libre (gaz de couverture) ou sous forme dissoute dans la phase huile. Le gaz dissous sera récupéré après distillation atmosphérique du pétrole brut.

## 2- Différents procédés de traitement de gaz

Le traitement du gaz naturel consiste à le purifier et le débarrasser de certains des constituants présents à la sortie du puits tels que : l'eau les gaz acides ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , ...) et les hydrocarbures lourds (condensats) pour l'amener (des spécifications commerciales). Plusieurs procédés ont été mis en œuvre citons :

### 2.1- Le procédé PRITCHARD

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par des détentes simples avec en plus l'utilisation d'une boucle de propane ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ) comme fluide de réfrigérant pour atteindre en fin de cycle des températures voisines de  $-23\text{ C}^\circ$ . Le principe de fonctionnement du procédé s'articule sur les quatre étapes présentées par le schéma suivant :

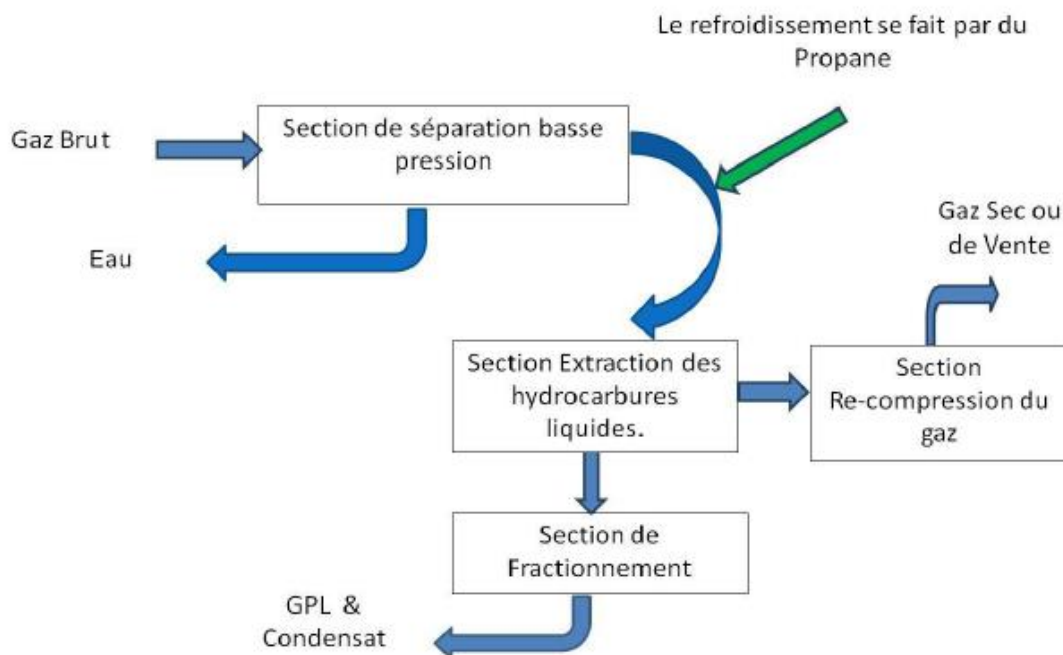


Fig. II.1 Les étapes du procédé PRITCHARD

## 2.2- Le procédé HUDSON

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers une machine dynamique appelée TURBO - EXPANDER , qui permet d'atteindre un niveau de température proche de  $- 5\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Le principe de fonctionnement du procédé s'articule sur quatre étapes présentées par le schéma suivant :

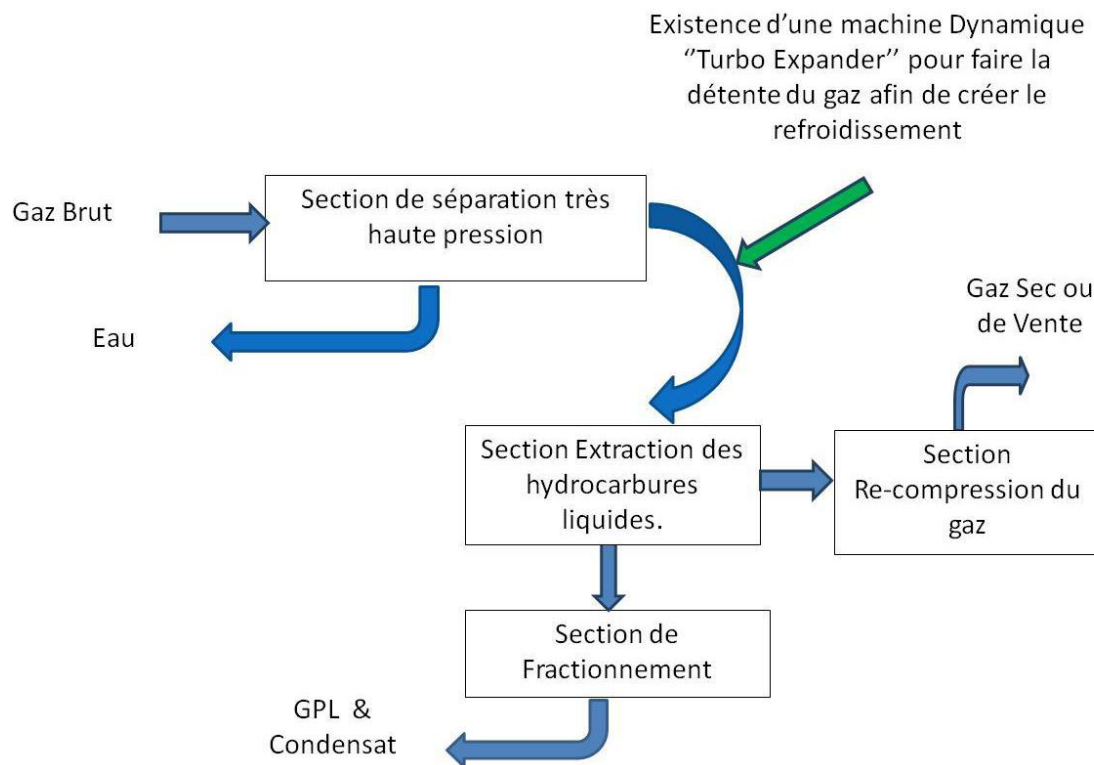


Fig. II.2 Les étapes du procédé HUDSON

## 2.3- Procédés mixtes

Ce sont les procédés les plus utilisés car ils utilisent une mixture entre le procédé PRITCHARD et le procédé HUDSON. Une vanne de détente Joule- Thomson ainsi qu'une machine dynamique (TURBO - EXPANDER) sont utilisées en plus d'une boucle de propane pour le refroidissement ce qui leur permet d'atteindre des températures plus basses allant jusqu'à  $- 66^{\circ}\text{C}$ . Dans ces procédés la séparation du gaz des impuretés est plus efficace.

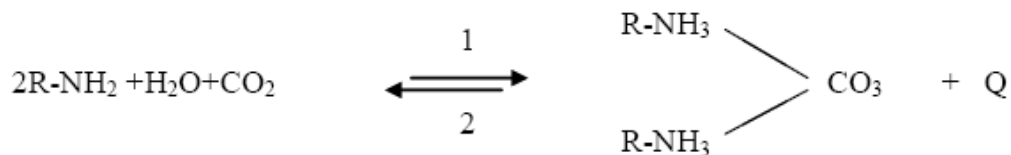
## 2.4- Absorption des gaz acides par une solution d'amine

Les gaz acides accompagnant le gaz naturel sont généralement nuisibles le sulfure d'hydrogène ( $\text{H}_2\text{S}$ ) est très corrosif et représente un des poisons les plus dangereux pour les catalyseurs notamment les adsorbants ; le dioxyde de carbone ( $\text{CO}_2$ ) est un gaz corrosif et il peut former des hydrates carboniques en présence de l'eau ( $\text{CO}_2, 7\text{H}_2\text{O}$ ) et entraîne par conséquent des bouchages de conduite et /ou des équipements. L'élimination du gaz

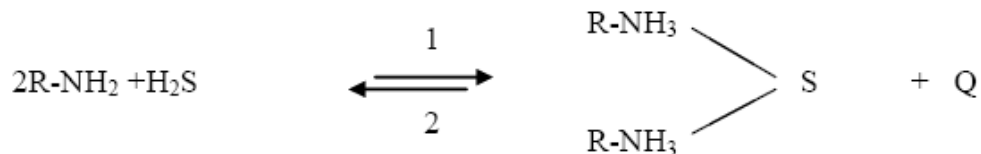
carbonique est généralement appelée une décarbonatation. L'élimination des gaz acides s'effectue par le lavage du gaz naturel avec une solution d'amine dans un absorbeur à contre courant.

Deux types de solution sont utilisés :

- La mono - éthanol - amine (M.E.A) : (OH - C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> - NH<sub>2</sub>) est utilisée sous forme d'une solution diluée de 15 à 20 % massique par l'eau distillée.
- La di - éthanol amine (D.E.A) : (OH - C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>)<sub>2</sub> - NH est utilisée sous forme d'une solution diluée de 20 à 30 % massique par l'eau distillée. Pour établir les réactions chimiques entre la solution diluée d'amine et les gaz acides, et pour simplifier l'écriture on pose : (OH - C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) ≡ R et par conséquent on aura :
- (M.E.A) ≡ (R - NH<sub>2</sub>) et
- (D.E.A) ≡ (R)<sub>2</sub> - NH Réactions d'absorption 1/ Absorption avec la (M.E.A) :  
a/Absorption de (CO<sub>2</sub>) :



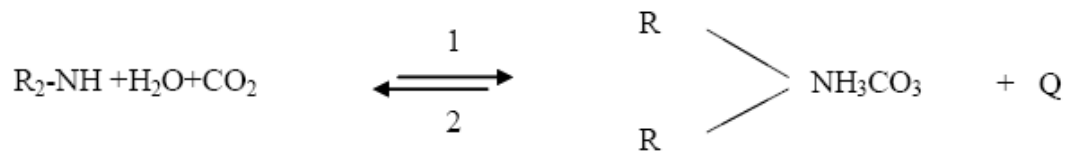
*b/Absorption de (H<sub>2</sub>S):*



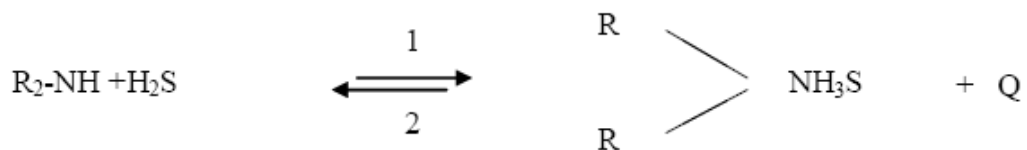
La réaction d'absorption (sens 1) est généralement favorisée à basse température et à haute pression ; dans notre cas ont travaillé à une pression supérieure à 12 bars et une température comprise entre 25 et 50°C. La réaction d'absorption est accompagnée d'un dégagement de chaleur (Q) dite chaleur d'absorption.

2/Absorption avec la (D.E.A) :

a/Absorption de (CO<sub>2</sub>) :



b/Absorption de (H<sub>2</sub>S):



#### 2.4.1- choix de l'absorbant, problèmes et résolutions

Lorsque le gaz à traiter est impropre (contient des composés soufrés), l'utilisation de la (M.E.A) n'est pas recommandée car cette dernière est sensible vis-à-vis des produits soufrés notamment le COS et le CS<sub>2</sub> qui forment avec la (M.E.A) des composés régénérables, alors dans ce cas on utilise la (D.E.A) malgré la faible quantité qu'on doit utiliser de la (M.E.A) comparé avec la quantité de la (D.E.A). L'autre problème rencontré avec la (M.E.A) c'est le moussage qui réduit le phénomène de l'absorption. La solution d'amine présente en général un caractère corrosif ; la corrosion est souvent observée en tête de la colonne d'absorption et dans l'échangeur de chauffage ou de refroidissement de la solution d'amine. Pour éviter ou résoudre les problèmes cités auparavant on doit :

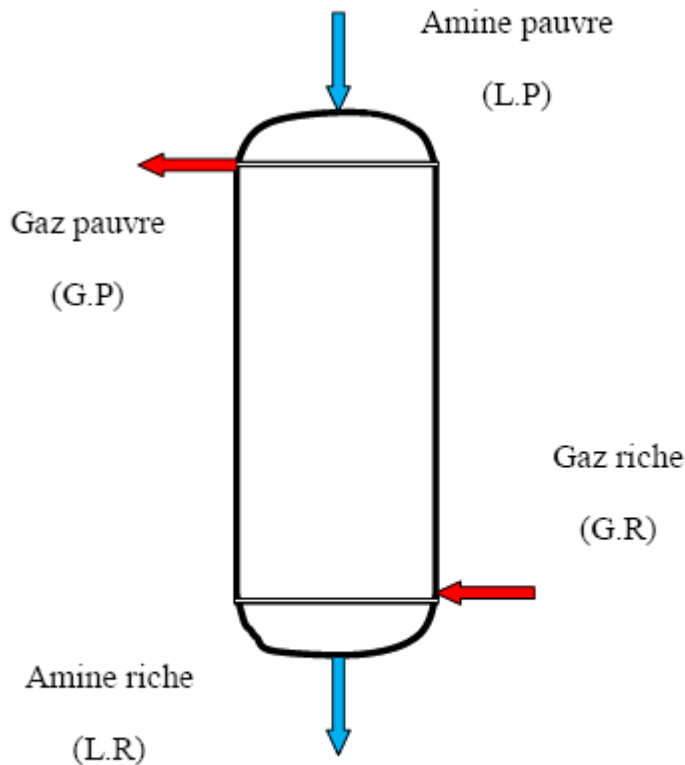
- Limiter la concentration de la (M.E.A) à 20% massique.
- Eviter les problèmes des sels en utilisant de l'eau distillée lors de la dilution de la solution d'amine concentrée.
- Limiter la température lors de la désorption (régénération) pour éviter la dégradation de l'amine ou bien travailler à basses pressions.
- Surveiller la quantité de la solution d'amine et le bon fonctionnement du régénérateur pour éviter le moussage.
- Augmenter la température de l'absorbeur pour éviter la condensation des hydrocarbures lourds.
- Utiliser des filtres dans le circuit de la solution d'amine.
- Injecter de temps en temps de la silicone comme agent anti-moussant.

#### 2.4.2- Calcul d'une colonne d'absorption

Le calcul quantitatif et qualitatif d'une colonne d'absorption nécessite les connaissances suivantes :



- a- Données de base Comme données de base il faut connaître :
- La capacité de traitement qui est exprimée en débit massique ou molaire du gaz riche.
  - La composition du gaz riche.
  - La température et la pression de service.
  - Le pourcentage molaire de CO<sub>2</sub> dans le gaz pauvre.



**Fig. II.3 Schéma d'un absorbeur**

- b- Bilan de matière de l'absorbeur Le bilan de matière global de l'absorbeur est donné par la relation :  $GR + LP = GP + LR$  (II. 1)
- c- En utilisant les abaques et la pression partielle de (CO<sub>2</sub>) dans le gaz riche, on tire le taux d'absorption (T Abs ) qui est :

$$T_{Abs} = \frac{N_{(CO_2)}(absorbés)}{N_{(MEA)}(pauvre)}$$

$$T_{Abs} = (CO_2)(absorbés)(MEA)(pauvre) \text{ (II.2)}$$

- d- Bilan thermique de l'absorbeur Le bilan thermique de l'absorbeur comprend les débits calorifiques entrants et sortants en ajoutant comme débit calorifique entrant

l'effet thermique de l'absorption (chaleur d'absorption), alors on peut écrire :

$$QL.P * + QG.R * + QAbs * = QL.R * + QG.P * \quad (II.3)$$

- e- Les débits calorifiques du gaz et /ou du liquide sont généralement connus en connaissant leurs températures, leurs débits massiques et soit à l'entrée ou à la sortie, donc généralement on a :

$$QL = mL * CpLTL \quad (II.4)$$

$$\text{Et aussi : } QG = mG * CpGTG \quad (II.5)$$

Les chaleurs massiques du gaz et de l'absorbant respectivement :  $CpG$  et  $CpL$  sont évaluées entre la température d'entrée et celle de la sortie. Pour réévaluer la température de sortie de l'absorbant riche, on tiendra compte de la chaleur d'absorption :

$$T(\text{sortie})_{L.R} = T(\text{entrée})_{L.P} + \frac{Q_{Abs}^*}{m_{L.R}^* Cp_{L.R}}$$

$$(\text{sortie})_{L.R} = (\text{entrée})_{L.P} + Q_{Abs} * mL.R * CpL.R \quad (II.6)$$

d/Dimensionnement de l'absorbeur En connaissant le débit volumique ( $vQ$ ) en ( $m^3/s$ ) du gaz et sa vitesse maximale ( $maxV$ ) en ( $m/s$ ) et en utilisant des abaques tracées en fonction des paramètres critiques et /ou en fonction du facteur de compression, on peut trouver aisément le diamètre de la colonne d'absorption par l'équation :

$$D(m) = 1,284 \sqrt{\frac{Q_v}{V_{max}}}$$

(II.7)

*La vitesse maximale du gaz est donnée en fonction de sa masse volumique par la relation :*

$$V_{max} (m/s) = 2,08 \cdot 10^{-2} \sqrt{\frac{970 - \rho_G}{\rho_G}} \quad (II.8)$$

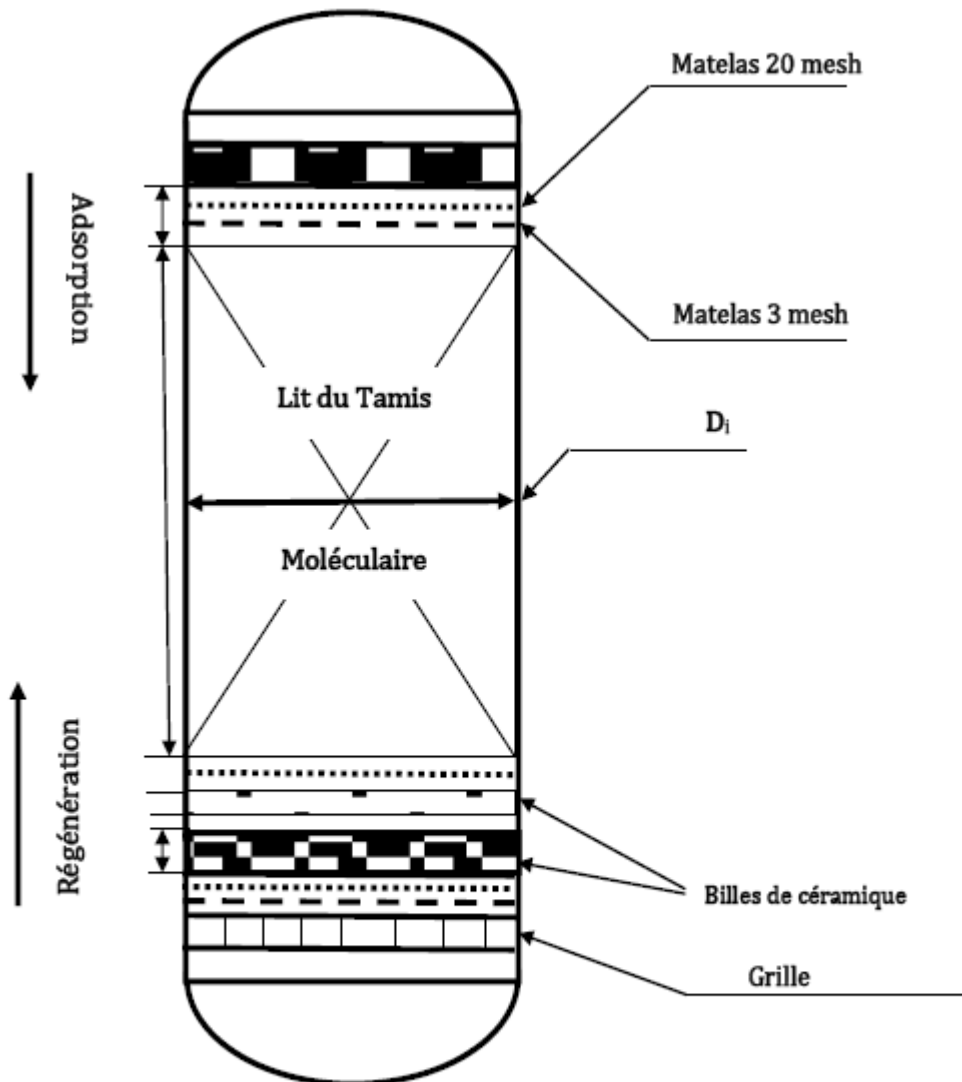
*Le nombre de plateaux de la colonne d'absorption est calculé par la relation suivante qui tient compte de la teneur de (CO2) dans le gaz riche et dans le gaz pauvre, autrement dit à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur :*

$$N_p = -7,362 \ln \left[ \frac{Y_S}{Y_E} \right] \quad (II.9)$$

Avec  $Y_s$  et  $Y_E$  respectivement le rapport molaire de  $CO_2$  dans le gaz pauvre et dans le gaz riche.

La hauteur de la colonne est fonction de nombre de plateaux et de la distance entre deux plateaux consécutifs, cette distance dépend généralement du type de plateau. Les fournisseurs des plateaux sont les seuls qui fixent cette distance suivant l'efficacité de chaque type de plateau. Si la distance séparant deux plateaux successifs est ( $h$ ), alors la hauteur de la colonne d'absorption sera :

$$H = (NP + 1).h \quad (II.10)$$



*Fig.III.6 Schéma d'une colonne d'adsorption à tamis moléculaire*

#### **III.3.4.8. L'efficacité thermique du procédé de régénération**

L'efficacité des cycles de chauffage varie généralement entre 40 et 50% la corrélation suivante est utilisée par la compagnie DAVISON pour estimer l'efficacité thermique de régénération :

$$E \% = \frac{100}{2,25 - 0,0311.t(h)} \quad (III.3)$$

Avec :  $t(h)$  le temps de chauffage en heures.

#### **III.3.4.9. Calcul d'un adsorbent et de la quantité de tamis moléculaire**

Pour estimer de la longueur de la ZTM, l'équation suivante développée par Simpson et Cummings est utilisée. Pour les tamis moléculaires on a :

$$ZTM = \frac{0.6*375*q^{0.7895}}{Vg^{0.5506} *RS^{0.2646}} \quad (III.4)$$

ZTM : En pouces (1 pouce = 1 inch = 2,54 cm)

q : Quantité d'eau adsorbée par unité de temps et de surface en  $lbH_2O/ft^2.h$ .

$v_g$  : vitesse superficielle du gaz en ft/h.

$R_s$  : Saturation relative de l'alimentation en %.

Les formules de calcul sont celle utilisée par W.R.Grace Davison pour la conception d'un déshydrateur.

### 1-Calcul des propriétés du gaz

a/Le poids moléculaire du gaz d'alimentation.

$$M_w = \sum_i M_{wi} y_i \quad (III.5)$$

b/Facteur de compressibilité.

$$Z = f(P) = 1.046 - 2.034 * 10^{-4} * P + 4.571 * 10^{-8} * P^2$$

$P$  : est la pression du gaz en Psia

c/Masse volumique du gaz en lb/ft<sup>3</sup>.

$$\rho_g = \frac{M_w * 520 * P}{379 * Z * T * 14.7} \quad (III.6)$$

La valeur 379 correspond au volume molaire du gaz en (ft<sup>3</sup>) à 14,7 psia et 520°R.

$P$  : pression du gaz en psia.

$T$  : température du gaz en °R.

### 2-Calcul de la vitesse du gaz

$$V_g = 25 QZT / PD^2 \text{ en (ft / min)}. \quad (III.7)$$

$Q$  : débit du gaz par lit en : mm cft /day.

$D$  : diamètre du lit en ft.

### 3-Calcul de la charge d'eau du gaz d'alimentation

$$q_w = 10^{-6} * q * W_i / 24 \quad (III.8)$$

$q_w$  : en lb (eau) /h

$W_i$  : Teneur en eau du gaz d'alimentation en lbH<sub>2</sub>O /mm cft.

### 4-Longueur de la zone saturée.

$$H_s = \frac{8q_w}{x \rho_d * A} \quad (III.9)$$

$x$  : Capacité d'adsorption.

$\rho_d$  : Masse volumique du desséchant.

*A : coupe transversale du déshydrateur.*

### **5-Estimation de la hauteur du lit perdu**

*W.R. Grace Davison introduit un nouveau terme dénommé " hauteur du lit perdu " (LBH) pour tenir compte de la réduction de la charge*

$$LBH = 1/2 ZTM \quad (III.10)$$

### **6-Calcul de la hauteur totale du lit**

*La hauteur totale du lit devient donc :*

$$Ht = Hs + LBH \quad (III.11)$$

### **7-Calcul de la quantité totale du tamis moléculaire.**

$$m_d = A * Ht * \rho_d \quad (III.12)$$

*A : coupe transversale (ou section) de la colonne.*

### **8-Calcul des pertes de charge**

*La perte de charge est estimée en régime turbulent ( $Re < 100$ ) selon l'équation d'ERGUN :*

$$\frac{\Delta P}{L} = 7,22 \cdot 10^{-2} \mu V_g + 1,24 \cdot 10^{-4} \rho_g V_g^2 \quad (III.13)$$

$\frac{\Delta P}{L}$  : Perte de charge par unité de hauteur d'absorbeur (Psi/ft)

$\mu$  : Viscosité dynamique du gaz en cP (1Poise=kg/sm)

$V_g$  : Vitesse du gaz en (ft/min)

$\rho_g$  : Masse volumique du gaz en (lb/ft<sup>3</sup>)

*Ces calculs ne prennent pas en considération les pertes de charge à travers les billes de céramique, donc on prend une valeur supplémentaire de 10% alors on aura :*

$$\left(\frac{\Delta P}{L}\right)_T = 1,1(7,22 \cdot 10^{-2} \mu V_g + 1,24 \cdot 10^{-4} \rho_g V_g^2) \quad (III.14)$$

*Pour le calcul des pertes de charge en cas de régénération on utilise les mêmes équations sauf que le débit du gaz de régénération et la température changent.*

## 9-Calcul de la quantité de chaleur lors de la régénération

### A/Phase de chauffage :

La quantité totale de chaleur fournie pour la phase de chauffage de déshydrateur plein entre la température  $T_i$  et la température  $T_f$  est la somme des quantités de chaleur suivantes :

$Q_1$  : Quantité de chaleur de chauffage du tamis moléculaire

$$Q_1 = (mCp)_{\text{tamis}}(T_f - T_i) \quad (III.15)$$

$Q_2$  : Quantité de chaleur de chauffage des billes en céramique

$$Q_2 = (mCp)_{\text{billes}}(T_f - T_i) \quad (III.16)$$

$Q_3$  : Quantité de chaleur de chauffage de la colonne métallique

$$Q_3 = (mCp)_{\text{colonne}}(T_f - T_i) \quad (III.17)$$

$Q_4$  : Quantité de chaleur de désorption et de chauffage de l'eau

$$Q_4 = (mCp)_{\text{eau}}(T_f - T_i) + m_{\text{(eau)}}\Delta H_{\text{(désorption/eau)}} \quad (III.18)$$

$Q_5$  : Quantité de chaleur de désorption et de chauffage des hydrocarbures

$$Q_5 = (mCp)_{\text{H.C}}(T_f - T_i) + m_{\text{(H.C)}}\Delta H_{\text{(désorption/H.C)}} \quad (III.19)$$

On note que la masse des hydrocarbures désorbés constituent 10% de la masse de l'eau désorbée :

$$m_{\text{(H.C)}} = 0,1 m_{\text{(eau)}}$$

 Activer  
Accédez  
à toutes les fonctionnalités

(III.20)

$Q_6$ : Quantité de chaleur perdue vers l'extérieur, elle est estimée à 10% de la somme des autres quantités de chaleur :

$$Q_6 = 0,1(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5) \quad (III.21)$$

Donc la quantité de chaleur reçue du gaz chauffant est la somme de toutes les quantités de chaleurs de  $Q_1$  à  $Q_6$  :

$$Q_{\text{Chauffage}} = 1,1(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5) \quad (III.22)$$

La quantité de chaleur cédée par le gaz chauffant est la même quantité reçue par l'adsorbeur en régénération en valeur absolue mais de signe négatif :

$$Q_{\text{Gaz Chauffant}} = -Q_{\text{Absorbeur}} = -1,1(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5) \quad (III.22)$$

$$Q_{\text{Gaz Chauffant}} = Q_{\text{Cédée}} = (mCp)_{\text{Gaz Chauffant}}(T_f - T_H) < 0 \quad (III.23)$$

On peut tirer le débit du gaz de régénération qui est à une haute température ( $T_H$ ) en combinant les relations (III.22) et (III.23) et en divisant par le temps de régénération :

$$m_{\text{Gaz Chauffant}}^* = \frac{m_{\text{Gaz Chauffant}}}{t_{\text{régénération}}} = \frac{1,1(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5)}{(t_{\text{régénération}})(Cp)_{\text{Gaz Chauffant}}(T_f - T_H)} \quad (III.24)$$

#### A/Phase de refroidissement :

Pendant la phase de refroidissement de  $T_f$  à  $T_i$ , l'adsorbeur ne contient que le tamis et les billes en céramique dans sa colonne métallique, alors il faut éliminer du bilan les quantités de chaleur de désorption de l'eau et des hydrocarbures, et il faut négliger la quantité de chaleur échangée avec l'extérieur. Le bilan sera établi seulement avec les quantités de chaleur cédées par la colonne métallique, les billes en céramique et le tamis moléculaire, alors il vient :

$$Q_{\text{Gaz froid}} = - (Q_1 + Q_2 + Q_3) = (mCp)_{\text{Gaz froid}}(T_i - T_f) \quad (III.25)$$

On peut tirer le débit du gaz de refroidissement en divisant sa masse tirée de la relation (III.25) par le temps de refroidissement :

$$m_{\text{Gaz froid}}^* = \frac{m_{\text{Gaz froid}}}{t_{\text{refroidissement}}} = \frac{(Q_1 + Q_2 + Q_3)}{(t_{\text{refroidissement}})(Cp)_{\text{Gaz froid}}(T_f - T_i)} \quad (III.24)$$



## CHAPITRE 3 : LA DESHYDRATATION DE GAZ

### I- LE BUT DE LA DESHYDRATATION

#### 1- INTRODUCTION

Généralement à la température et à la pression du gisement le gaz est saturé d'eau condensée.

L'eau est responsable sous certaines conditions de pression et de température de la formation d'hydrates par combinaison avec certains constituants du gaz.

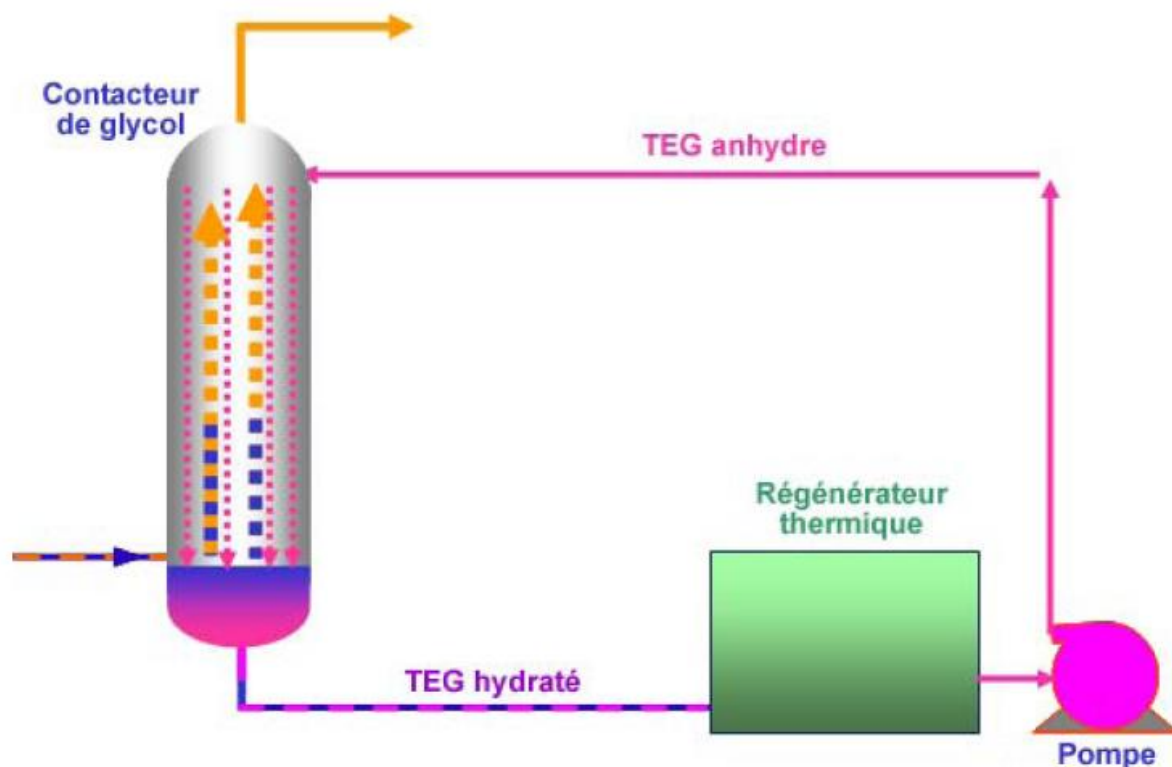


Figure 1: Schéma simplifié d'une unité de déshydratation

Le but de la déshydratation est de :

- Eliminer la vapeur d'eau du gaz
- Pour éviter la corrosion des équipements surtout si le gaz de séparation contient du  $\text{CO}_2$  car  $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} =$  Acide carbonique (qui n'existe qu'en solution sous forme ionique).
- Supprimer le risque d'arrivées de gouttelettes dans les rotors des compresseurs centrifuges
- Diminuer les pertes de charges dans les pipelines & l'accumulation d'eau libre dans les points bas de
- Permettre les traitements en aval tel que dégazolinage & récupération des GPL
- Diminuer la charge de travail des sécheurs à tamis moléculaires en amont des turboexpandeurs

- Pour éviter les problèmes de corrosion des réseaux de gaz lift ou gaz injection.

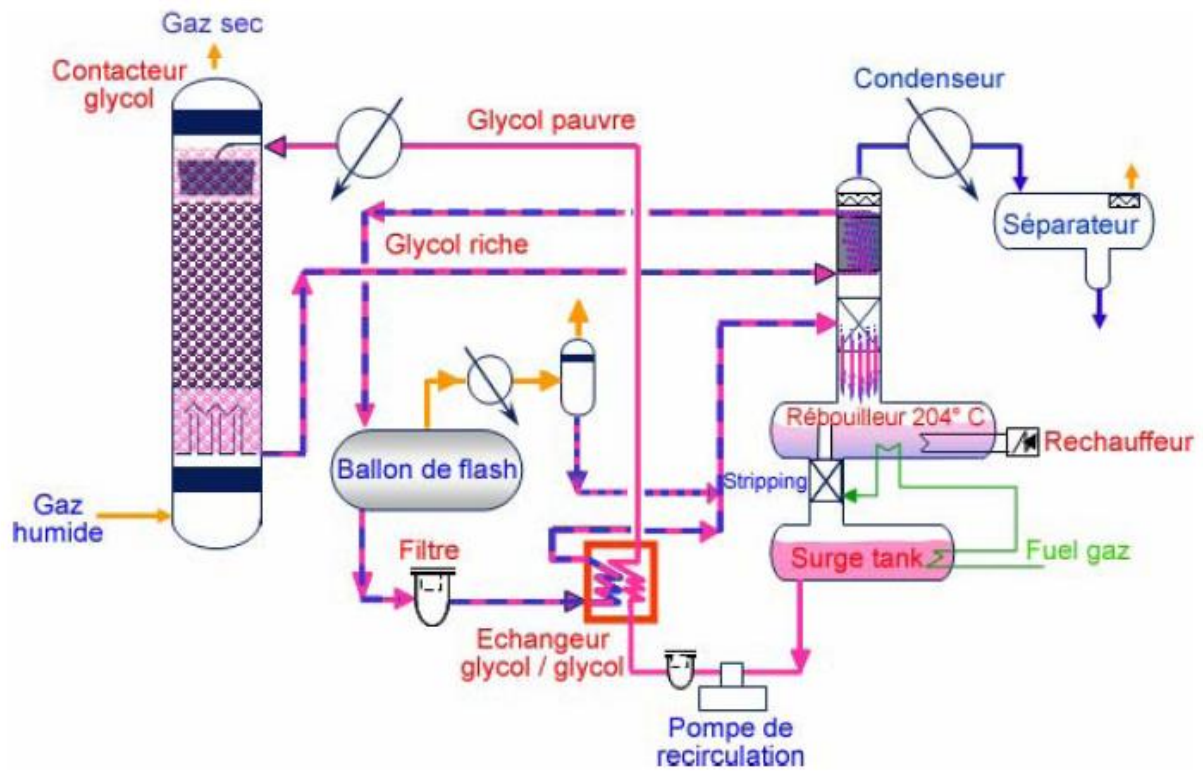


Figure 2: Unité de déshydratation

- 2- Composition du gaz
  - a- Composition de gaz naturel

Composition (% volume)	Lacq	Parentis	Groningue	San Salvo Cupelio	Frigg	Hassi R'Mel
N <sub>2</sub>	1,50	-	0,01	21,62	0,40	5,84
He	-	-	-	-	-	0,19
H <sub>2</sub> S	15,30	-	-	0,06	-	-
CO <sub>2</sub>	9,30	-	0,89	8,40	0,30	0,21
C <sub>1</sub>	69,00	73,60	81,30	60,18	95,59	83,72
C <sub>2</sub>	3,00	10,20	2,85	5,49	3,60	6,76
C <sub>3</sub>	0,90	7,60	0,37	2,78	0,04	2,09
C <sub>4</sub>	0,50	5,00	0,14	0,94	0,01	0,82
C <sub>5</sub>	0,20	1,70	0,04	0,33	-	0,22
C <sub>6+</sub>	0,30	1,90	0,05	0,20	0,06	0,15

*Table 1: Exemples de compositions de gaz*

b- Spécifications du gaz commercial

Country	France	USA (Florida)	England	Japan (Osaka)
Methane C <sub>1</sub>	Min 80 mol %			
Nitrogen N <sub>2</sub>		Max 3 mol %	Max 5 mol %	Max 1 mol %
Carbon dioxide CO <sub>2</sub>	Max 3 mol %		Max 2 mol %	Max 0,5 mol %
Oxygen O <sub>2</sub>	Max 0,5 mol %	Max 0,25 mol %	Max 10 ppm	Max 0,01 mol %
Water H <sub>2</sub> O	0,005 mg/(n)m <sup>3</sup>	Max 7 ppm	Max 50 mg/(s)m <sup>3</sup>	
Hydrogen Sulphur H <sub>2</sub> S	Max 7 mg/(n)m <sup>3</sup> (6 for Lacq)	Max ¼ grains / 100 scf	Max 3,3 ppm	Max 10 mg/(n)m <sup>3</sup>
Mercaptan Sulphur	Max 16,9 mg/(n)m <sup>3</sup>			
Total Sulphur	Max 75 mg/(n)m <sup>3</sup>	Max 10 grains / 100 scf	Max 15 ppm	Max 50 mg/(n)m <sup>3</sup>
Mercury	Max 10 mg/(n)m <sup>3</sup>			
High Heating Value Normal Conditions	10,7 – 12,7 kWh/(n)m <sup>3</sup>			45,53 – 46,47 MJ/(n)m <sup>3</sup>
High Heating Value Standard Conditions	38,52 – 45,72 MJ/(n)m <sup>3</sup>	1000 – 1075 Btu/scf	35,90 – 42,30 MJ/(s)m <sup>3</sup>	
Index Wobbe Normal Conditions	13,4 – 15,65 kWh/(n)m <sup>3</sup>			52,7 – 57,8 MJ/(n)m <sup>3</sup>
Index Wobbe Standard Conditions	48,24 – 56,34 MJ/(s)m <sup>3</sup>		48,14 – 51,41 MJ/(s)m <sup>3</sup>	
Temperature Water Dew Point	-10°C (at 80 bar)	Max 120°F	-10°C at any pressure	
Hydrocarbon Dew Point Pressure			-2°C at 75 bar	

*Table 2: Spécifications de quelques gaz de différents réseaux commerciaux*

## II- LE FONCTIONNEMENT DE LA DESHYDRATATION

### 1- THEORIE DE BASE

#### 1.1- Quelques définitions

Température de bulle d'un liquide que l'on chauffe à pression constante : température à laquelle apparaît la première bulle de vapeur.

Pression de bulle d'un liquide que l'on détend à température constante: pression à laquelle apparaît la première bulle de vapeur.

Température de rosée d'un gaz que l'on refroidit à pression constante : température à laquelle apparaît la première bulle de liquide.

NB 1: Dans le cas courant d'un gaz humide pour une pression donnée il faut distinguer deux points de rosée:

Le point de rosée hydrocarbures

Le point de rosée eau

Evidemment ils ne se produisent pas à la même température, même si dans quelques cas particuliers ils peuvent être très proches l'un de l'autre (ex mélange butane / eau à P0 l'un apparaît à 0°C et l'autre pour le C4 vers -1°C suivant sa pureté)

Cette remarque est évidemment valable pour: Les points de bulle hydrocarbures et H<sub>2</sub>O

Les courbes de rosée hydrocarbures et H<sub>2</sub>O

Les courbes de bulle hydrocarbures et H<sub>2</sub>O

Courbe de rosée : ensemble des points de rosée.

Courbe de bulle : ensemble des points de bulle.

Point critique C : point commun aux deux courbes (correspond à la pression critique.

#### 1.2- Courbe de rosée eau

Pour un gaz donné, l'ensemble des points de rosée aux conditions (Pr, Tr) qui correspondent à une même teneur en eau constituent la courbe de rosée eau de ce gaz.

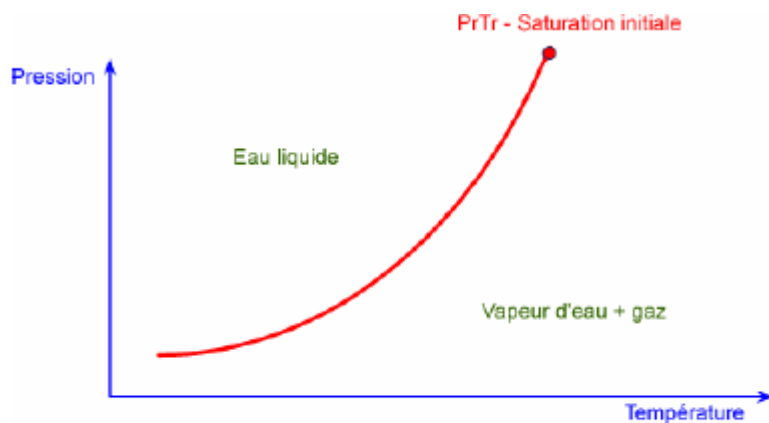


Figure 4: Diagramme pression - température

On peut tracer cette courbe dans le diagramme pression- température.

Le tracé s'obtient aisément, connaissant les conditions initiales de saturation.

A l'aide de l'abaque de MacKetta présentée ci-dessous, on obtient les coordonnées (valeurs de pression et température) qui correspondent à la même teneur en eau d'origine.

L'intersection de l'horizontale correspondant à la teneur en eau initiale avec les isobares permet, en traçant les verticales aux intersections, de définir les températures associées à chaque isobare.

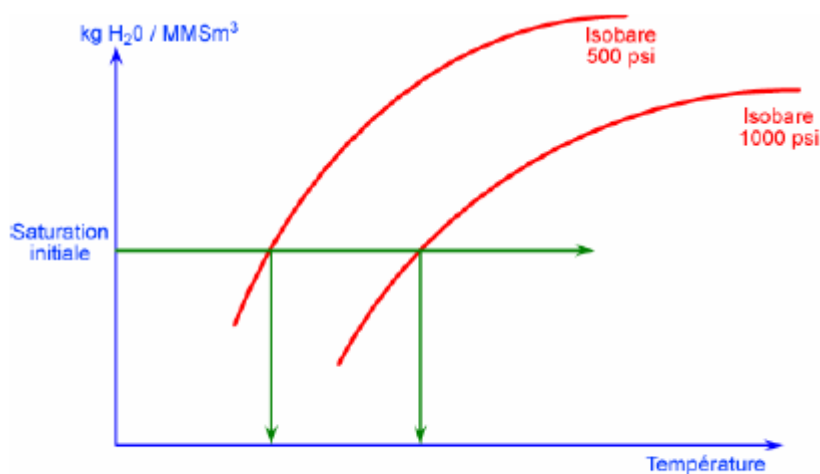


Figure 5: Principe de l'Abaque de MacKetta

## 2- Détermination de la teneur en eau d'un gaz

### a- Les unités

Les teneurs en eau s'expriment généralement en : Unités anglo-saxonne: lbs / MMSCF

Unités SI: kg / MMSm<sup>3</sup> (15°C / 1 atm.)

kg / MMNm<sup>3</sup> (0°C / 1 atm.)

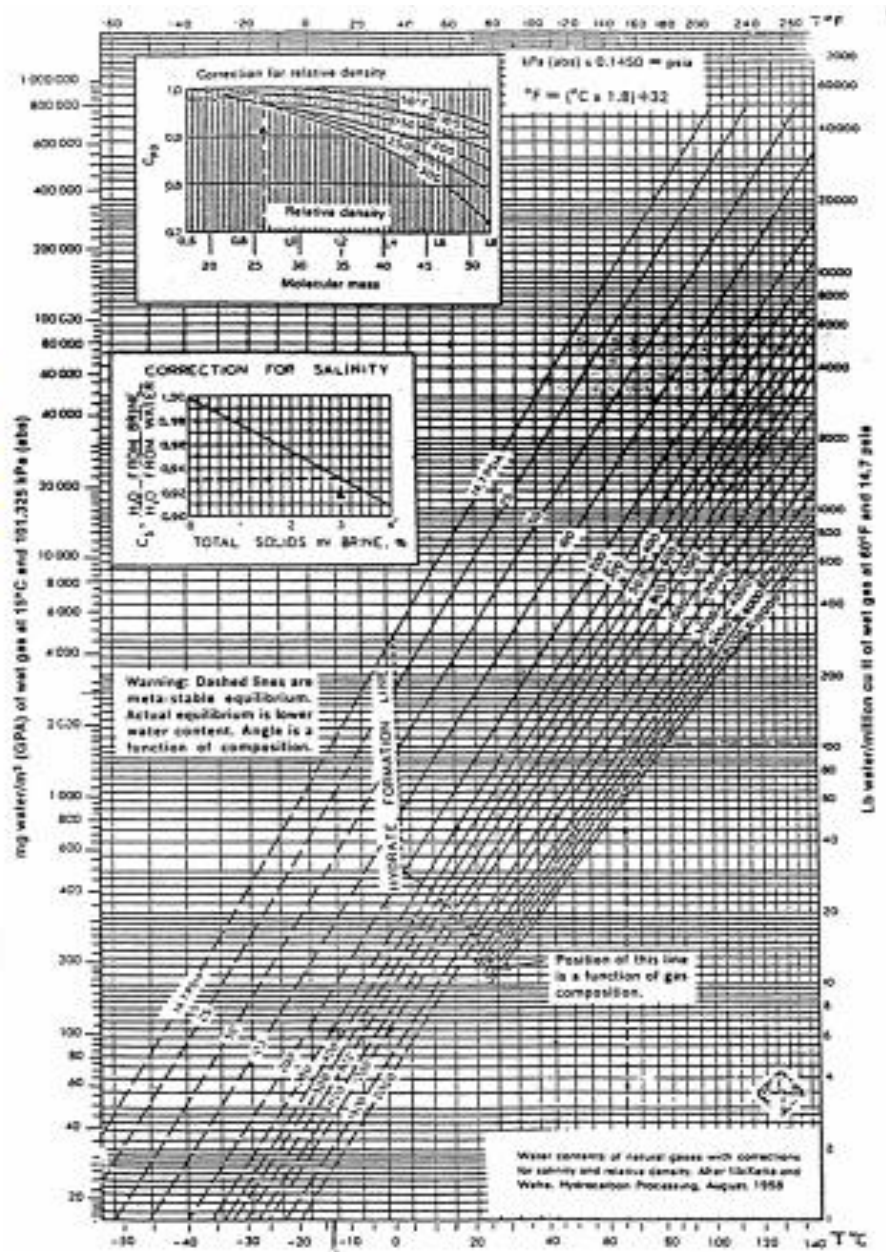
### 3- Détermination graphique

L'abaque de MACKETTA est la méthode pratique la plus simple pour une estimation relativement précise de la teneur en eau d'un gaz.

Figure 6: Détermination graphique de la teneur en eau d'un gaz (Graphique de Mac Ketta)

Ce diagramme s'applique pour des gaz naturels de densité < 0.8.

Un facteur de correction est appliqué pour les gaz dont la teneur en gaz acide est > 2 %



#### Détermination par calcul

La détermination se fait à l'aide de programme de simulation qui utilise des équations d'états. Ou bien en appliquant la corrélation de BUKACEK qui permet de déterminer la teneur en vapeur d'eau d'une façon plus précise & plus facile. The water content is calculated using an ideal contribution and a deviation factor. In equation form the correlation is as follows:

$$W = 47484 \frac{P_{water}^{sat}}{P_{total}} + B$$

$$\log B = \frac{-3083,87}{459,6 + t(^{\circ}F)} + 6,69449$$

Where w is H<sub>2</sub>O in lb/MMCF and t is in °F.

### III- LES DIFFERENTS PROCEDES DE DESHYDRATATION

Les procédés de déshydratation les plus utilisés sont :

- Les unités d'absorption aux différents glycols (D.E.G.) et (T.E.G.)
- Les unités d'absorption au méthanol
- Les unités d'adsorption
- Les tamis moléculaires

#### 1- DESHYDRATATION PAR ABSORPTION AVEC T.E.G.

##### 1.1- Principe de la déshydratation par absorption au T.E.G. (principalement au T.E.G.)

###### Section absorption

- ✦ Propriété des glycols d'absorber l'eau
- ✦ affinité pour l'eau > à celle du gaz
- ✦ Le phénomène physique = absorption

###### Section régénération

La section de la régénération du glycol est basée sur le principe de la distillation (voir figure ci-contre)

*Figure 11: Régénérateur de TEG*





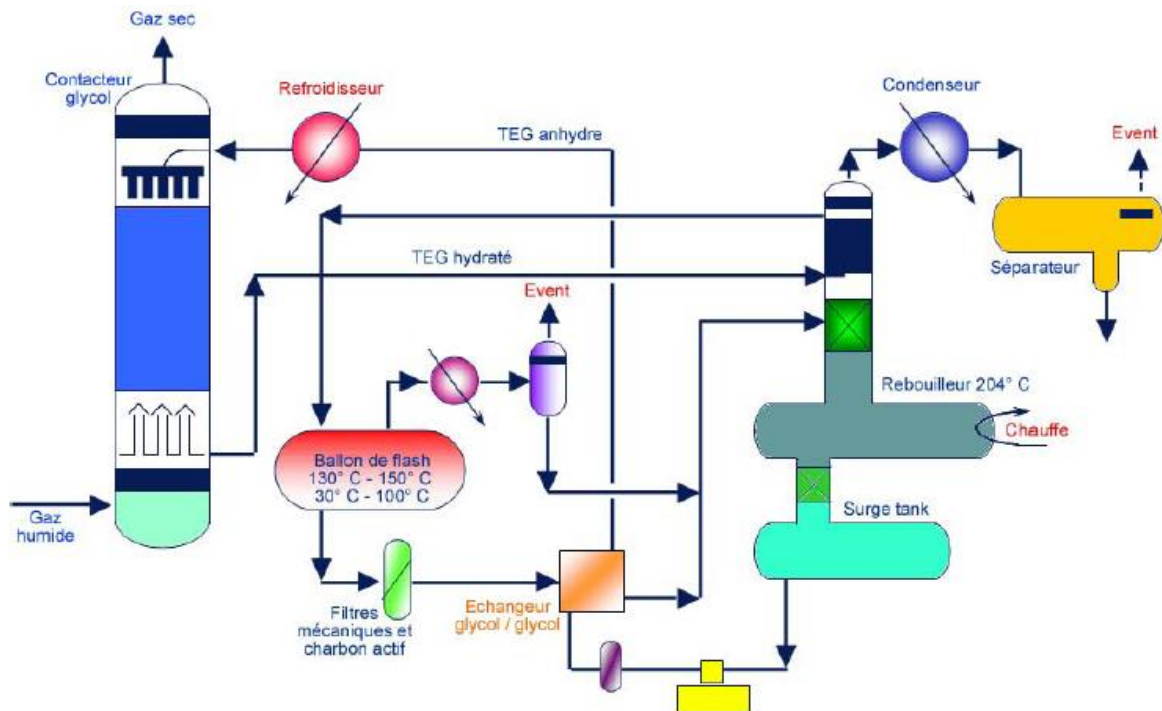


Figure 12: Déshydratation par absorption au T.E.G.

## 1.2- Section absorption

- gaz humide dans un séparateur --> eau libre dans la colonne le gaz circule vers le haut
- garnissage
- plateaux perforés passage du gaz dans un échangeur de tête (suivant les fabricants)

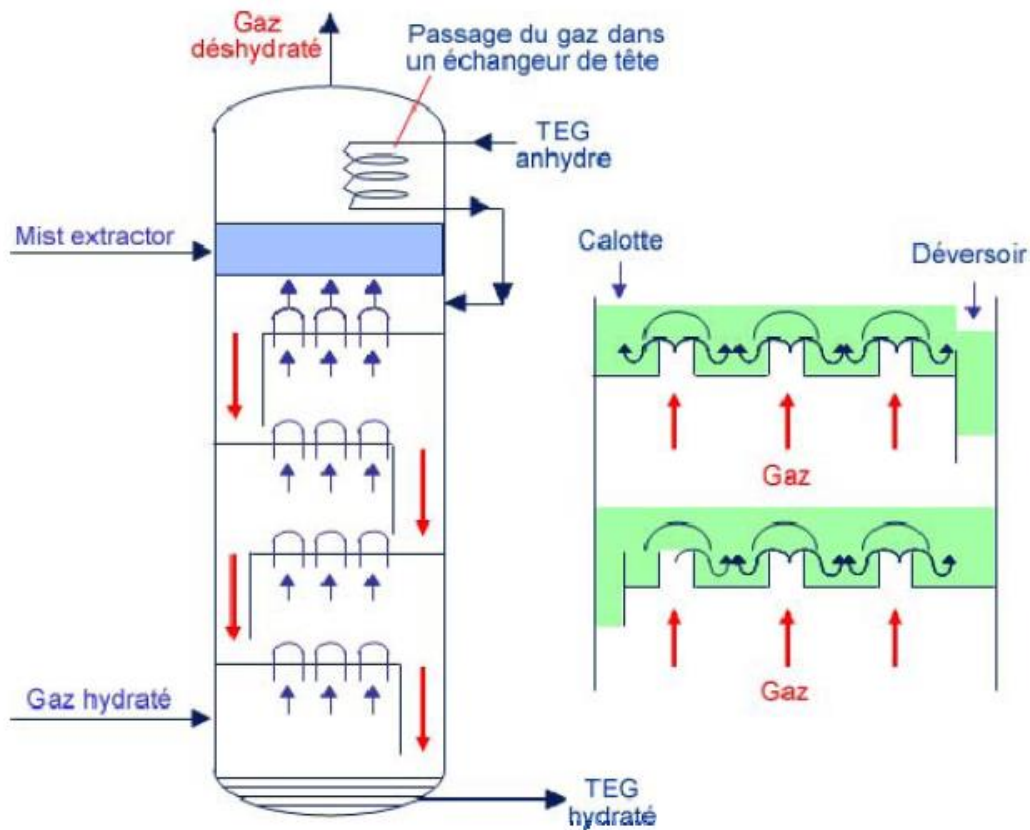


Figure 14: Colonne d'absorption (appelé aussi Contacteur) avec refroidisseur en tête

### 1.3- Section régénération

- le T.E.G. hydraté est soutiré du ballon de détente
- série de filtres
- la colonne de distillation
- descente du T.E.G au travers de la colonne
- sortie vers le rebouilleur pour régénération
- sortie de la vapeur d'eau à contre courant dans la colonne de distillation
- le T.E.G reconcentré (jusqu'à plus de 99%) sort du rebouilleur par un déversoir

Le circuit de recirculation de la régénération est composé de:

Pompes à pistons à courses réglables :

- o sortie de l'absorbeur
- o volumétriques à débit réglable

Filtration

- o dépose des particules solides
- o dépose des hydrocarbures (charbons actifs et CO<sub>2</sub>)
- o Filtre à particules pour piéger les débris de charbon qui peuvent s'échapper du filtre a charbons actifs

Neutraliseur de PH

- o PH à maintenir entre 6 et 7

NB: La température d'entrée du T.E.G. dans le contacteur doit être supérieure de quelques degrés (+5°C habituellement) cela pour optimiser l'absorption et éviter les moussages

#### 1.4- Performances et utilisation

Performances :

C'est le procédé le plus utilisé dans les centres de production qui n'ont pas d'unités GPL ou GNL ou même de Dégazolinage par réfrigération

point de rosée -15 à -20 °C à 70 bars avec un T.E.G. anhydre à 99%

le T.E.G. est échantillonné & analysé périodiquement pour détecter la présence d'éléments indésirables qui nuisent à l'efficacité du T.E.G., tels que:

o Fer o Sels o Hydrocarbures C5+ o Particules solides en suspension o couleur o particulièrement les liquides C5+ qui favorisent le moussage avec le T.E.G.

#### 1.5- Domaine d'utilisation :

- protection des unités de traitement par réfrigération
- protection de collectes en l'absence de venue d'eau salée ou lorsqu'il existe des WKO en tête de puits.
- protection sur pipes de distances moyennes.
- puits sous-marins en l'absence de venues d'eau salée.
- amont conduites gaz longue distance
- protection des lignes aval
- amont turbo-expandeur
- présence de CO<sub>2</sub> --> corrosion

Contre indications :

- lignes longues soumises à corrosion, sea-lines.
- production d'eau salée (pollution par sels du TEG lors de la régénération).
- On trouvera ci-dessous un schéma de principe d'un ensemble de déshydratation au T.E.G.

2- Exemple de la déshydratation au glycol

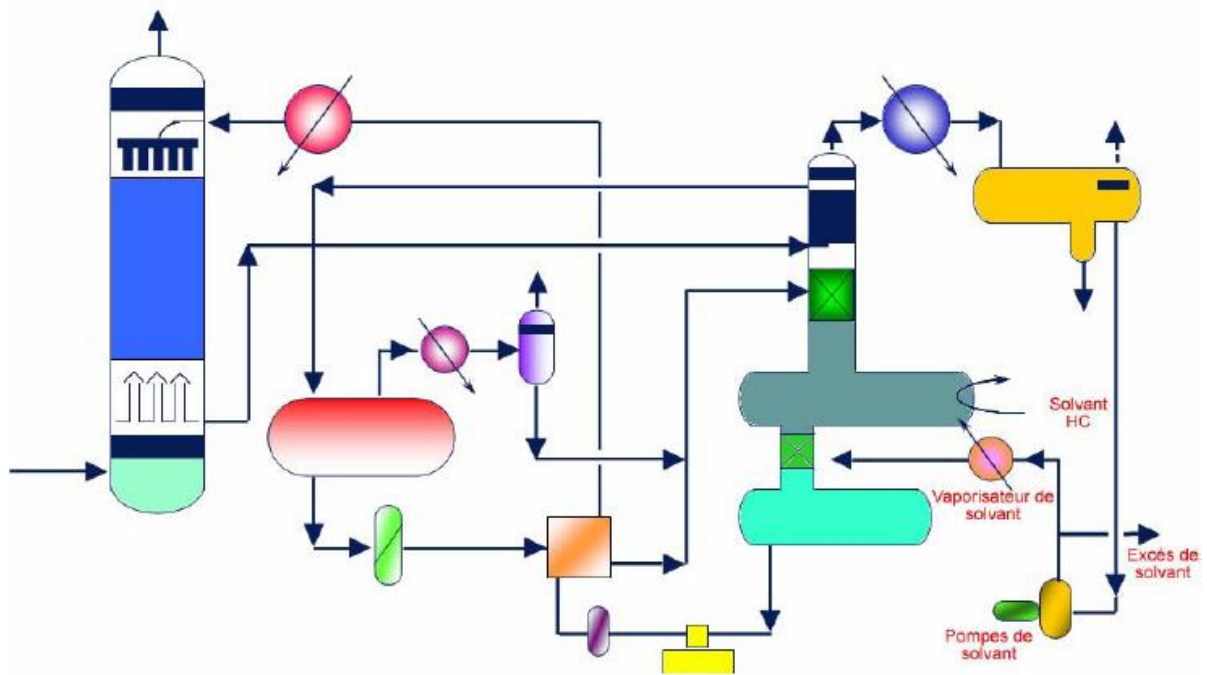


Figure 15: Exemple d'une section de régénération

Particularité d'un procédé dérivé, au niveau de la colonne de Stripping ( Drizo )

Au lieu d'utiliser le gaz sec comme Gaz de Stripping il y est utilisé de l'hexane vaporisé dans un surchauffeur électrique à température régulée par thyristors, ensuite introduit dans la colonne comme gaz de stripping.

Parce que:

- d'une part l'hexane est présent dans le gaz du gisement donc disponible pour utilisation,
- d'autre part et surtout il forme avec la vapeur d'eau un mélange azéotrope qui fait que la vapeur d'eau a plus d'affinité (à la température de 205 / 210°C) pour l'Hexane que pour le T.E.G. ce qui permet d'affiner la concentration du T.E.G. à 99,6 %

Cet hexane est ensuite:

- Récupéré en tête de la colonne de stripping
- Condensé dans un échangeur à eau

Récupéré dans un ballon d'où il est pompé vers le surchauffeur électrique.

La boucle de stripping est ainsi complète.

Avantages du procédé DRIZO :

- point de rosée très bas (de  $-60^{\circ}\text{C}$  à  $-100^{\circ}\text{C}$ )
- pertes en glycol diminuées à cause de la présence du condenseur de tête
- risque de moussage réduit
- pas d'engorgement dans le régénérateur glycol
- sécurité plus grande ( $190^{\circ}\text{C}$ )
- automatisation plus facile (pas moussage)

- grande flexibilité dans l'obtention du point de rosée du gaz traité
- contacteur glycol moins haut
- légère économie d'énergie (10 à 20 % de moins)

### 3- DESHYDRATATION PAR ADSORPTION PHYSIQUE DANS ELEMENTS SOLIDES MICROPOREUX

#### 3.1- Principe de la déshydratation par adsorption propriété de certains solides = dessiccants de fixer superficiellement certaines molécules

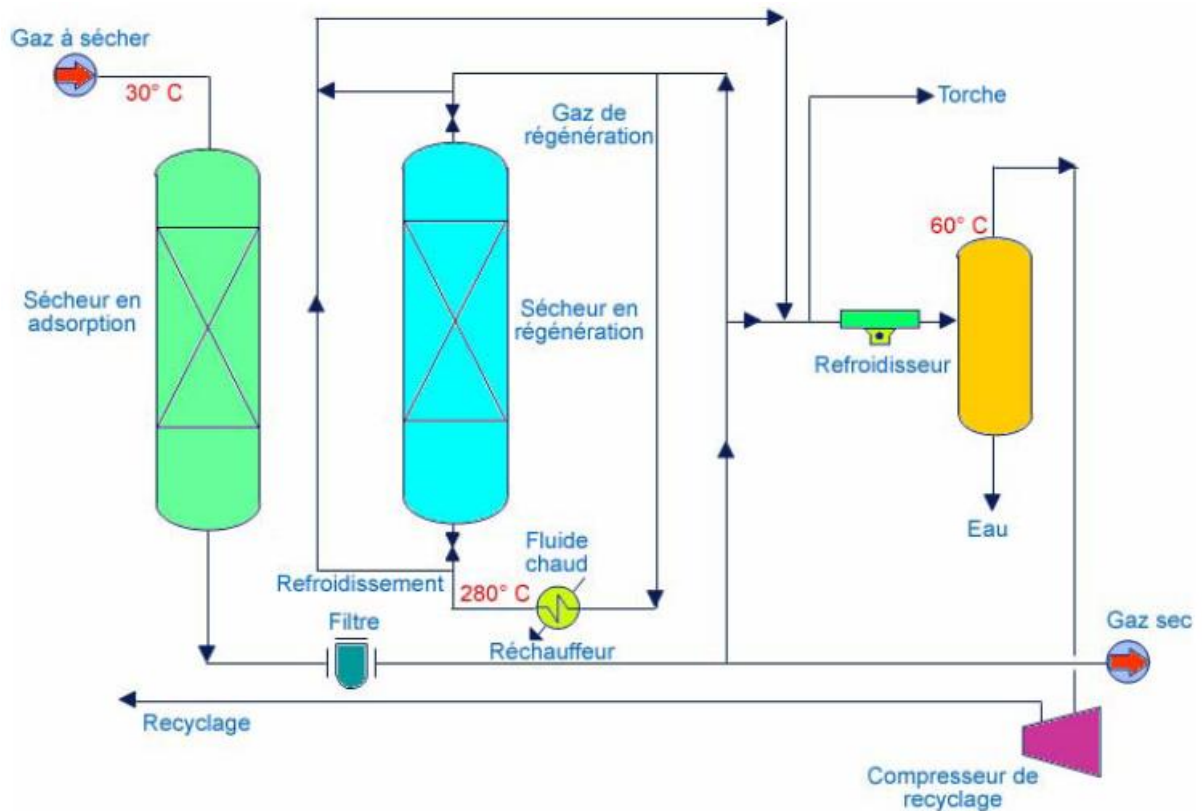


Figure 17: Déshydratation par adsorption

Les principaux dessiccants sont :

- Alumine Bonne activité mais se dégrade en absorbant les hydrocarbures lourds qui ne sont pas éliminés par chauffage.
- Silicagels Ce sont des substances amorphes très actives, faciles à régénérer et qui adsorbent moins les hydrocarbures lourds. Ils sont sensibles à l'eau liquides.
- Tamis moléculaires  
Ils se composent de cristaux de zéolithe (aluminosilicates de calcium et de sodium) dont la structure cristalline des pores de dimension bien définie suivant le type choisi.

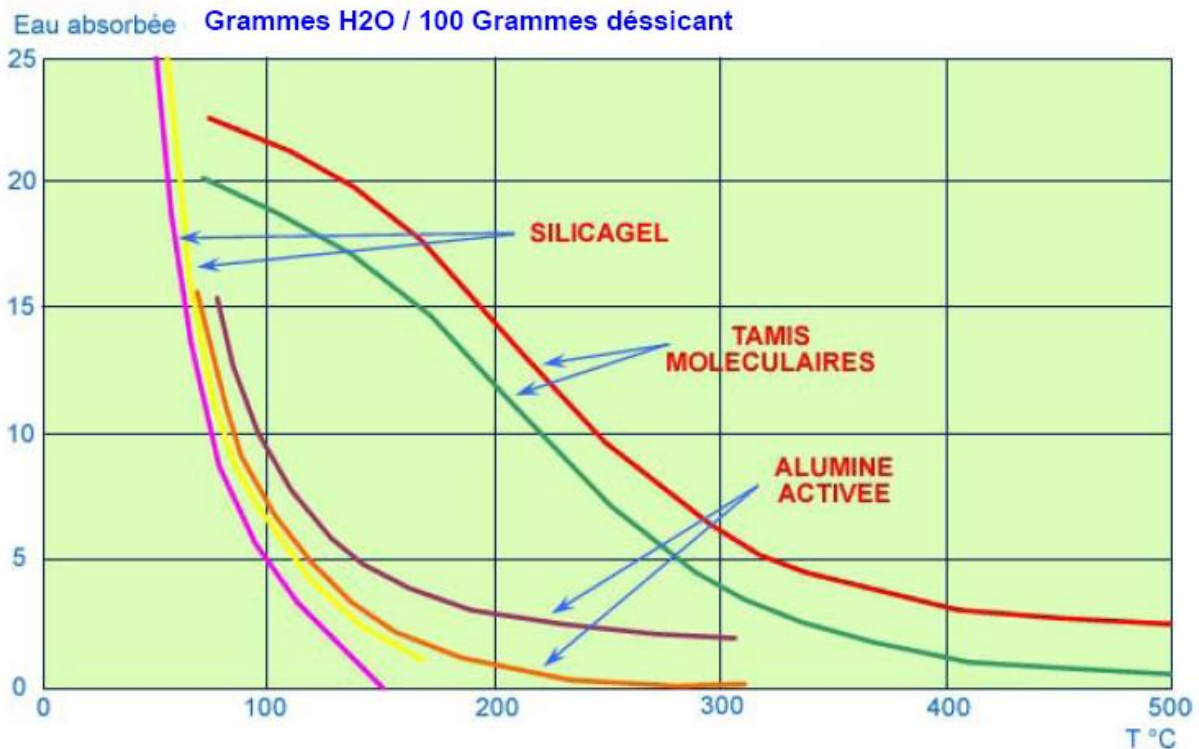


Figure 18: Différences entre les différents dessiccants

Les molécules polaires comme l'eau sont retenues prisonnières à l'intérieur de ces pores.

D'autres corps tels H<sub>2</sub>S peuvent être adsorbés.

Ce sont les dessiccants les plus actifs mais ils demandent plus de chaleur de régénération. Ils sont assez fragiles et très chers mais leurs rapports rendement efficacité / prix justifie leur emploi dans beaucoup de sections de séchage des gaz en amont des procédés de fractionation & de liquéfaction

Ils sont sensibles aux hydrocarbures lourds, les dépôts d'huile de lubrification ou de glycol et nécessitent impérativement l'installation de filtres très fins en amont des turboexpandeurs (incident sur le Rotoflow du GPL de Karstoe en Norvège par abrasion du rotor par les "fines" provenant des trois tours de séchage)

Tous ces produits se dégradent peu à peu par suite de la présence de "poisons". Il est donc nécessaire d'en débarrasser le gaz dans la mesure du possible en amont des adsorbants, afin de prolonger leur vie (1 à 3 ans environ).

## IV- AVANTAGES ET INCONVENIENTS DES DIFFERENTS PROCEDES

### 4.3.1. Inhibition des hydrates par M.E.G. ou D.E.G avec régénération

Avantages

- consommation de M.E.G. ou D.E.G. faible (peu de vaporisation dans le gaz).
- régénération simple.
- pas de problème de pollution (eau éliminée en phase vapeur).
- sécurité de stockage (produit peu volatil).

Inconvénients :

- présence de liquide dans l'ouvrage de transport (débit d'injection supérieur à celui du méthanol)
- corrosion si H<sub>2</sub>S ou CO<sub>2</sub>
- difficultés (ou impossibilité) de régénération en présence d'eau salée
- gaz non aux spécifications

#### **4.3.2. Inhibition des hydrates au méthanol perdu**

Avantages :

- installation simple
- investissements faibles
- taille équipement faible
- bonne fiabilité
- Inconvénients :
- création d'un régime diphasique (si le gaz transporté dans le pipeline est accompagné d'une phase hydrocarbure liquide suite à la forte solubilité du méthanol dans les hydrocarbures liquides son débit d'injection peut devenir prohibitif)
- corrosion si H<sub>2</sub>S ou CO<sub>2</sub>
- frais d'exploitation élevés
- approvisionnement méthanol ?
- Stockage (sécurité)
- gaz ne répondant pas aux normes commerciales de teneur en eau.

#### **4.3.3. Inhibition des hydrates par méthanol avec régénération**

Avantages :

- bonne fiabilité
- pas de rejet d'eau

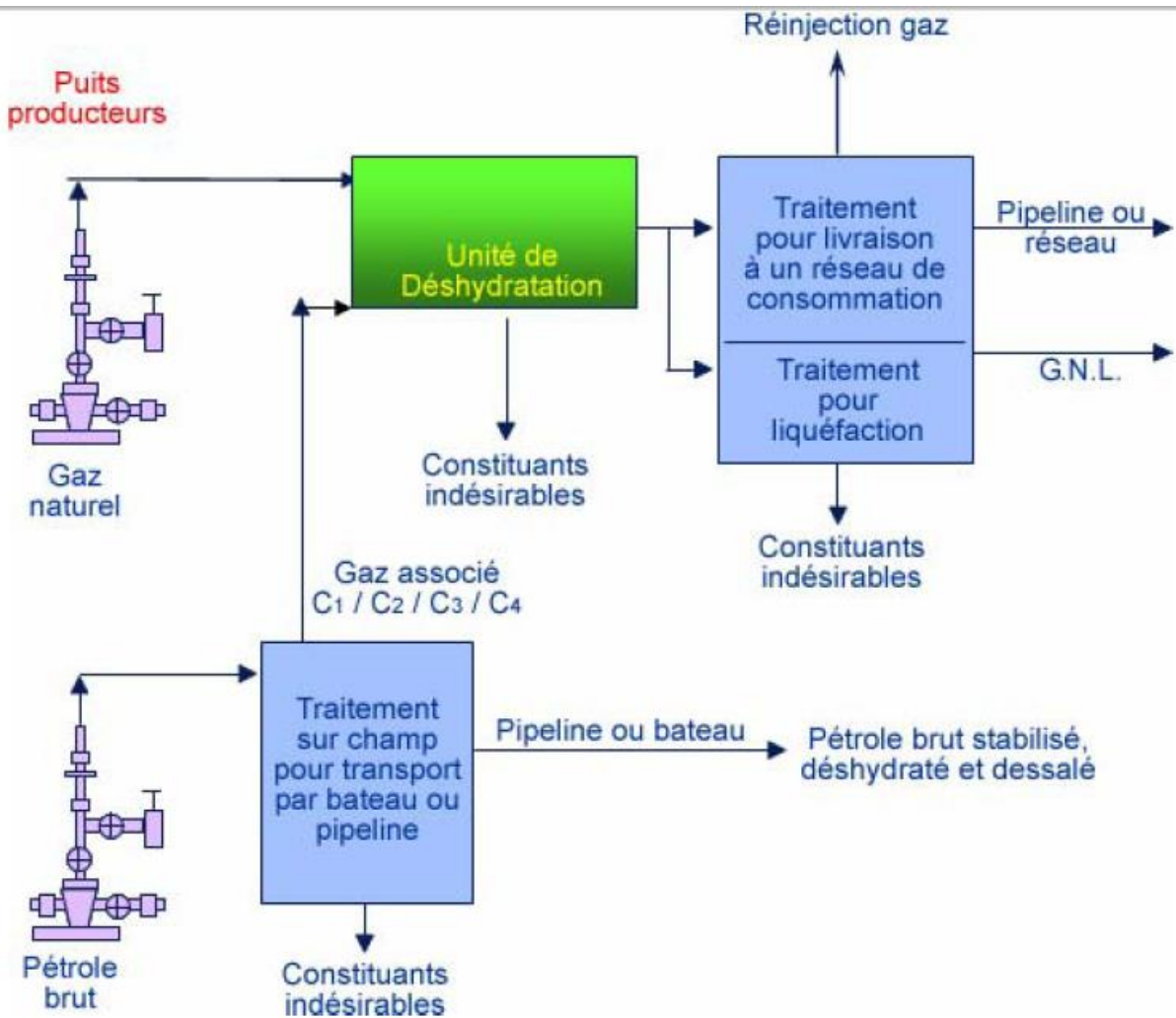
Inconvénients :

- présence de liquide dans les lignes
- corrosion si H<sub>2</sub>S / CO<sub>2</sub> (s'il n'y a plus d'eau libre le CO<sub>2</sub> n'est pas rédhibitoire) par contre la présence d'H<sub>2</sub>S génère toujours de la corrosion
- pertes excessives en méthanol (50%)
- complexité de l'installation
- gaz n'est pas aux spécifications

#### **Comparatif du MEG / DEG au méthanol**

	Méthanol	MEG / DEG
Avantages	Grandes longueurs 10 fois moins cher Inhibiteur plus efficace	Solubilité très faible Peu de pertes
Inconvénients	Produit dangereux Perte importante	Produit cher Viscosité élevée
Domaine d'utilisation	Utilisation saisonnière Solution de secours	Amont unités de réfrigération

#### Localisation du process de deshydratation





## CHAPITRE 4 : LE PROCESS DE DEGAZOLINAGE

### OBJECTIFS

Après l'étude du module Dégazolinage, l'opérateur doit connaître :

- Les raisons de la nécessité de l'extraction des Condensats des Gaz Naturels
- Le principe qui conduit à l'extraction de ces Condensats
- Les trois procédés les plus utilisés pour l'extraction des Condensats
- Décrire un exemple d'unité d'extraction des Condensats
- Décrire la constitution d'une boucle de réfrigération externe
- Les paramètres opératoires principaux à suivre
- Les problèmes courants qui peuvent survenir dans ce genre d'unités

#### 1- Fonction

Lors de l'extraction du gaz naturel, la détente, à la tête de puits par exemple, génère du froid et provoque ainsi la condensation des hydrocarbures C5 à C8, qui étaient gazeux aux conditions du réservoir.

Les liquides récupérés, appelés « condensats » de gaz naturel correspondent à un pétrole extrêmement léger, de très haute valeur (donnant de l'essence et du naphtha).

Tout le reste (hydrocarbures C1 à C4, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S et He) est gazeux à température ambiante et acheminé par gazoduc vers une usine de traitement du gaz. Il faut donc deux réseaux de collectes, un pour le gaz et un pour les condensats.

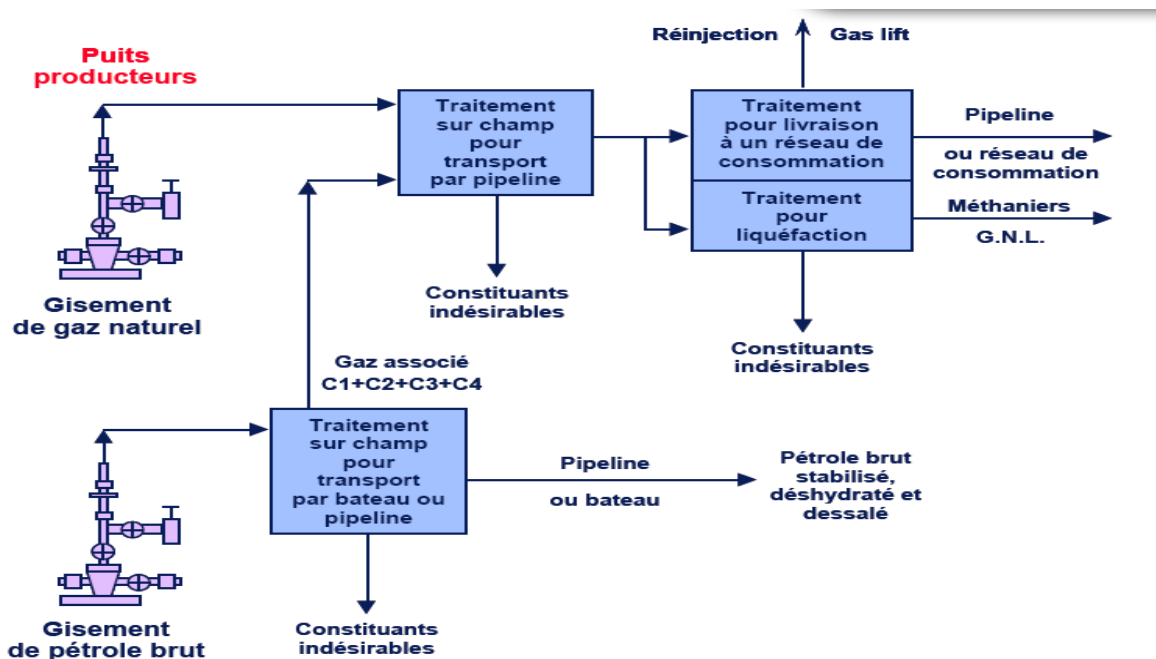


Figure 1: Schéma simplifié des opérations de traitement à réaliser sur champ producteur

Alors quelles sont les raisons pour lesquelles nous devons retirer les condensats du gaz naturel ?

- Pour permettre la recompression du gaz pour pouvoir l'expédier il faut impérativement se débarrasser des condensats susceptibles d'endommager sérieusement les unités de recompression.
- Les lourds dans le gaz (C5+) peuvent condenser dans les lignes de transport en provoquant une réduction de la section de passage du gaz dans les lignes et par conséquent, une augmentation des pertes de charge et des arrêts intempestifs de production. Il est donc impératif de respecter les normes et spécifications du gaz commercial.
- Danger : Pour les consommateurs (en effet un brûleur à gaz ne doit pas recevoir de liquide sinon la flamme s'éteint et du coup il y a un risque d'explosion du nuage gazeux formé...
- Enfin, comme nous l'avons dit précédemment ces condensats correspondent à un pétrole extrêmement léger. Ce produit, à haute valeur ajoutée, sera utilisé dans les raffineries ou il sera réintroduit dans les bruts

## 2- Produit fini

Chaque gaz naturel, même s'il reste majoritairement constitué de méthane, a une composition qui varie d'un gisement à un autre. Le tableau ci-dessous représente les différentes compositions d'effluents de gaz naturels.

Composition (% volume)	Lacq Profond	Parentis	Groningue	Sans Salvo Cupelio Réserve 2	Frigg	Hassi R'Mel
N <sub>2</sub>	1.50	-	0.01	21.62	0.40	5.84
He	-	-	-	-	-	0.19
H <sub>2</sub> S	15.30	-	-	0.06	-	-
CO <sub>2</sub>	9.30	-	0.89	8.40	0.30	0.21
C <sub>1</sub>	69.00	73.60	81.30	60.18	95.59	83.72
C <sub>2</sub>	3.00	10.20	2.85	5.49	3.60	6.76
C <sub>3</sub>	0.90	7.60	0.37	2.78	0.04	2.09
C <sub>4</sub>	0.50	5.00	0.14	0.94	0.01	0.82
C <sub>5</sub>	0.20	1.70	0.04	0.33	-	0.22
C <sub>6+</sub>	0.30	1.90	0.05	0.20	0.06	0.15

*Table 1: Exemples de compositions de gaz naturels*

Le schéma ci-dessous représente les risques d'arrivée de liquide sur les différents types de gisement à gaz.

### 1.1- Provenance des condensats

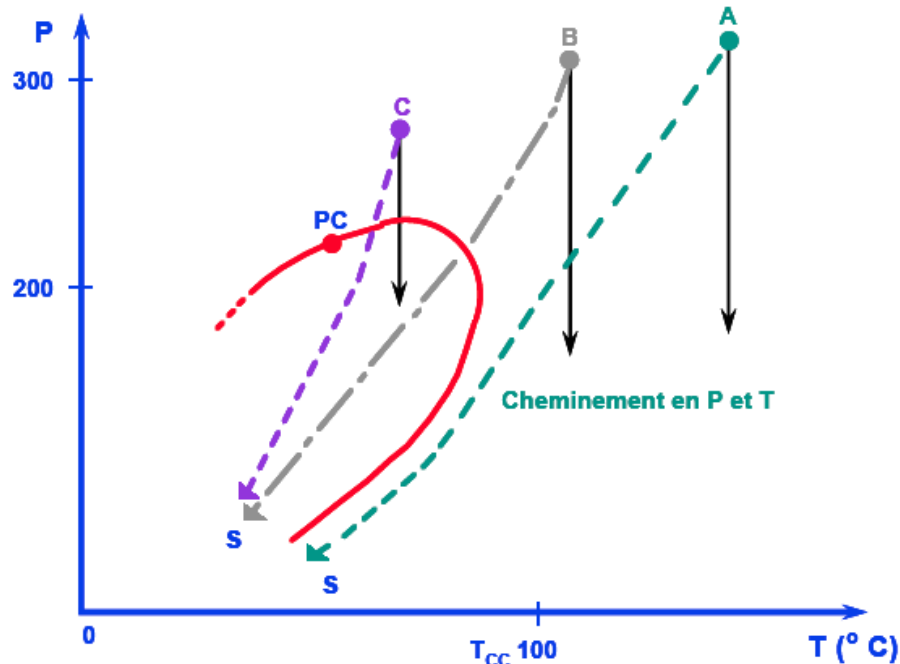
Ils font partie de la famille des paraffines ayant un nombre d'atomes supérieur à quatre (C5+).

Rappels : Qu'est ce que sont les paraffines ?

## 1.2- La famille des paraffines ou alcanes

Ce sont des hydrocarbures dits "saturés" car ils ne possèdent dans leur structure que des liaisons simples.

Formule chimique :  $C_n H_{2n+2}$  (signifie que à chaque atome de carbone est associé  $2n + 2$  atomes d'hydrogène. ex. :  $CH_4$ ,  $C_2H_6$ ,  $C_3H_8$ ).



**A = Gaz Sec (jamais de liquides)**

**B = Gaz Humide (liquides en surfaces)**

**C = Gaz à Condensats (peut déposer des liquides dans le réservoir) => rétrograde**

On distingue deux types d'alcanes qui ont la même formule mais des structures différentes:

- en chaîne droite pour les normal-paraffines,
- en chaîne droite avec branchements droits pour les iso-paraffines.

Les paraffines ayant un nombre d'atomes de carbone limité à quatre

Ce sont les principaux constituants des gaz livrés aux réseaux de distribution de gaz.

On distingue : méthane  $C_1$ , éthane  $C_2$ , propane  $C_3$  et les butanes  $C_4$  (normal+iso). Ils sont gazeux sous la pression atmosphérique normale et à la température de  $15\text{ °C}$  et sont nommés "légers" ou "light" en équivalent anglais.

Les paraffines ayant un nombre d'atomes de carbone supérieur à quatre

Ils sont liquides sous la pression atmosphérique normale et à  $15\text{ °C}$  et sont nommés "lourds" ou "heavy" en terme anglais.

Regroupés sous la désignation  $C_5+$ , ils représentent les constituants essentiels des condensats ou gazolines naturelles ainsi que les pétroles bruts.

Ils sont stockés à la pression atmosphérique et transportés par pipe ou bateau. C'est de ces derniers dont nous parlerons dans ce cours

Les paraffines ayant un nombre d'atomes de carbone supérieur à quinze

Ils sont solides à la pression atmosphérique et 15 °C.

Très visqueux, ils ont tendance à se gélifier aux conditions normales de stockage et de transport pour de fortes concentrations et imposent par ce fait des dispositions particulières de traitement.

Ils sont nommés "paraffiniques".

Méthane C1	Ethane C2	Propanes C3	Butanes C4	Pentanes C5	Hexanes Benzène C6	Heptanes Toluène C7+
← GNL LNG →						
	←			LGN NGL	→	
		← GPL LPG →				
		← PROPANE →				
			← BUTANE →			
				← CONDENSATS, GASOLINE →		

*Table 2: Désignation commerciale usuelle des hydrocarbures légers du gaz naturel*

GNL : Gaz Naturel Liquéfié (LNG : Liquefied Natural Gas en anglais)

LGN : Liquides de Gaz Naturel (NGL : Natural Gas Liquids en anglais)

GPL : Gaz de Pétrole Liquéfié (LPG Liquefied Petroleum Gas en anglais)

### 1.3- Rappel sur l'interprétation de l'enveloppe de phase

Lorsque l'on a un hydrocarbure, on peut deviner son comportement en fonction de P et T sur un diagramme d'enveloppe de phase comme ci-dessous.

Rappels et définitions de l'environnement de l'enveloppe de phase

Température de bulle(tb) d'un liquide que l'on chauffe à pression constante : température à laquelle apparaît la première bulle de vapeur.

Pression de bulle(P) d'un liquide que l'on détend à température constante : pression à laquelle apparaît la première bulle de vapeur.

Température de rosée(tr) d'un gaz que l'on refroidit à pression constante : température à laquelle apparaît la première bulle de liquide.

Courbe de rosée : ensemble des points de rosée.

Courbe de bulle : ensemble des points de bulle.

Point critique C : point commun aux deux courbes (correspond à la pression critique  $P_c$  et à la température critique  $T_c$  - voir figure 4).

Enveloppe de phase : ensemble des courbes de bulle et de rosée.

Bien que peu utilisé, on désigne par :

Cricondenbar (CB) : le point de l'enveloppe de phase qui a la pression la plus élevée  $P_{cb}$ .

Cricondentherm (CT) : point de l'enveloppe de phase qui a la température la plus élevée  $t_{CT}$ .

Rappels du phénomène de condensation d'un mélange d'hydrocarbures par rapport à l'enveloppe de phase :

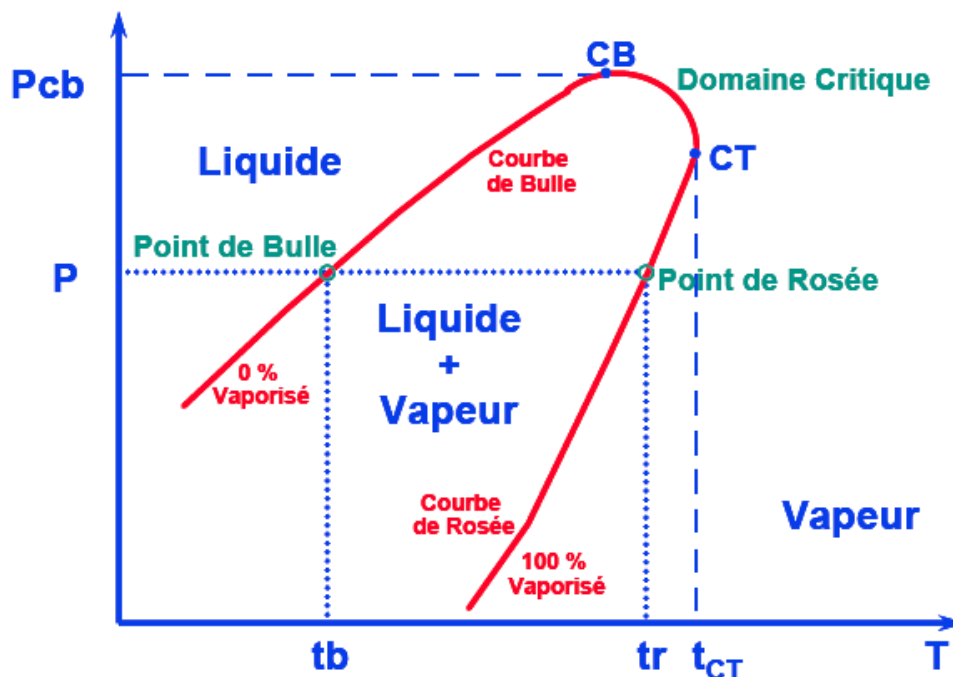


Figure 3: Enveloppe de phase (rappels)

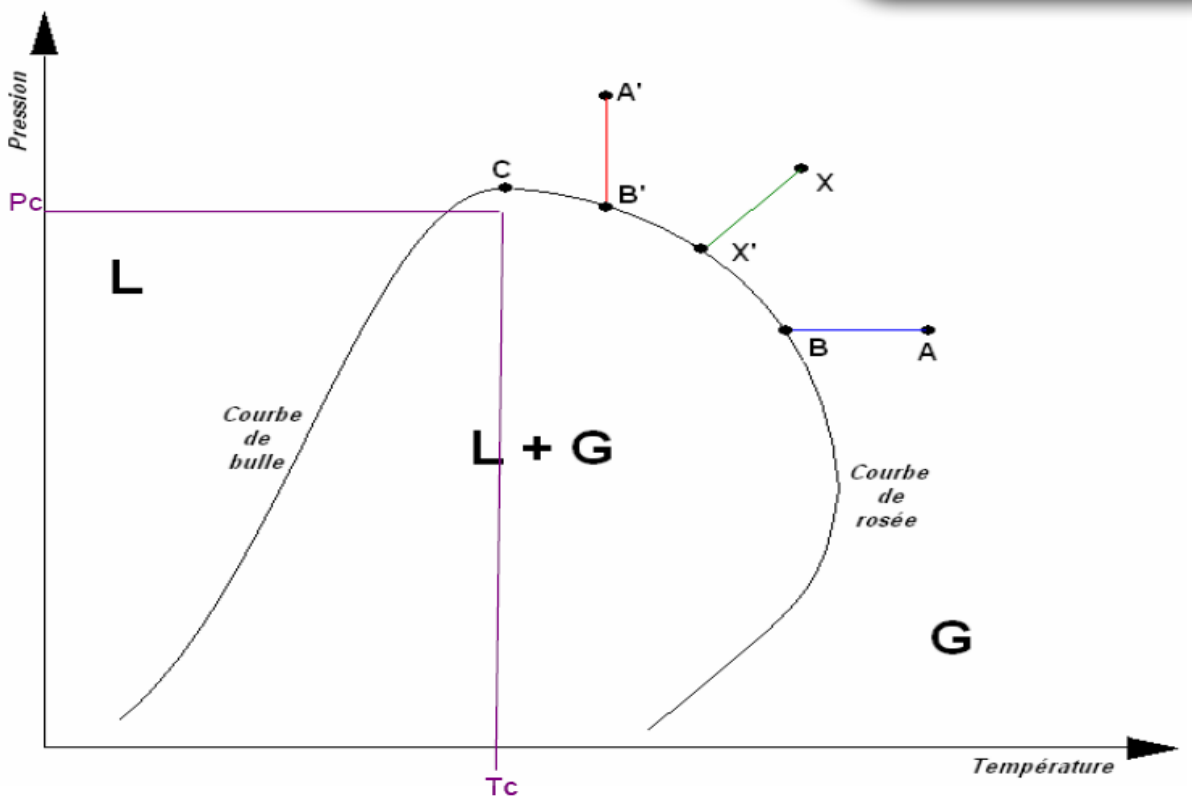


Figure 4: Enveloppe de phase

A partir de ce diagramme on peut voir :

- a- A pression constante lorsque l'on part du point A et en diminuant la température, en arrivant en B on commence à avoir du liquide.
- b- A température constante lorsque l'on part du point A' et en diminuant la pression, en arrivant en B' on commence aussi à avoir du liquide.
- c- Lorsque l'on part du point X et en diminuant la température et la pression, en arrivant en X' on commence à avoir du liquide. C'est le cas par exemple pour la production lorsque l'on passe des conditions réservoir aux conditions surface. De même, c'est aussi le cas lorsque l'on passe de la tête de puits au stockage par exemple.
- d- Pendant la production (du fond de puits à la surface), la pression diminue (du à l'écoulement et à la variation de niveau) et que ceci s'accompagne d'une chute de température (liée à l'expansion des gaz et si c'est le cas la vaporisation partielle du liquide)

#### 1.4- Spécifications requises pour le Gaz Commercial

L'extraction des Condensats est la conséquence primaire des spécifications imposées à un gaz naturel pour qu'il soit commercialisable.

Le tableau qui suit nous donne les spécifications requises pour le gaz commercial.

Water dew point	°C	≤ - 15 at 69 barg	≤ - 17 at 41 barg		Dew point tester Dew Scope ASTM D1142
Water content	mg/Sm <sup>3</sup> lb/10 <sup>6</sup> Scft	(< 40)	(< 35)	(64 to 112 max) 4 to 7 max	Karl Fisher ISO/TC 158
Hydrocarbon dew point	°C °F	≤ - 7 from 1 to 69 barg	≤ 2 for P ≤ 69 barg	(- 9 for P ≤ 55 barg) 15 at 900 psig max	Dew point tester Dew Scope ASTM D1142
Hydrogen sulphide content	mg/Nm <sup>3</sup> mg/Sm <sup>3</sup> grain/100 Scf	inst. ≤ 15 <sup>(1)</sup> (≤ 14.2)	≤ 5 (≤ 4.7)	(5.9 to 23.6) 0.25 to 1.0	ASTM 2385 GPA Std. 2265 GPA Std 2377
Mercaptan content	mg/Sm <sup>3</sup> grain/100 Scf	< 16 (Gaz de France)	-	(5.9 to 23.6) 0.25 to 1.0	GPA Std 2265
Total Sulphur content	mg/Nm <sup>3</sup> mg/Sm <sup>3</sup> grain/100 Scf	inst. ≤ 150 <sup>(2)</sup> (≤ 142)	≤ 54 (≤ 51)	(23.6 to 118) 1 to 5	ASTM D1072
Carbon dioxide content	vol percent mol percent	≤ 2.5	≤ 2.0	1 to 3 max.	GPA Std 2261 NF X 20-501
Oxygen content	vol percent mol percent	≤ 0.1	≤ 0.1	≤ 0.4	GPA Std 2261
Gross Heating Value	MJ/Nm <sup>3</sup> MJ/Sm <sup>3</sup> Btu/Scf	41.8 ≤ GHV ≤ 46.1 (39.6 ≤ GHV ≤ 43.7)	36.0 ≤ GHV ≤ 38.5 (34.1 ≤ GHV ≤ 36.5)	(35.5 ≤ GHV ≤ 42.9) 950 ≤ GHV ≤ 1150	GPA RP 181 ASTM D.900-55 ASTM D.1826-83
Wobbe Index	MJ/Nm <sup>3</sup> MJ/Sm <sup>3</sup> Btu/Scf	51.1 ≤ WI ≤ 55.8 45.5 ≤ WI ≤ 52.9	45.0 ≤ WI ≤ 49.7 42.7 ≤ WI ≤ 47.1		Calculation
Solids and Sludges	mg/Nm <sup>3</sup>	≤ 5 (Gaz de France)		Commercially free	
Mercury	ng/Nm <sup>3</sup>	≤ 10.0 (Gaz de France)			ISO 6978
(NORM) Radon		-	-		
Arsenic compounds		-	-		

- (1) inst.: instantaneous  
French governmental regulation:  
- H<sub>2</sub>S content in gas may be higher than 12 mg/Nm<sup>3</sup> only for a period of consecutive 8 hours,  
- mean H<sub>2</sub>S content in gas, must be lower than 7 mg/Nm<sup>3</sup> during 8 consecutive days (Gaz de France has adopted a maximum value of 5 mg/Nm<sup>3</sup>).
- (2) inst.: instantaneous  
Mean content for one year ≤ 120 mg/Nm<sup>3</sup>

Table 3: Spécifications du gaz commercial

Commentaires du tableau précédents donnant les spécifications du gaz commercial :

- Teneur en H<sub>2</sub>S : En général de 1.5 à 4 ppm vol. maximum

Sa forte toxicité impose des traitements spécifiques permettant de diminuer sa teneur en fonction des spécifications de transports ou commerciales.

Risques de toxicité, en plus du risque d'inflammation lié au gaz naturel, lors de mise à l'atmosphère permanente ou accidentelle.

- Soufre total et autres contaminants : Teneurs maximales en composés soufrés : de 50 à 150 mg/Sm<sup>3</sup> maximum

Sont aussi considérés comme des impuretés, les composés soufrés qui sont les plus gênants mais aussi l'oxygène, l'azote et même des atomes métalliques tels que le nickel et le vanadium.

Nota : l'oxygène n'est pas un contaminant naturel du gaz produit mais il apparaît souvent dans les analyses.

Son apparition est due aux entrées d'air dans les installations à basse pression. Il peut être corrosif et dans certaines proportions, former aussi un mélange explosif avec le gaz.

- Teneur en CO<sub>2</sub> : De 2 à 3 % molaire maximum

Le CO<sub>2</sub> diminue le pouvoir calorifique du gaz naturel car il ne fournit pas de chaleur de combustion.

Il est donc extrait, généralement lorsqu'il est enlevé en même temps que l'H<sub>2</sub>S dans différents procédés.

Il doit être éliminé quand le gaz doit être refroidi dans certains domaines (essentiellement dans le cas de liquéfaction –GNL) de température (cristallisation ⇒ bouchages).

- Point de rosée

Point de rosée eau : de l'ordre de – 15 °C à 70 bar.

Point de rosée hydrocarbure : de l'ordre de – 2 °C à 70 bar

- Pouvoir calorifique

- Pouvoir calorifique inférieur : C'est la quantité de chaleur, que dégage la combustion complète à pression constante (de 1.01325 bar), de 1 kg de combustible liquide ou de 1m<sup>3</sup> de gaz (conditions normales).

Les produits de la combustion sont ramenés à la température de 0°C et l'eau provenant de la saturation en eau du combustible est supposée rester à l'état vapeur à cette température.

- Pouvoir calorifique supérieur : Même définition que pour le PCI mais l'eau est supposée totalement condensée à 0°C.

### 1.5- Spécifications de transport pour le gaz

- Point de rosée eau

Il s'exprime en °C pour une pression donnée (ex : - 15°C à 70 bar a).

Par exemple : le gaz expédié par pipe du champ de Frigg impose - 5°C à 140 bar a. ce qui correspond en fait à imposer une teneur en eau maximale dans le gaz.

Les problèmes de transport liés à la présence d'eau dans le gaz sont les suivants :

- l'eau à l'état liquide est responsable de la plupart des formes de corrosion lorsqu'elle est associée à des gaz acides (H<sub>2</sub>S et CO<sub>2</sub>) ou à des sels (carbonates de calcium), - risques de formation d'hydrates.
- Le phénomène de formation d'hydrates constitue le problème majeur dans la production et le transport du gaz naturel.

Il conduit à l'obstruction des conduites et des équipements donc à des arrêts de production et des risques de surpression pour les installations.

- formation de bouchons d'eau.

Les dépôts d'eau par condensation dans les conduites ou les entraînements d'eau libre de gisement peuvent engendrer de fortes pertes de charge avec des risques d'érosion et de "coup de bélier" des bouchons liquides.

- Teneur en H. C. liquide

La teneur en condensat s'exprime en g/Sm<sup>3</sup>.

Équivalent au point de rosée hydrocarbures en °C.

Par exemple : le transport par conduite du gaz produit sur Frigg impose un maximum de 5 g/Sm<sup>3</sup>.



Ce qui correspond à un point de rosée hydrocarbure de 7 °C à 50 bar a.

Lorsque l'on est en présence d'un gaz naturel à condensat, on peut avoir des dépôts liquides de condensats dans les conduites.

Les lourds dans le gaz (C5+) peuvent condenser dans les lignes de transport en provoquant une réduction de la section de passage du gaz dans les lignes et par conséquent, une augmentation des pertes de charge et des arrêts intempestifs de production.

#### Définition de l'indice de Wobbe :

Cet indice est utilisé, dans les applications domestiques du gaz, pour déterminer les pressions d'alimentation à appliquer à un injecteur pour conserver la puissance pour des pressions variables.

Il se définit comme le rapport du pouvoir calorifique supérieur (PcS) du gaz (kWh/m<sup>3</sup>) par la racine carrée de la densité du dit fluide :

$$W = \text{PcS} / d^{0.5}$$

$$WI = \frac{\text{GHV}}{\sqrt{d}}$$

where :

GHV = gross heating value (MJ/Standard m<sup>3</sup>)  
d = gas relative density

$$d = \frac{M}{M_A} \times \frac{Z_A}{Z_G} = \frac{1}{28.9759} \times \frac{M}{Z_G}$$

M = gas molecular weight,  
M<sub>A</sub> = dry air molecular weight (M<sub>A</sub> = 28.964 kg/kmol)  
Z<sub>A</sub> = air compressibility factor at standard conditions  
(Z<sub>A</sub> = 0.99959 at 15°C and 101.325 kPa)  
Z<sub>G</sub> = gas compressibility factor at standard conditions (15°C and 101.325 kPa)  
WI = Wobbe Index has the same units as GHV (MJ/Standard m<sup>3</sup>)

### **1.6- Spécifications requises pour les Condensats extraits du GN**

Pour diverses raisons de sécurité pour le transport, les manipulations & l'utilisation il y a aussi des spécifications à respecter dans les caractéristiques des Condensats extraits.

Le tableau ci-dessous nous montre ces spécifications :

Characteristics	Unit	Specification	Test Method
Reid Vapor Pressure	PsiA	10 to 34 0.69 to 2.34	ASTM D.323
Percentage evaporated at 140°F at 275°F End Point		25 to 85 Not less than 90 No more than 375°F	ASTM D.216 ASTM D.216 ASTM D.216
Corrosion Color Reactive sulphur		No more than classification 1 Not less than plus 25 (Saybolt) Negative "sweet"	ASTM D.130 ASTM D.156 GPA 1138
Water content		For the record	

*Table 4: Spécifications des condensats*

RVP(Reid Vapour Pressure) :pression de vapeur selon Reid

La tension de vapeur Reid (TVR) est la pression développée par les vapeurs d'un produit pétrolier contenu dans une bombe normalisée à la température de 37,8°C. Cet essai s'applique surtout aux carburants auto.

La valeur de la tension de vapeur Reid dépend directement de la teneur du produit en constituants volatils à forte tension de vapeur.

La TVR intervient également pour caractériser l'aptitude d'un carburant à se vaporiser.

Ne pas confondre avec la vraie pression de vapeur. La pression de vapeur d'un produit est synonyme de sa tension de vapeur. Celle ci est directement liée à sa composition et elle est d'autant plus élevée que le produit contient des composés volatils. Limiter la tension de vapeur d'un produit revient donc à limiter la quantité de produits légers qu'il peut contenir.

Cette limitation est évidemment en relation directe avec les caractéristiques des stockages pour ce qui est de leur résistance à la pression.

### **1.7- Incidence des composants d'un gaz sur son comportement**

La composition du gaz a un impact important sur son comportement et sur la forme de son enveloppe de phase sur une représentation pression - température. Le graphique ci-dessous "exemple de forme d'enveloppe d'un gaz fonction de sa composition" montre cette influence.

L'enveloppe des phases est d'autant plus volumineuse (et le cricondenbar est d'autant plus élevé) que la gamme de « volatilité » des hydrocarbures composant le mélange est large.

Ces échelles augmentent avec le nombre de carbone contenu dans le composant le plus lourd.

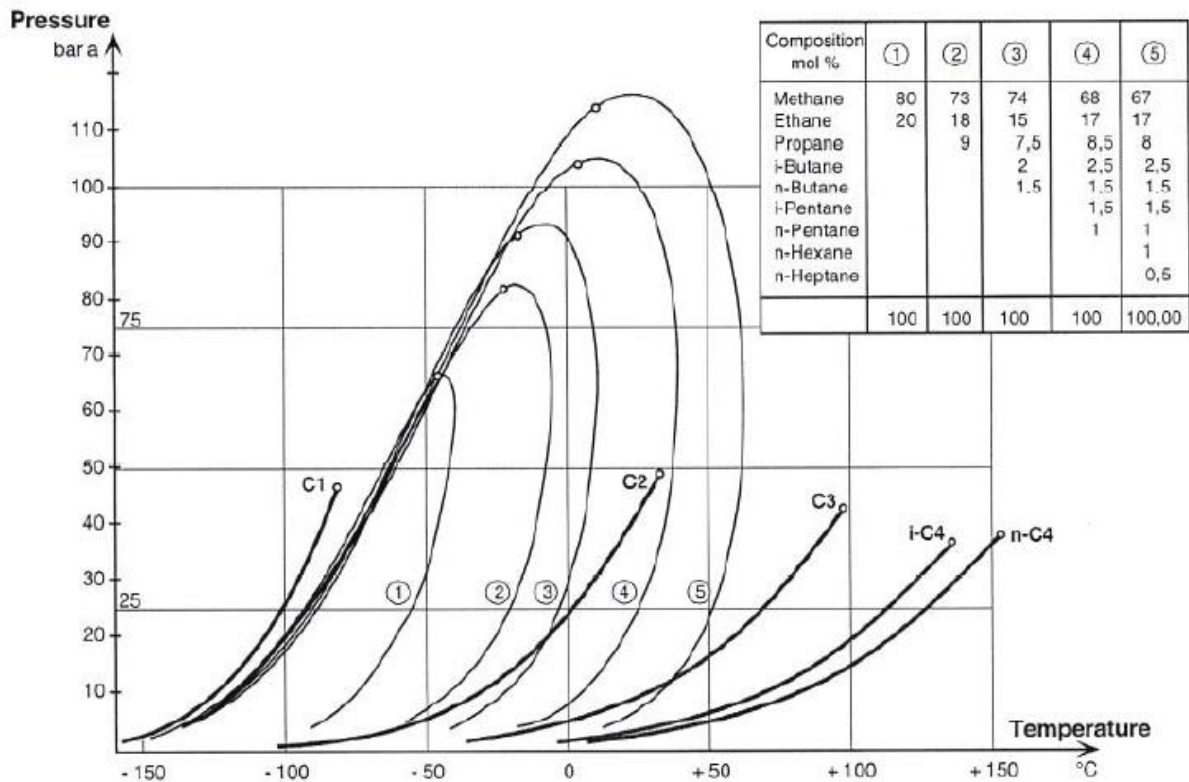


Figure 5: Exemple d'enveloppes d'un gaz et sa composition en % molaire

### 3- EXEMPLE

Comme nous venons de le voir, lorsque le fluide s'écoule entre le réservoir et le séparateur primaire, il subit une chute de pression.

Dans le tubing de production du puits (poids de colonne + pertes de charge)

Dans la ligne de collecte (pertes de charge + dénivélé).

Cette chute de pression s'accompagne aussi d'une chute de température importante qui se traduit par la formation d'eau liquide et parfois de condensats.

Si on représente l'évolution de la pression et de la température dans une installation de traitement du gaz dans le diagramme de l'enveloppe de phase (schéma ci-après), on remarque :

- la première goutte de condensation hydrocarbure s'effectue au point A. Dans cet exemple le point A se situe sur la courbe de rosée tout simplement parce que le gaz arrivant ici provient d'un séparateur (séparateur primaire) où les condensats déjà générés en amont ont été retirés.
- l'enveloppe de phase évolue au fur et à mesure de la condensation des hydrocarbures lourds et jusqu'à obtenir une enveloppe de phase qui garantit de ne plus avoir de condensation dans l'ouvrage en aval du traitement.

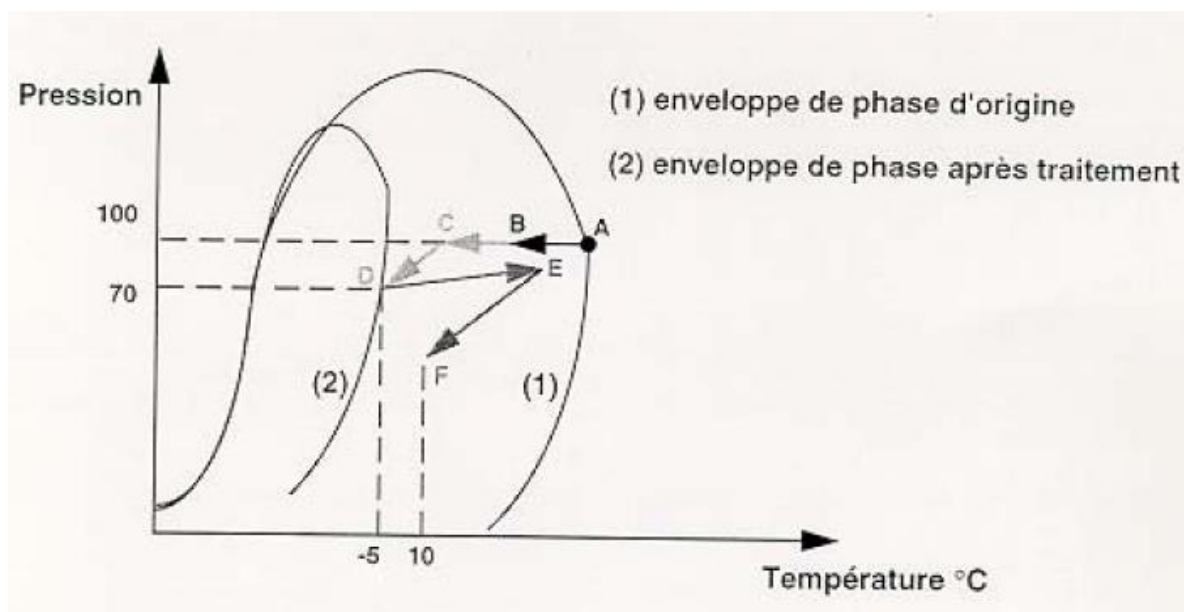


Figure 6: Exemple de refroidissement

Dans cet exemple on part du point A.

Les segments AB et BC qui sont deux échangeurs en série (refroidissement du gaz). La pression reste quasiment constante (faible pertes de charge) et la température décroît rapidement. Le fait de rentrer dans l'enveloppe de phase entraîne une condensation d'hydrocarbures lourds qui seront soutirés dans des séparateurs aux points B et C.

- Le segment CD représente une détente du gaz HP au travers d'une vanne. Cette détente permet de refroidir le gaz (effet Joule – Thomson) et une nouvelle extraction d'hydrocarbures lourds est réalisée en aval de la vanne de détente (point D).
- Le segment DE représente une recompression du gaz qui entraîne aussi un réchauffement du gaz.
- Le segment EF représente les pertes de charges à température ambiante dans le réseau.

On remarque que notre objectif est atteint puisque le but de l'opération est d'éviter la condensation dans le réseau FE. En effet, le point E se situe en dehors de la nouvelle enveloppe de phase du gaz.

#### 4- DIFFERENTS TYPES

L'extraction des C5+ s'effectue principalement en refroidissant le gaz. Cette réfrigération permet de condenser les hydrocarbures les plus lourds avec un taux de récupération qui dépend essentiellement de la chute de température atteinte.

On utilise comme procédés d'extraction des condensats :

- la réfrigération par détente isenthalpique (détente vanne),
- la réfrigération par détente polytropique (turbine d'expansion),
- la réfrigération par machine frigorifique (réfrigération par cycle mécanique extérieur).

Représentation de l'effet des différents procédés d'extraction des condensats par réfrigération sur l'enveloppe de phase du gaz naturel sortie séparation primaire.

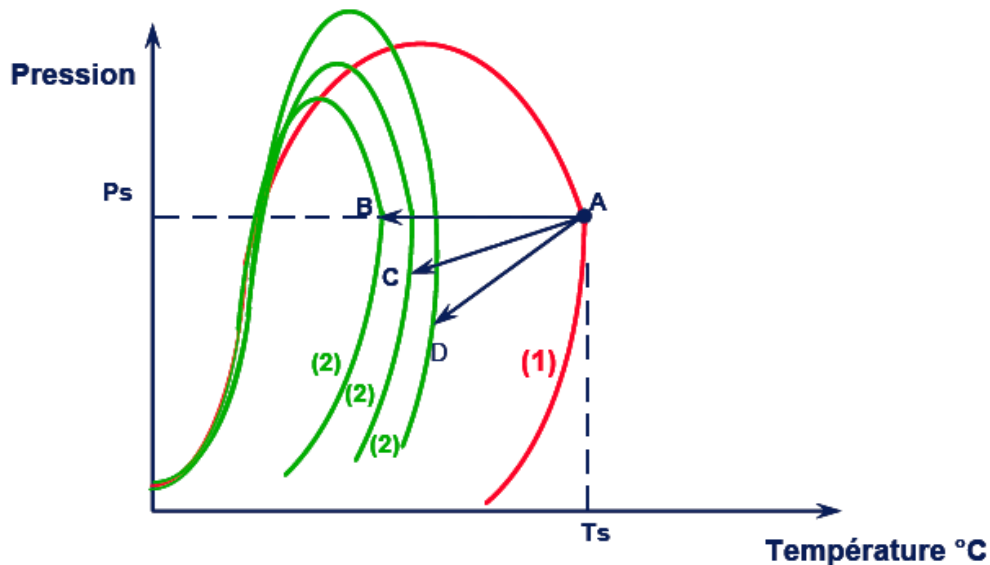


Figure 7: Représentation de l'effet des différents procédés de dégazolinage par réfrigération sur l'enveloppe de phase du gaz naturel sortie séparation primaire

**AB : traitement par réfrigération externe.**

**AC : traitement par turbine d'expansion.**

**AD : traitement par détente vanne.**

L'objectif de l'extraction des condensats consiste à condenser les hydrocarbures les plus lourds, ce qui revient à modifier l'enveloppe de phase qui s'écrase vers la gauche du diagramme avec une récupération de liquide hydrocarbure qui dépend essentiellement du niveau de température atteint.

#### 4.1- REFRIGERATION PAR DETENTE ISENTHALPIQUE (VANNE DE DETENTE)

##### 4.1.1- Généralités

Appelée aussi "Cold frac", la détente d'un gaz haute pression au travers d'une vanne permet de refroidir le gaz par effet Joule-Thomson (environ 0.5 °C par bar).

Ce procédé simple impose d'effectuer une injection de DEG ou MEG en amont de la vanne, si une étape de déshydratation n'a pas été prévue en amont, afin d'éviter de former des hydrates. Pour information, le MeOH est souvent évité car il y a beaucoup de perte dans le gaz.

Les condensats (essentiellement des C5+) sont récupérés avec un taux faible dans un séparateur froid LTS (low temperature separator).

Au besoin, le gaz peut alors être recomprimé. (tout dépendra de la pression de départ et de celle d'export)

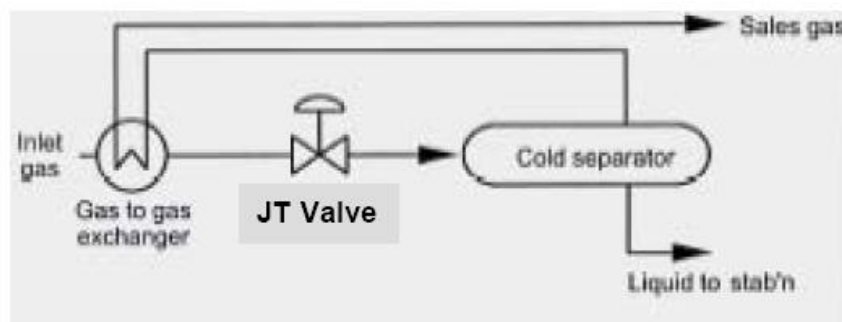
##### 4.1.2- Description générale

Le gaz sortant de séparation primaire est: pré refroidi à travers un échangeur Gaz de Séparation (riche) / Gaz Pauvre, ( Gas to Gas Exchanger sur la Figure 2 ) refroidi par détente isenthalpique dans la(s) vanne(s) JT où une partie des HC sont condensés, puis récupérés sous

forme liquide dans le Séparateur Froid, leur Tension de Vapeur peut être ensuite stabilisée dans une colonne de stabilisation

le Gaz Pauvre froid sortant du Séparateur Froid, est réchauffé en passant dans l'échangeur Gaz de Séparation( riche) / Gaz Pauvre dans lequel il récupère les calories du Gaz Riche

Ce gaz peut ensuite subir d'autres opérations en fonction de l'utilisation qu'on lui prévoit, comme par exemple le fractionnement pour extraire les GPL ( LPG ) ( voir l'extraction du C2 pour base de fabrication des polyéthylènes comme en Norvège par exemple sur le site de Karstoe ) puis Re-compression des C2 et ( C1 ) et expédition par pipeline où à l'autre extrémité du pipe il pourra être liquéfié en GNL ( LNG ) ou distribué dans un réseau de Gaz Naturel ( GN ).



**Figure 8:** Principe d'extraction des Condensats du GN par détente isenthalpique à travers une vanne Joule Thomson

Nota : la baisse de température à travers une vanne Joule Thomson est de l'ordre de  $0.5^{\circ}\text{C} / 1\text{Bar}$ ).

Le diagramme de phase pour la récupération des condensats avec une vanne Joule Thomson, ci-dessous, montre l'enveloppe de phase du gaz riche naturel quittant le séparateur primaire de l'usine traitant le gaz respectivement d'Alwyn (ROYAUME-UNI) et d'Heimdal (INorvège). (Le séparateur primaire est le premier séparateur en aval de la tête de puits).

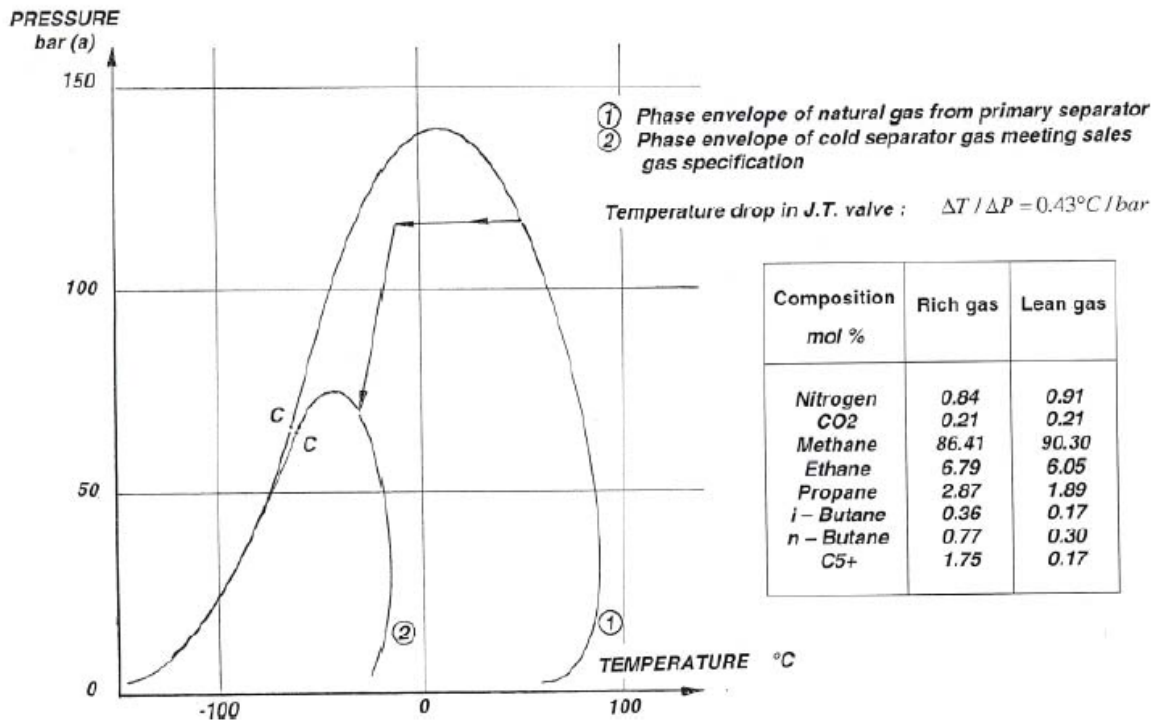


Figure 9: Diagramme de phase pour la récupération des condensats avec une vanne Joule Thomson

L'extrémité de la première flèche montre la diminution de température à travers l'échangeur Gaz Riche / Gaz Pauvre.

L'extrémité de la deuxième flèche, sur l'enveloppe de phase du gaz pauvre correspond aux conditions du séparateur froid, tandis que l'origine de la 2ème flèche (ou l'extrémité de la première flèche) correspond aux conditions en amont de la vanne Joule-Thomson.

Généralement, le gaz en sortie doit être recomprimé à la pression d'admission du pipeline d'export s'il a été détendu à une pression inférieure.

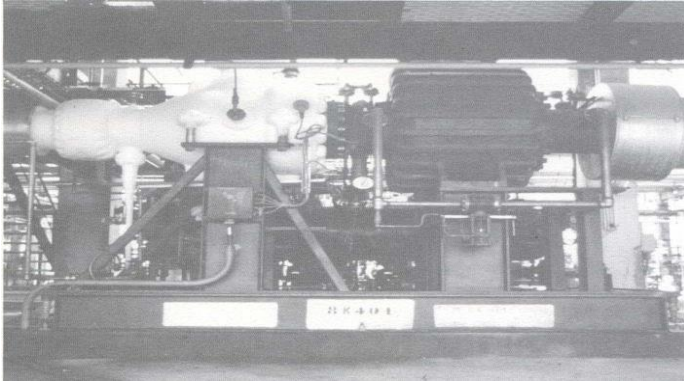
Aussi le procédé Joule-Thomson est très intéressant lorsque le gaz sortant de la tête de puits est produit à une très haute pression et peut être détendu (par le procédé JT) à la pression de ligne d'exportation sans recompression.

Si le gaz doit être recomprimé, le procédé J-T est pénalisé par l'acquisition obligatoire d'une recompression.

Le tableau de la composition des gaz Riche et Pauvre montre que la concentration du gaz en C5+ a baissé.

#### 4.2- REFRIGERATION PAR DETENTE POLYTROPIQUE (TURBINE D'EXPANSION)

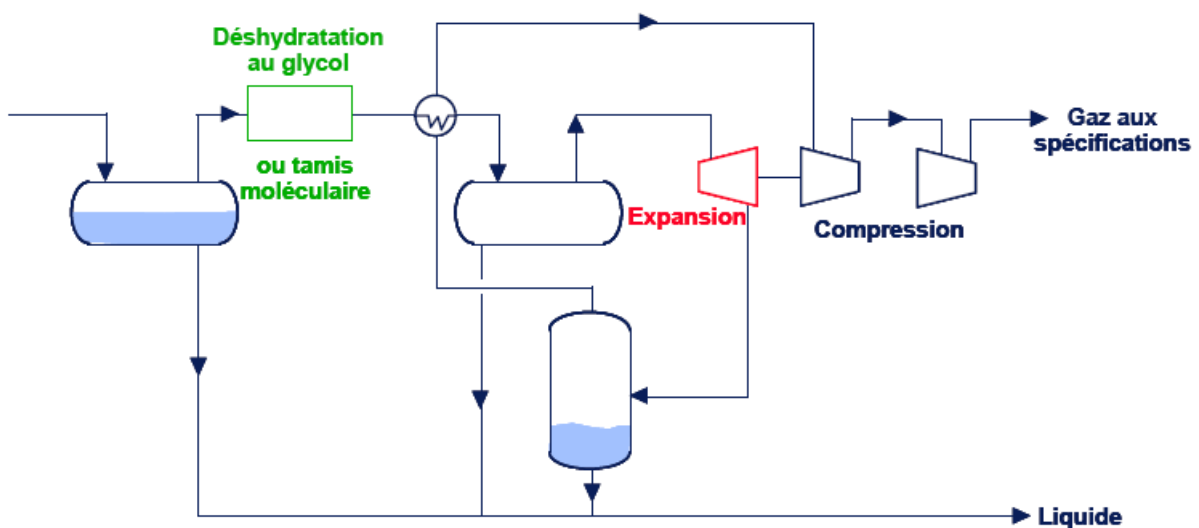
Ce procédé est basé sur l'utilisation d'une turbine de détente (expandeur) à travers laquelle le gaz se détend et se refroidit.



**Figure 10: Turbo-expander de l'Usine De Lacq (France)**

Le travail fourni par l'énergie du gaz est récupéré sur l'arbre de la turbine qui est couplé à un compresseur.

Par comparaison à la vanne JT, détendre dans une turbine permet de faire chuter « plus rapidement la température » (un petit 1°/bar de chute de pression : environ le double). Puisque on bénéficie de l'effet Joule Thomson + le fait que le gaz travaille (fait tourner la turbine) ce qui lui fait perdre de l'énergie (d'où une deuxième raison pour faire chuter la température !!!) L'utilisation d'une turbine d'expansion impose de déshydrater le gaz en amont (tamis moléculaires ou absorption au TEG).



*Figure 11: Schéma de principe d'une détente polytropique (turbine d'expansion)*



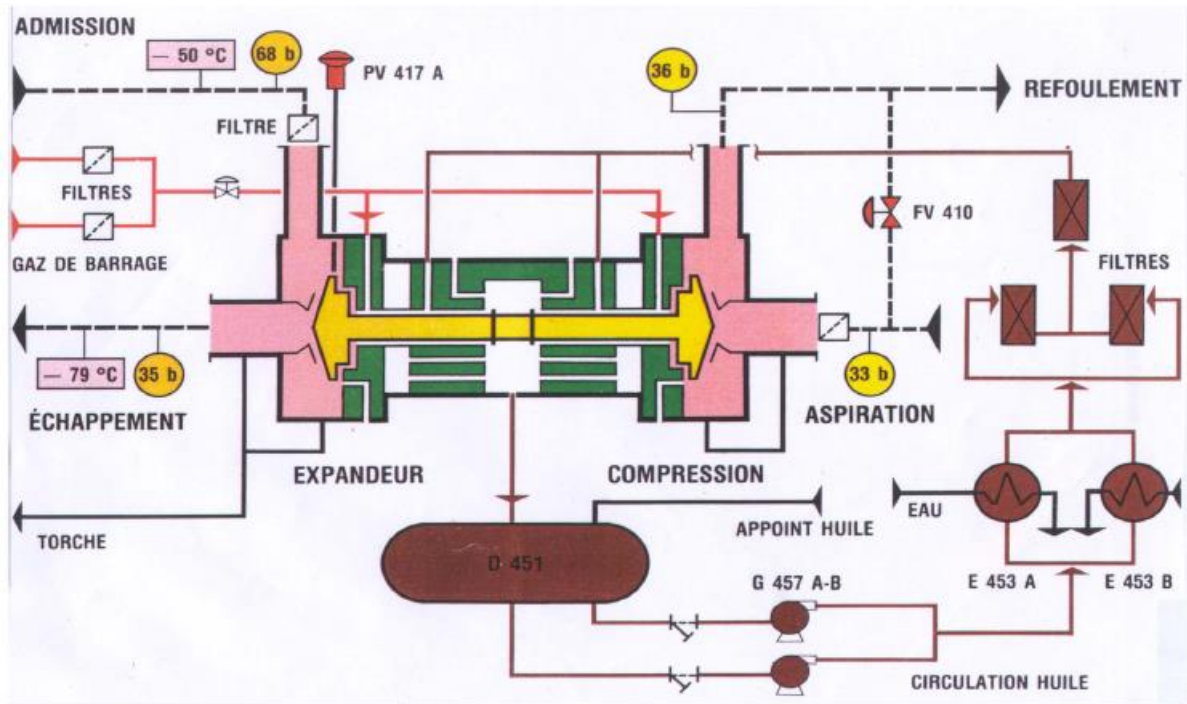


Figure 12: Schéma de principe du Turbo-Expandeur de Lacq

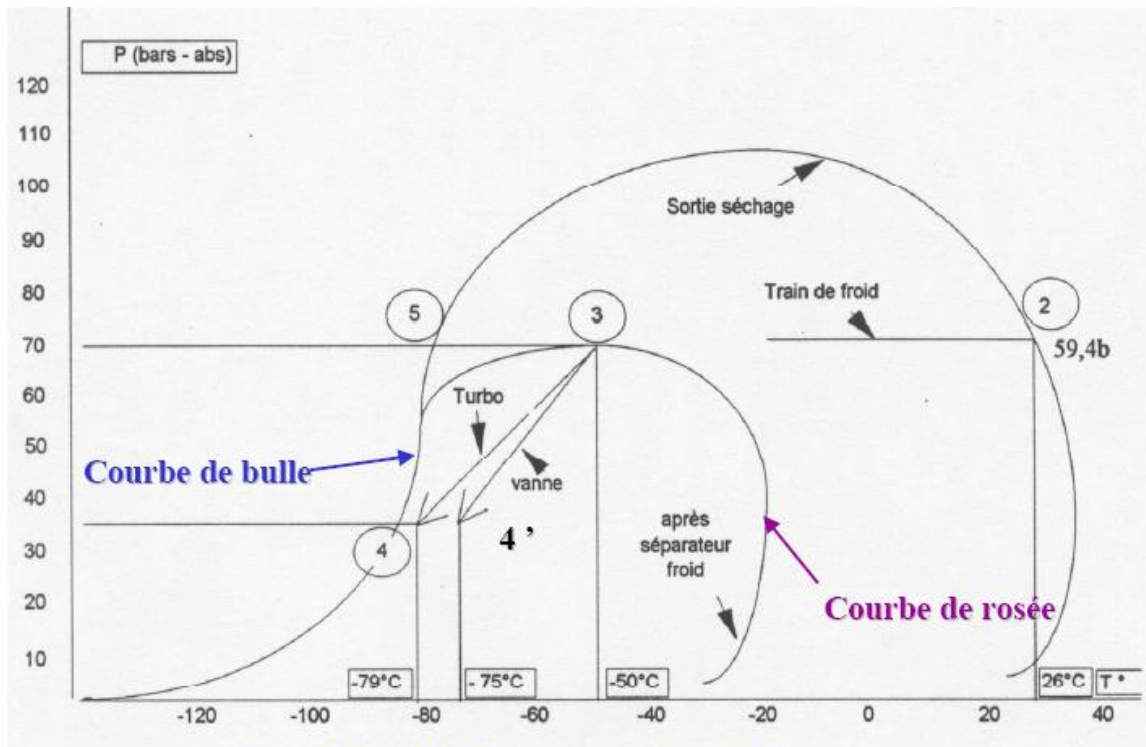


Figure 13: Détente turbo expander - Détente vanne

### 4.3- REFRIGERATION PAR MACHINE FRIGORIFIQUE

#### 4.3.1- Généralités

C'est le type de traitement le plus classique si on veut obtenir une bonne récupération.

L'équipement nécessaire est bien connu et il est pos

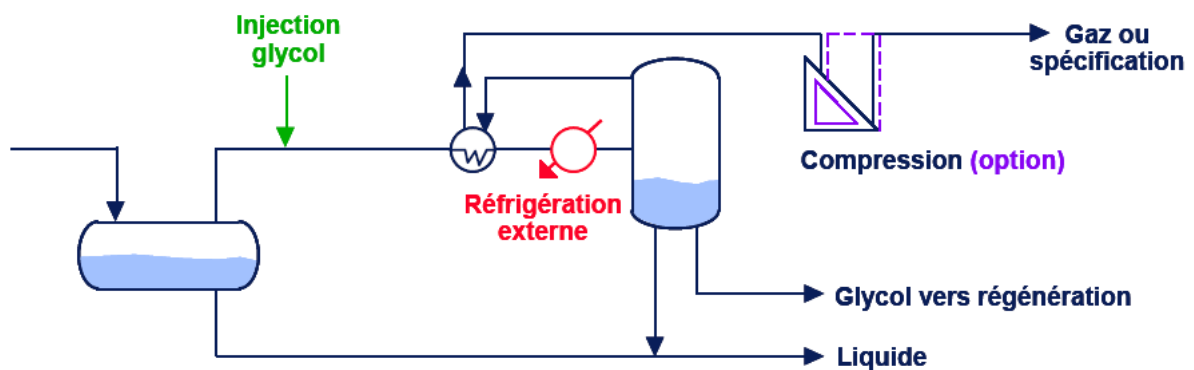


Figure 14: Schéma du procédé d'extraction des condensats utilisant une boucle de réfrigération externe

#### 4.3.2- Fonctionnement d'une machine frigorifique

Le fluide frigorigène effectue un cycle classique comprenant une compression, condensation, détente, puis vaporisation par échange thermique avec le gaz à refroidir (apport de chaleur latente) qui circule dans des faisceaux de tubes.

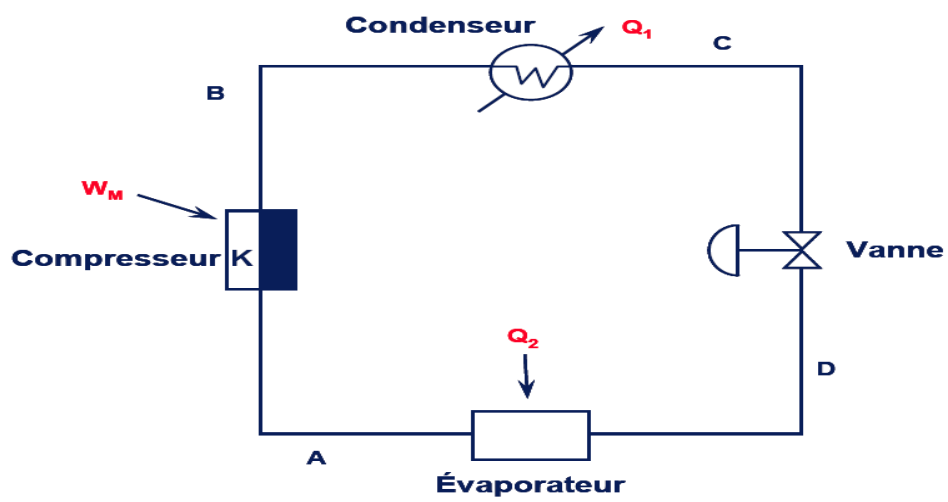
Le réfrigérant est alors dirigé vers le compresseur pour un nouveau cycle.

Les principaux fluides frigorigènes utilisés sont :

- le propane (pour la condensation des LPG)
- l'ammoniac (pour la condensation de LPG )
- le fréon (température LTS > - 10°C)
- le propane (il est souvent utilisé car produit sur place mais il a l'inconvénient d'être combustible)
- méthane (très basse températures)







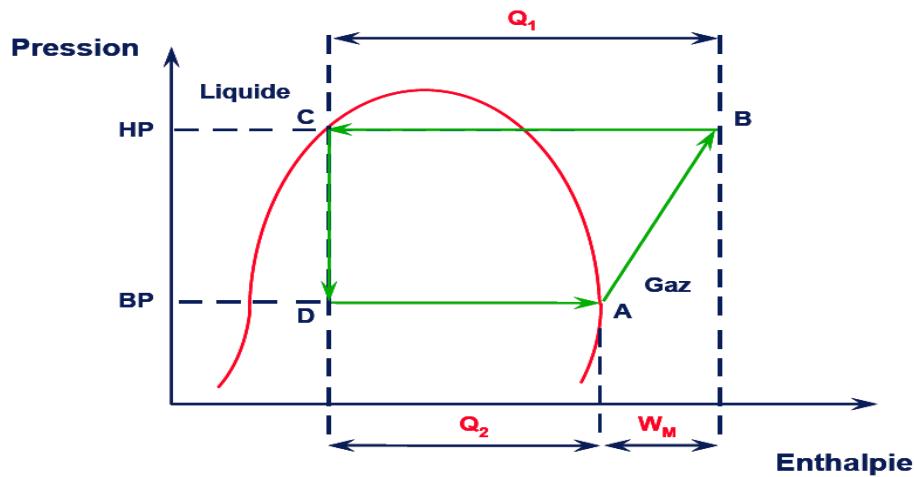


Figure 15: Schéma de principe d'un cycle frigorifique

Légende : CD : détente isenthalpique dans la vanne DA : échangeur évaporateur fluide frigorigène (refroidissement du gaz traité  $Q_2$ ) AB : compression isentropique BC : refroidissement par eau ou air ( $Q_1$ ) et condensation fluide frigorigène  $Q_1$  : chaleur rejetée au condenseur  $Q_2$  : échange thermique avec le gaz à refroidir  $W_m$  : énergie nécessaire à la recompression

#### 4.3.3- Principe de fonctionnement d'une boucle de refroidissement externe

L'échangeur gaz/gaz récupère la réfrigération complémentaire, provenant du Gaz Pauvre quittant le séparateur froid, et utilise cette dernière à contre-courant du gaz chaud d'admission comme nous pouvons le voir sur le schéma suivant. Cette phase permettant d'abaisser préalablement la température de la charge avant d'entrer dans l'échangeur (chiller) refroidit par la boucle de froid externe.

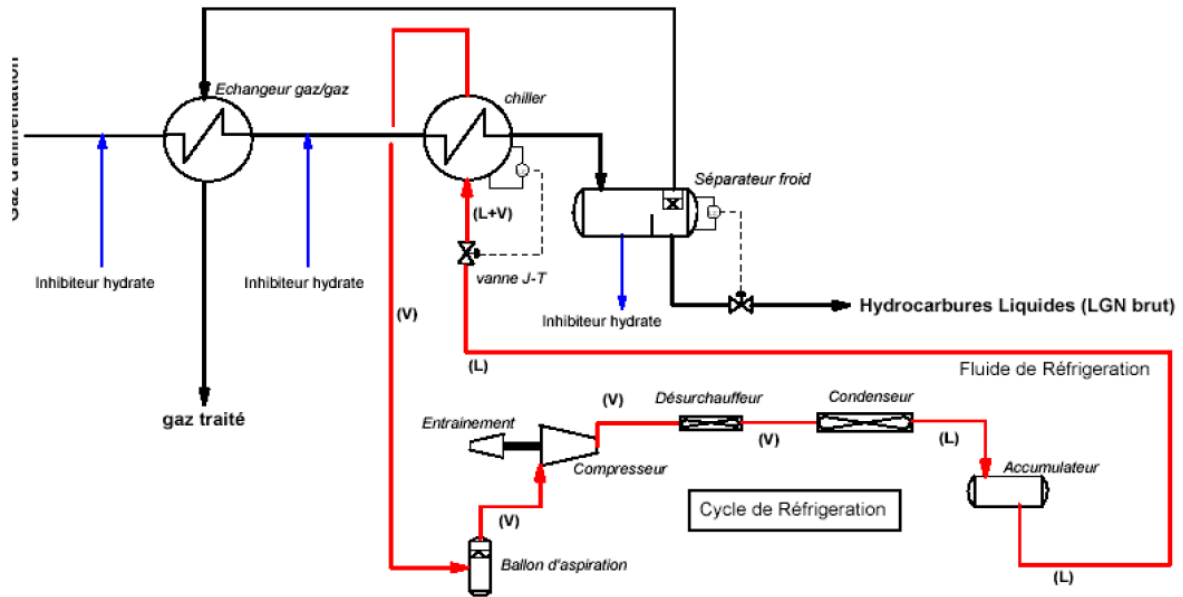


Figure 16: Schéma décrivant le principe d'une boucle externe de refroidissement

La température du gaz pauvre froid quittant cet échangeur s'approche de celle du gaz riche chaud entrant dans ce même échangeur..

Le liquide réfrigérant refroidi le gaz de procédé dans un "chiller" qui est typiquement échangeur de chaleur à calandre constitué par un ensemble de tubes contenu dans un corps cylindrique.

Le gaz procédé, circulant à l'intérieur des tubes du chiller, cède ses calories au réfrigérant liquide entourant les tubes.

Le liquide réfrigérant bout et quitte l'espace vapeur du chiller essentiellement sous forme de vapeur saturée.

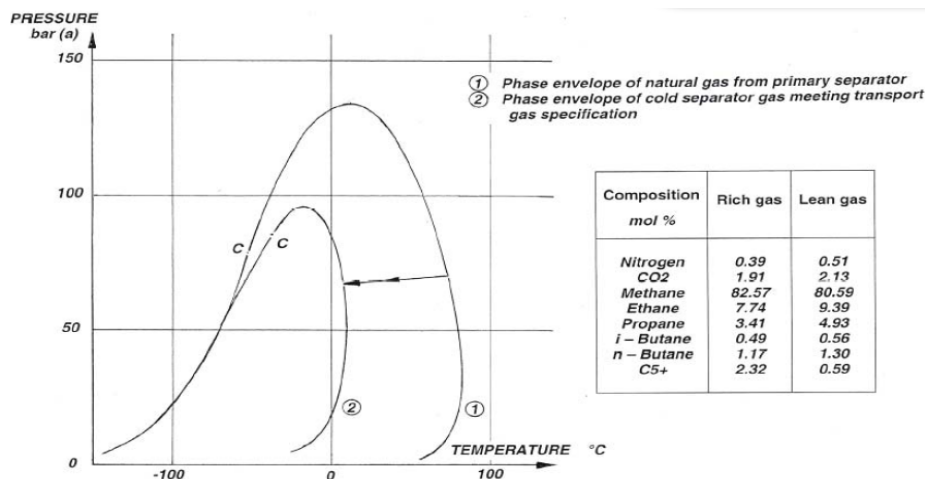


Figure 17: Diagramme de phase pour la récupération des condensats avec une boucle de refroidissement externe

## 5- PROCEDE D'EXTRACTION DES CONDENSATS PAR ABSORPTION



Dans le procédé d'absorption d'huile pauvre, « l'huile pauvre » qui est du type kérozène (mélange de nonane, decane et plus lourd) est utilisé pour récupérer le butane et une partie du propane présent dans le gaz riche.

Typiquement le gaz d'entrée est refroidi par un échangeur thermique dans lequel circule à contre courant le gaz de sortie provenant de la colonne d'absorption.

Un refroidisseur est situé ensuite avant l'entrée de l'absorbant pour finir le refroidissement du gaz.

L'absorption est exécutée dans une colonne d'absorption « l'huile pauvre » et « gaz riche » entrent en contact par l'intermédiaire de plateaux ou de garnitures.

Le gaz alimente la colonne par le bas et la quitte par son sommet. Alors que « l'huile pauvre » d'absorption arrive en haut de la colonne et coule à faible débit vers le bas, sur des plateaux ou des garnitures selon le type d'interne de la colonne. Descendant à contre-courant des gaz dans une colonne d'absorption, le gaz est absorbé par l'huile liquide et récupère les fractions volatiles

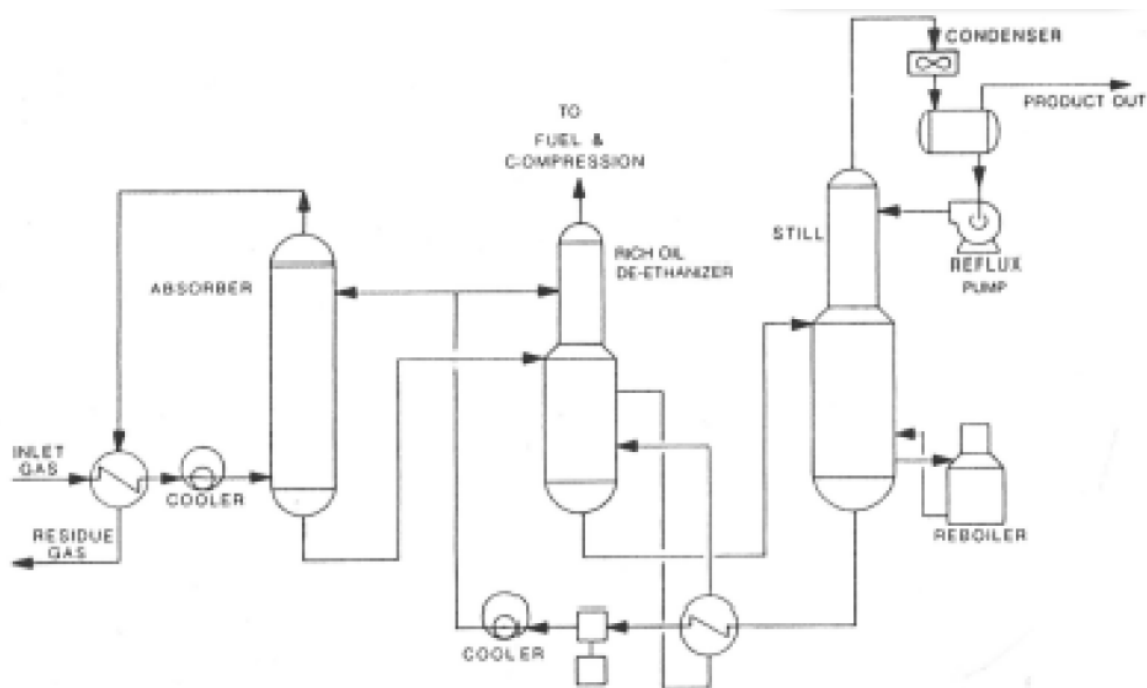


Figure 18: Diagramme simplifié d'une unité d'absorption des condensats lourds

« L'huile pauvre » d'absorption, devenue riche en hydrocarbures légers, quitte la colonne par le bas, et alimente le de-éthaniseur pour éliminer les composants légers comme le méthane et l'éthane.

Dans la plupart des installations pétrolières, le dé-éthaniseur d'huile riche (ROD en anglais :Rich Oil De-ethanizer) récupère le méthane et l'éthane en même temps, puisque seulement très peu d'éthane est récupéré par l'« l'huile pauvre ».

Si seul le méthane est rejeté par l'unité ROD, alors il peut être nécessaire d'installer une colonne de-éthaniseur en aval pour faire de l'éthane et éviter ainsi à l'éthane de contaminer les autres produits fabriqués par l'usine. (Contamination due à l'augmentation de la tension de vapeur des autres produits liquides).

Le ROD est semblable à une tour de stabilisation froide l'huile riche. De la chaleur est ajoutée en fond de colonne pour s'assurer d'avoir chassé presque tout le méthane (et très probablement de l'éthane) du produit de fond en échangeant la chaleur avec le l'huile pauvre chaude provenant de la colonne « still ».

Un reflux est fourni par un débit d'huile pauvre froide injecté au sommet de la colonne ROD. Le gaz sortant au sommet de cette colonne est utilisé comme combustible pour l'usine. La quantité de composants intermédiaires flashés avec le gaz peut être contrôlée en ajustant le taux de reflux.

L'huile d'absorption est envoyée alors vers la colonne STILL où elle est chauffée à une assez haute température pour s'assurer de l'évacuation du propane, du butane, des pentanes et des autres liquides de gaz naturel par le sommet de cette colonne.

Cette colonne est semblable à une colonne de stabilisation de brut avec son reflux.

Plus la température de fond s'approche de la température de rebouillage de l'huile pauvre, plus l'huile pauvre qui sera recirculée vers l'absorbant sera pur et donc meilleur sera l'absorption.

Le contrôle de température permet de réduire au maximum les pertes d'huile pauvre vers le sommet de la colonne.

Ainsi l'huile pauvre achève un cycle à travers lequel elle a successivement récupérée les composants légers et intermédiaires du gaz avant de se régénérer.

## 6- AVANTAGES ET INCONVENIENTS DES DIFFERENTS PROCEDES

### 6.1- PROCEDE AVEC VANNE JOULE-THOMSON

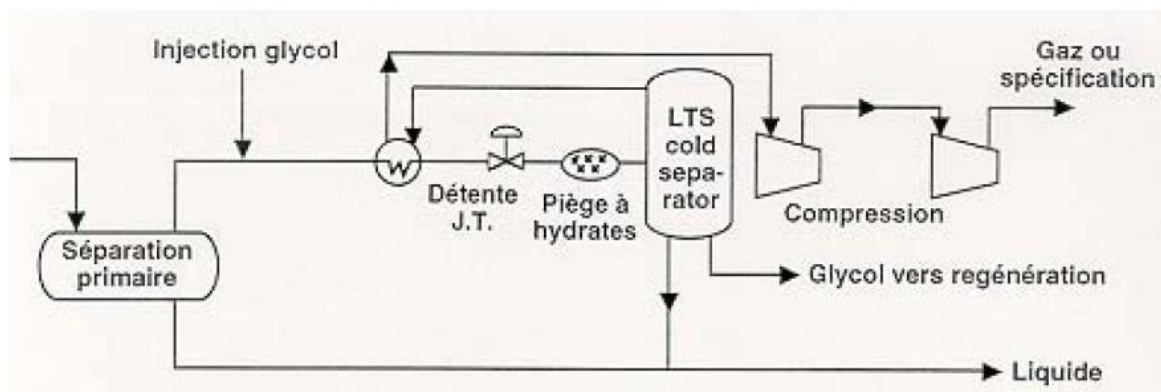


Figure 19: Schéma de principe avec vanne Joule - Thomson

#### 6.1.1- Avantages

- procédé simple (pas de machine tournante),
- insensible aux variations de débits de gaz à traiter,
- investissement faible,
- permet de déshydrater le gaz simultanément.

#### 6.1.2- Inconvénients

- faible taux de récupération de liquide (limitée essentiellement aux C5+),
- sensible aux variations de pression du gaz à traiter (le taux de récupération en dépend),

- nécessite une pression élevée en amont,
- nécessite une injection d'inhibiteur pour éviter la formation d'hydrates,
- la pression du gaz est considérablement abaissée.

### 6.1.3- Utilisation

Plutôt adapté aux exploitations où le gaz n'est pas commercialisé, ce qui est de moins en moins fréquent.

En cas de commercialisation, le coût d'une installation de recompression (généralement nécessaire car la pression de gisement n'est pas assez forte) lui fera préférer d'autres solutions.

Consommation interne : réalisation du point de rosée H.C. pour les turbines à gaz.

Utilisation en parallèle aux turbo-expanders (pour démarrage et secours « mieux que rien »)

## 6.2- DETENTE ISENTROPIQUE

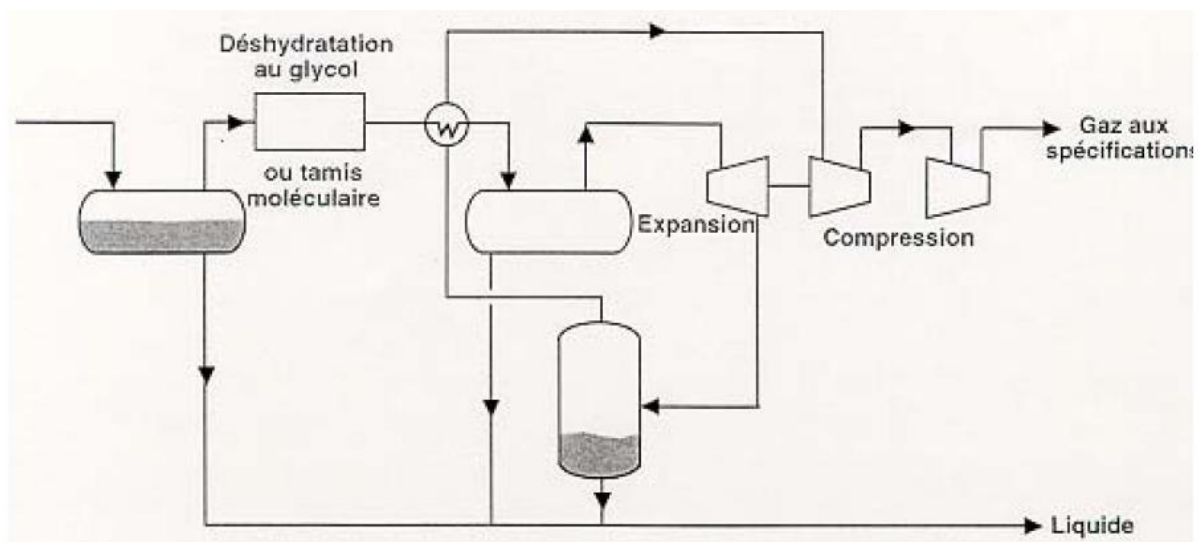


Figure 20: Schéma de principe procédé détente isentropique

### 6.2.1- Avantages

- procédé adapté à la récupération d'éthane,
- le rendement d'une détente isentropique est très bonne
- procédé bien adapté pour la récupération additionnelle d'éthane d'un gaz déjà traité par cycle mécanique extérieur.

### 6.2.2- Inconvénients

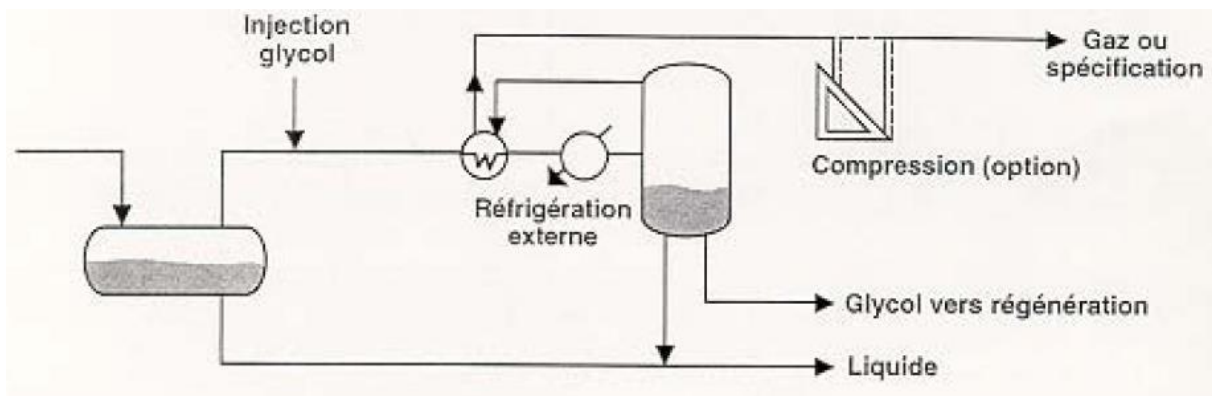
- l'utilisation d'une turbine d'expansion impose de déshydrater parfaitement le gaz en amont par unité au glycol ou tamis moléculaire,
- procédé hautement dépendant de la pression du gaz à traiter, il faut une pression amont suffisamment élevée

- la machine est très sensible aux variations de la pression amont (problème en cas de déplétion etc...)
- nécessité d'avoir un appoint de frigories par cycle mécanique extérieur pour des taux de récupération d'éthane élevés,
- sensibilité aux variations de masse molaire du gaz à traiter,
- présence de machines tournantes (plus complexe à opérer, à maintenir, ...). Coût élevé.

### 6.2.3. Utilisation

Recherche de très bas points de rosée hydrocarbure et/ou récupération d'éthane.

## 6.3- REFRIGERATION PAR MACHINE FRIGORIFIQUE



*Figure 21: Schéma de principe procédé de réfrigération par machine frigorifique*

### 6.3.1- Avantages

- procédé permettant la récupération de LPG avec un bon taux de récupération,
- procédé indépendant du gaz à traiter (conserve la pression du gaz),
- utilise des fluides frigorigènes purs dont on connaît parfaitement le comportement thermodynamique,
- procédé pouvant s'adapter en aval ou en amont de tout autre système de réfrigération sans en perturber le fonctionnement,
- procédé pouvant assurer à la fois le dégazolinage et la déshydratation du gaz.

### 6.3.2. Inconvénients

- procédé peu adapté à la récupération d'éthane dans le cas de fluides frigorigènes purs,
- limite pratique de réfrigération autour de  $-40^{\circ}\text{C}$ ,
- procédé onéreux par la complexité des équipements,
- procédé peu adapté au dégazolinage ou extraction des LPG sur des gaz haute pression ( $> 80$ )

## 6- Localisation du process

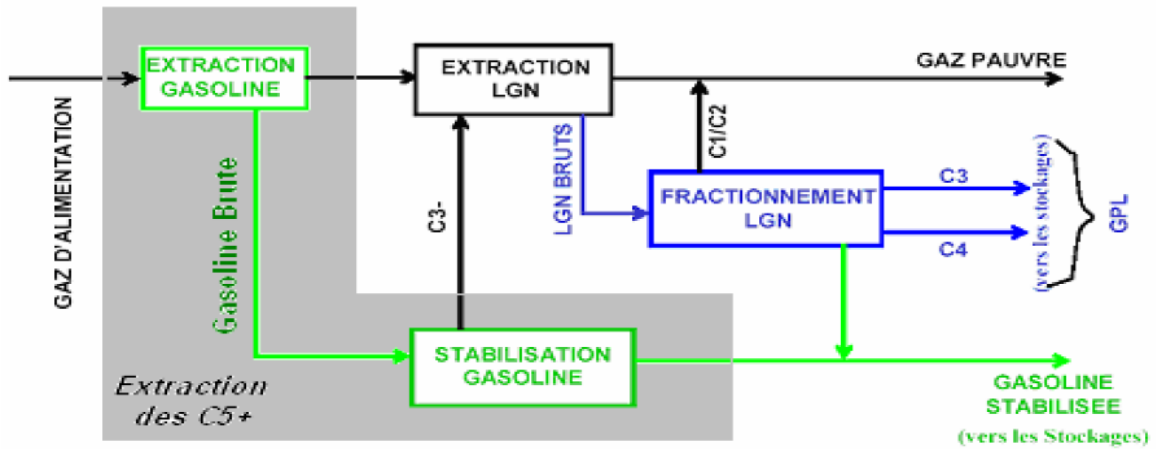


Figure 22: Exemple d'un ensemble produisant de la gasoline et des GPL à partir d'un gaz naturel

Sur les schémas qui suivent, nous pouvons voir la localisation et l'environnement de chaque procédé de refroidissement et d'extraction des condensats

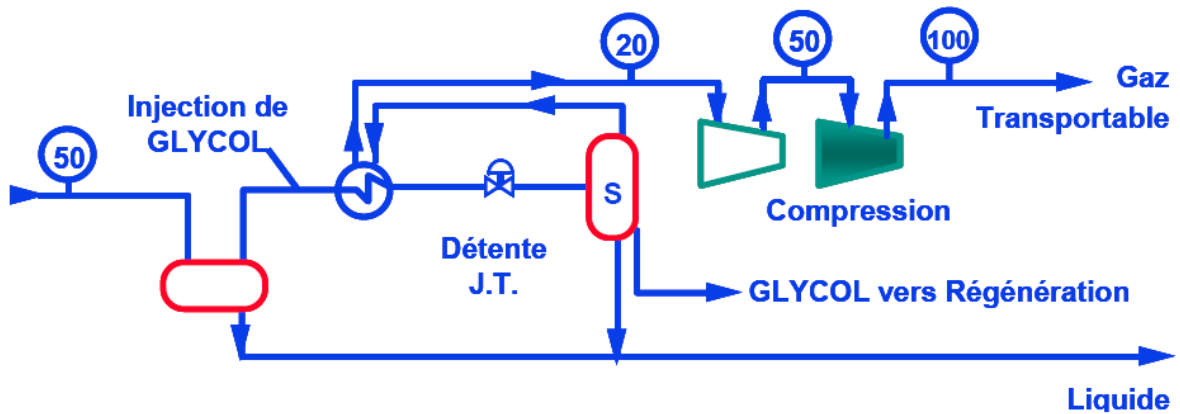


Figure 23: Schéma de principe du dispositif Joule-Thomson et de son environnement

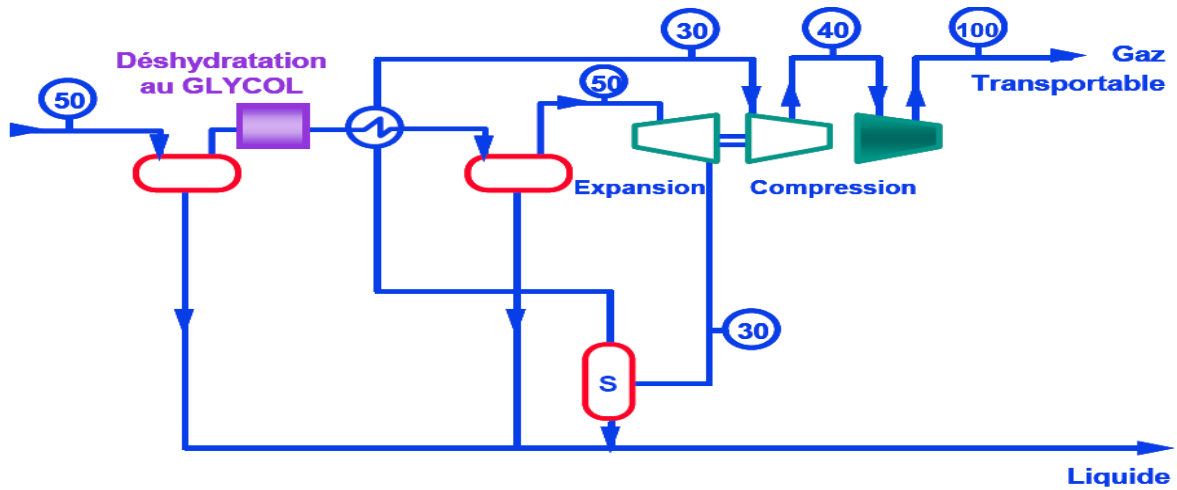


Figure 24: Schéma de principe du Turbo-Expander et de son environnement

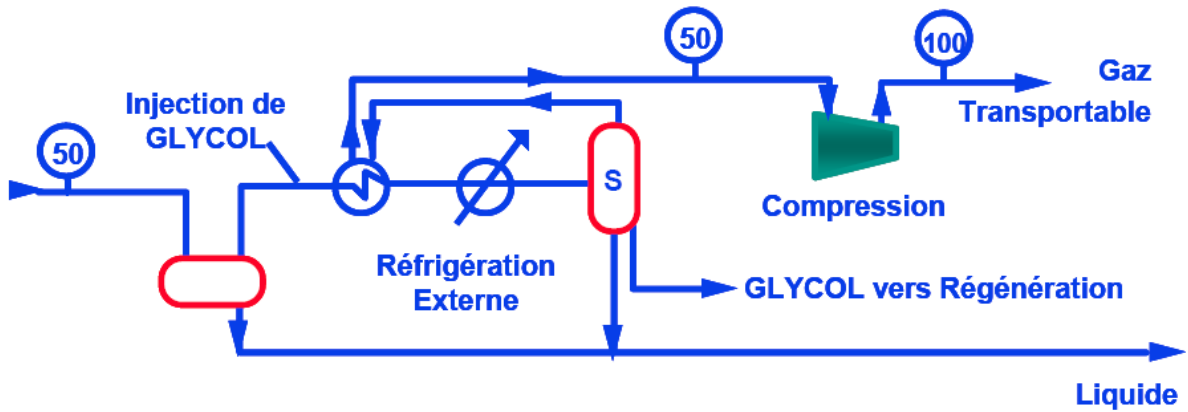


Figure 25: Schéma de principe d'une réfrigération externe et de son environnement

## CHAPITRE 5 : LE PROCESS DE LIQUEFACTION

### Objectifs :

- Dans le domaine 'Oil & Gas', spécifiquement « La Liquéfaction », et à la fin de l'étude de ce module le stagiaire et/ou le futur opérateur de production sera en mesure de :
- Exposer les fonctions et les nécessités de la liquéfaction en règle générale
- Définir, expliciter les opérations de procédé utilisées pour l'obtention du gaz naturel au niveau de l'Exploration & Production
- Énumérer les conditions requises (propriétés physiques) du gaz naturel avant le procédé de liquéfaction
- Spécifier les traitements que reçoit le gaz avant la liquéfaction proprement dite
- Exposer les principes technologiques physiques fondamentaux du comportement des gaz
- Nommer les différents types de procédés utilisés pour la liquéfaction du gaz naturel
- Décrire en détail un procédé de liquéfaction
- Établir, dessiner un procédé de liquéfaction au moins en schéma de principe ou en logigramme
- Suivre, expliciter les étapes de liquéfaction sur différents P&IDs
- Différencier les phases gaz, liquide et intermédiaire
- Expliciter les principes de stockage du gaz liquéfié
- Comprendre et exposer le pourquoi de l'emploi d'équipements et matériels cryogéniques dans la phase liquide
- Expliciter les principes de chargement et d'expédition du gaz liquéfié par terre et mer
- Exposer les dangers d'une unité de liquéfaction de gaz naturel
- Enumérer les précautions à prendre pour travailler en sécurité sur une unité de liquéfaction
- Suivre les procédures d'exploitation spécifiques d'une unité de liquéfaction.

Permettre l'utilisation du gaz naturel (GN) pour des consommateurs éloignés à des milliers de km des centres de production de gaz dans des conditions de pression et de volumes acceptables et compatibles avec les technologies disponibles de nos jours

La solution pratique consiste à liquéfier le GN pour permettre son transport sous forme liquide (GNL) jusqu'aux centres de regazéification ou il est vaporisé dans des échangeurs à eau de mer puis injecté dans les réseaux de distribution.

Afin de permettre le transport de grosses quantités de Gaz Naturel à travers les océans autrement que par pipelines, en considérant les éléments suivants:

La taille de la Kilomole aux conditions standards, donnée par la formule des gaz réels:  $PV = ZnRT$ , soit grosso modo,  $22,414 \text{ Nm}^3$

Confrontés à :

Les hautes pressions à obtenir pour avoir un volume réduit dans les pipelines

Le coût de la construction d'un pipeline sous-marin sur de longues distances

Le coût de l'entretien du pipeline

Le coût du personnel opératoire

Ou bien le transport du GN par navire avec cuves sous pression qui soit utilisable directement dans les réseaux de distribution (comme cela se fait pour les petits caboteurs côtiers de GPL)

Les producteurs de GN se sont tournés vers le principe de la réduction du volume de la molécule de gaz, par changement d'état physique du gaz, à savoir passage de la forme gazeuse à la forme liquide.

Sachant qu'en gros 1 m<sup>3</sup> de méthane **liquide** donne environ 600 Nm<sup>3</sup> de méthane **gazeux**,

Que représenterait 130 000 m<sup>3</sup> de GNL sous sa forme gazeuse à une pression de 58 Bar (pression à l'entrée des réseaux européens) et 15°C (288°K) en dessus du Pt critique, depuis sa température en phase liquide - 162°C = 111°K?

Soit :  $(130000 \text{ m}^3 \text{ GNL} \times 600/59 \text{ Bar} \times T_2 / T_1 \text{ 288}^\circ\text{K} / 111 \text{ }^\circ\text{K} = 3\,430\,000 \text{ Sm}^3$ , soit plus de 26 fois plus que sous sa forme liquide!

Cela conduirait à construire des navires gigantesques irraisonnables avec une pression de 59 Bars abs dans les cuves du navire)

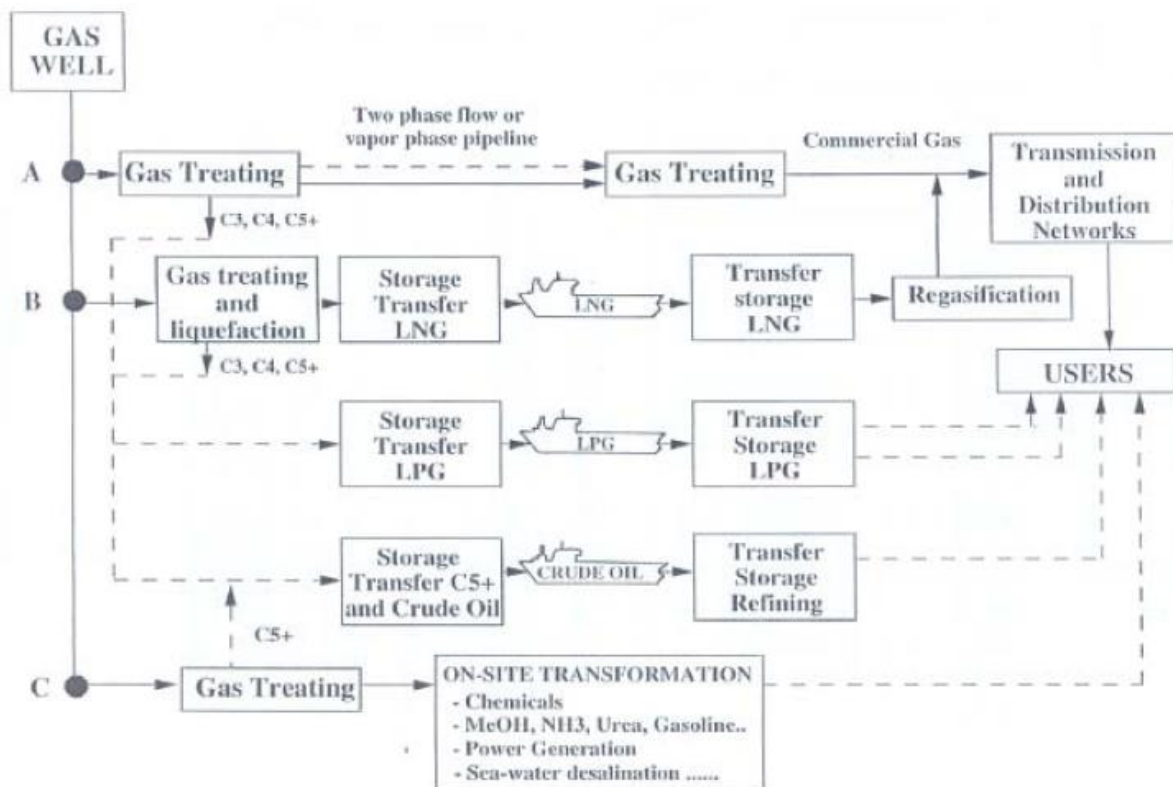


Figure 2: Schéma de principe de l'ensemble de l'industrie du GNL



Alors que l'on peut transporter sous sa forme liquéfiée dans des conditions dites cryogéniques des quantités de Gaz Naturel Liquéfié (GNL) atteignant couramment 120 à 130000m<sup>3</sup> soit une fois vaporisés 78 Millions de Nm<sup>3</sup> (au-dessus point de rosée.)

## **1- PRINCIPES DE FONCTIONNEMENT**

### **1.1- OPERATIONS UTILISEES POUR OBTENIR LA LIQUEFACTION DU GAZ NATUREL**

Deux grands types d'opérations sont nécessaires pour parvenir à la liquéfaction du Gaz Naturel:

- Une section de préparation du Gaz brut de séparation appelée Pré-traitement du gaz
- Une section de liquéfaction proprement dite, dans laquelle le refroidissement progressif amène le GN de son point de rosée à son point de bulle autrement dit à sa liquéfaction totale.

### **1.2- PRÉ-TRAITEMENT DU GAZ BRUT DE SÉPARATION**

Avant de commencer le procédé de liquéfaction proprement dit le Gaz brut de séparation a été séparé de ses condensats par les opérations de "Dégazolinage"

Il doit subir ensuite plusieurs traitements qui permettent de l'amener au premier stade de la liquéfaction ce sont les opérations suivantes:

La déshydratation du gaz de séparation l'élimination des gaz acides tels que H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> et aussi impureté présence de Mercure.

A titre de rappel, on trouvera ci-dessous les résumés des principales techniques de déshydratation du gaz.

#### **1.2.1- Déshydratation du gaz de séparation**

##### **- Procédé par Absorption**

Le procédé aujourd'hui encore le plus utilisé est l'absorption" de la vapeur d'eau par un produit très **hydrofuge** que sont les trois Glycols :

- Le Mono Ethylène Glycol (M.E.G) (le moins utilisé à cause, entre autres, de sa température d'ébullition trop basse)
- Le Di Ethylène Glycol (D.E.G)
- Le Tri Ethylène Glycol (TEG) (le plus couramment utilisé)

Le gaz humide débarrassé de:

- l'eau libre
- des condensats hydrocarbures

est introduit par le bas d'une colonne appelée **absorbeur**, ou encore "Contacteur" le gaz s'élève en "contactant" le T.E.G introduit lui par le haut et en contact avec le gaz ascendant par la surface d'anneaux placés sur des lits constituants des étages appelés **Packing**.

Le gaz maintenant anhydre, avec un point de rosée pouvant parvenir à – 60°C avec certaines variantes de re-concentration du T.E.G. quitte le "Contacteur" pour subir éventuellement d'autres traitements.

Le T.E.G. est régénéré dans un ensemble Rebouilleur et colonne de stripping

##### **- Déshydratation par Adsorption**

Ce procédé très répandu à travers le monde, sèche le gaz humide en passant dans des sécheurs dans lesquels de petites billes très **hygroscopiques** adsorbent l'humidité du gaz elles sont constituées:

- D'alumine ( $Al_2O_3$ )
- De tamis moléculaires constitués d'alumine spéciale ayant subi un traitement thermique

Ces couches de billes sont disposées sur des lits horizontaux et adsorbent au passage la vapeur d'eau du gaz humide

Les batteries de sécheurs sont constituées en général de trois tours de séchage fonctionnant par cycles:

- Une en phase d'adsorption (séchage)
- La seconde en phase de régénération par circulation inverse d'une partie du gaz séché et réchauffé à travers les lits

La troisième en refroidissement, mais qui peut être placée à la demande en phase d'adsorption, en cas de saturation de vapeur d'eau de la tour en phase de séchage.

Ce procédé permet d'obtenir un gaz anhydre avec un point de rosée voisin de  $-80^{\circ}C$ , voire plus bas ce qui est bien compatible avec les unités en aval telles que GPL et GNL.

### **1.2.2- Élimination des gaz acides $H_2S$ et $CO_2$**

C'est encore un procédé par Absorption qui est le plus couramment utilisé pour enlever les deux gaz acides les plus fréquents  $H_2S$  et  $CO_2$

Cette fois c'est la famille des amines qui est mise à contribution par l'une d'entre elles, la Di Éthanol Amine (D.E.A.), qui a une grande affinité pour l' $H_2S$  et le  $CO_2$

Le procédé est analogue à celui de la déshydratation au T.E.G. à savoir:

- Une tour "absorbeur" dans laquelle circule de bas en haut le gaz acide. La DEA est introduite par le haut, elle absorbe  $H_2S$  et  $CO_2$  contenus dans le gaz, en les "contactant" sur des anneaux (caractérisés par une très grande surface pour un petit volume)
- La D.E.A. est ensuite régénérée dans une unité de distillation avec rebouilleur, et le gaz acide dont elle est purifiée, est soit brûlé à une torche spéciale, ou bien utilisé pour fabriquer du soufre dans une unité au procédé "Claus"

Le gaz traité anhydre et sans  $H_2S$  ni  $CO_2$  peut maintenant subir soit:

- Un fractionnement dans une unité G.P.L. pour récupérer les Butane et Propane
- ou entreprendre la liquéfaction des gaz restants Éthane et Méthane (ce qui est le but recherché, car ce dernier est le constituant le plus important généralement entre 70 et 85 % dans les champs gazéifères)

### **1.2.3- Cas de Présence de mercure dans le gaz de charge**

Comme il avait été signalé en préambule (introduction de ce module) la présence de Mercure dans les gaz bruts provoque une corrosion importante dans les échangeurs en aluminium qui constituent la majeure partie des boucles de refroidissement du GN.

Le mercure en **présence d'humidité aux températures positives** forme avec l'aluminium un amalgame qui provoque la corrosion dans les échangeurs.

Pour éviter la destruction de ces équipements le Mercure doit être détecté dans le gaz à la sortie de la section de déshydratation et piégé par adsorption dans un adsorbeur spécial.

Quand les unités sont arrêtées il faut maintenir la batterie d'échangeurs cryogéniques en **température négative**, par exemple en les balayant avec les vapeurs froides de GN des bacs de stockage.

**Remarque :** le mercure forme avec l'alliage d'aluminium un amalgame qui n'est pas nuisible tant qu'il n'est pas en contact d'humidité. Pour pallier à cette éventualité, une solution efficace, appliquée sur certains sites, est de maintenir les échangeurs concernés en température négative avec des vapeurs de GN venant des bacs de stockage de GNL.

#### ***1.2.4- Élimination ou réduction de la présence d'Azote dans le gaz de charge***

La plupart des gaz de gisements gazéifères contiennent de l'azote généralement autour de 5 à 7% et quelquefois même dans des proportions importantes (26% dans le cas du gaz de Yadana au Myanmar ex Birmanie).

Si l'azote n'est pas un facteur de trouble du point de vue du procédé (point de rosée à 192°C) étant donné sa caractéristique d'être inerte son **PCS** (voir définition du PCS dans le glossaire) est nul donc sa présence pénalise le PCS du GNL commercialisé

Il est donc nécessaire de minimiser son incidence pour ceci faire plusieurs solutions sont envisageables:

Accroître le PCS du gaz en lui ajoutant un composant à fort PCS (ce fut le cas du gaz de Yadana auquel avait été rajouté de l'Iso-heptane).

Accepter une baisse du prix de vente du gaz pour garder l'acheteur.

Éliminer l'azote du GN afin de satisfaire les spécifications de composition du gaz à vendre.

Cette dernière possibilité est très coûteuse du point de vue procédé. En effet il fait appel à une unité dite: Nitrogen Recovery Unit (N.R.U.). Cette unité de Récupération d'azote est intégrée dans l'usine de GNL.

L'objectif de cette N.R.U. (ou Unité de Récupération d'Azote) est :

D'extraire l'Azote sous forme gazeuse afin de le purger

Parvenir aux spécifications du gaz à vendre

Respecter la composition du GNL

## ***2- PROCÉDÉS DE LIQUEFACTION DU GN***

**NB:** Pour entreprendre la phase suivante qui est la liquéfaction proprement dite, il est impératif d'obtenir rigoureusement les spécifications fixées à l'entrée de l'unité GNL

Notamment pour les composants CO<sub>2</sub> (gel à -57°C) et nC<sub>4</sub> (gel à -- 138°C) pour éviter les bouchages dans les échangeurs cryogéniques, lorsque le processus de liquéfaction arrive aux températures inférieures à ces valeurs.

Ensuite à la fin des opérations de préparation, le GN Traité est apte à subir les différents procédés de liquéfaction existants des quelques bailleurs de licence disponibles sur le marché, tous basés sur les bons vieux principes de base et universellement connu de la loi de Joule et du principe d'équivalence du travail et de la chaleur.

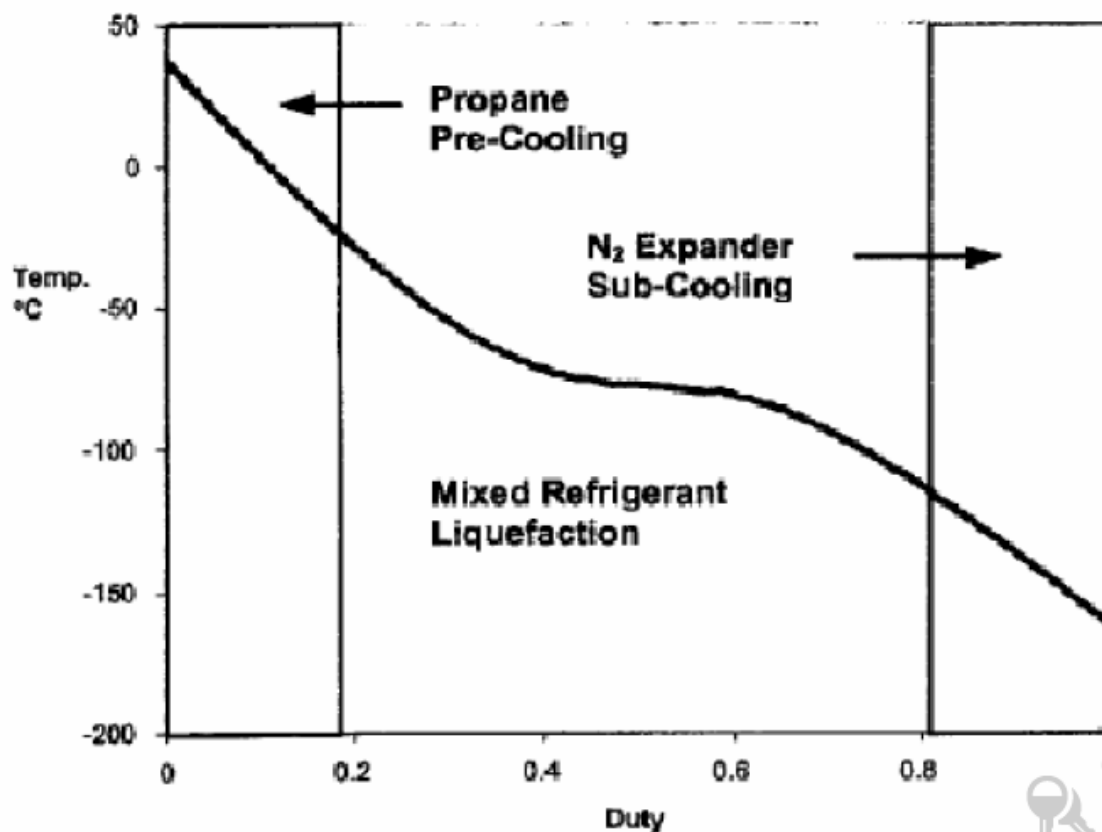


Figure 5: Courbe de liquéfaction du GN



Auto-refroidissement par détente progressive du GN dans son parcours à travers les échangeurs de la section liquéfaction

Refroidissement par plusieurs boucles de réfrigération qui consistent à la circulation d'un fluide frigorigène dans l'autre coté de ces mêmes échangeurs

Et finalement obtention de la température finale de condensation du GN ( $-162^{\circ}\text{C}$ ) par détente à travers des vannes par effet Joule Thomson ou au travers d'un turbo expandeur qui donne une température plus basse et qui fournit un travail moteur disponible sur l'arbre

## 2.1- Principes généraux des procédés de Liquéfaction du GN

### 2.1.1- Procédés avec boucle double de refroidissement

Le plus courant est le procédé C3MR élaboré par la société Air Products Company Inc (APCI) ce procédé est appliqué dans 90% des unités de GNL dans le monde.

L'autre procédé est nouveau en cours de développement et élaboré par le groupe AXENS filiale de l'Institut Français du Pétrole, et il est concurrent du procédé de A.P.C.I

Shell a développé son propre procédé nommé "Dual MR" dont le cycle de réfrigération thermodynamique est très semblable à celui de la société LIQUEFIN mais en diffère par sa technologie des échangeurs cryogéniques.

### 2.1.2- Procédé avec trois boucles de réfrigération

Le procédé classique dit en cascade n'est plus utilisé, mais il a été rénové par la Phillips Petroleum et se prénomme " Cascade Optimisée "

La société Linde a récemment développé une amélioration du procédé en cascade en remplaçant les composants corps purs de la cascade par des mélanges de réfrigérants.

Ce procédé est commercialisé sous le nom de "Cascade à fluides Mélangés" (Mixed Fluid Cascade en British).

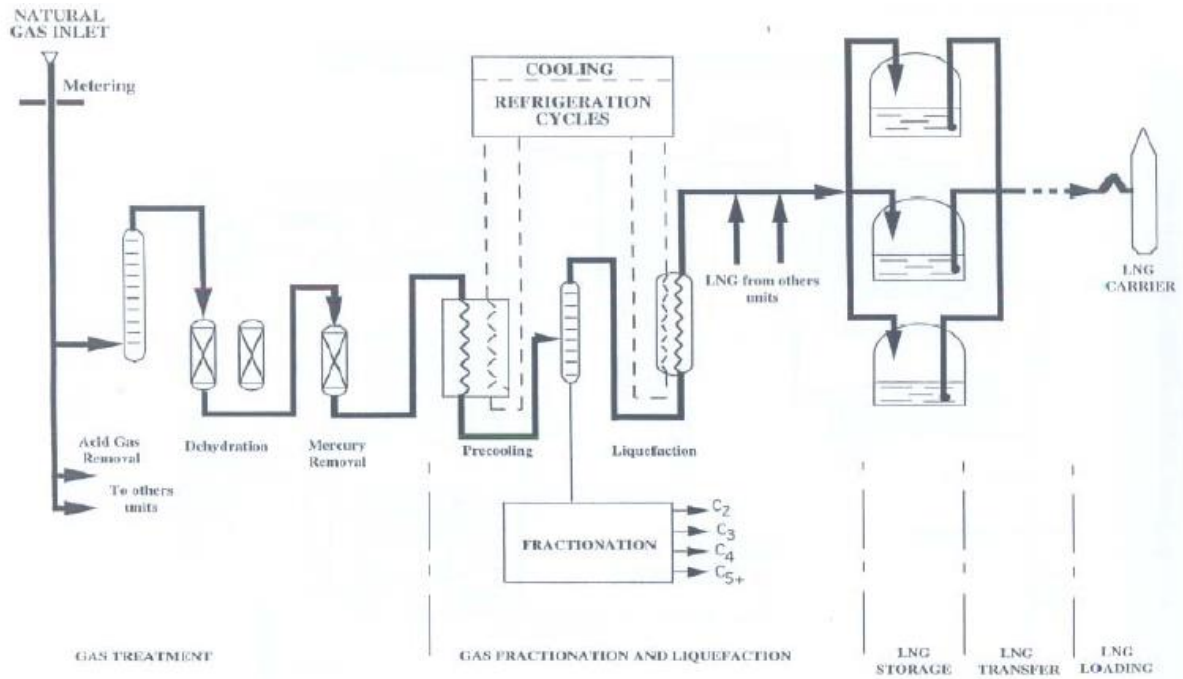


Figure 6: Schéma de principe de l'ensemble des opérations effectuées pour aboutir à la liquéfaction du GN

## 2.2- DESCRIPTION DU PRINCIPE COURANT DE LIQUEFACTION

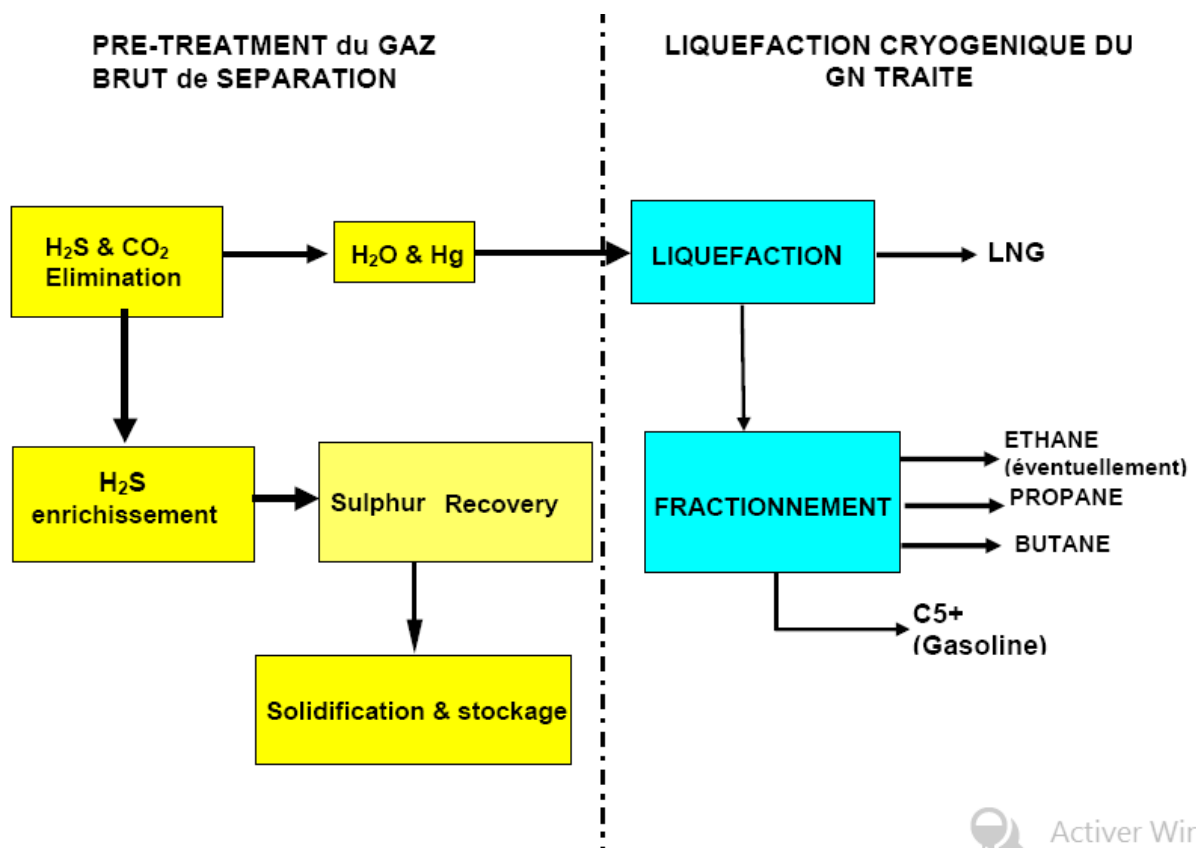


Figure 8: "Block diagram" général des opérations de pré-traitement et de liquéfaction du GN

Activer Win  
Accédez aux pa  
activer Window

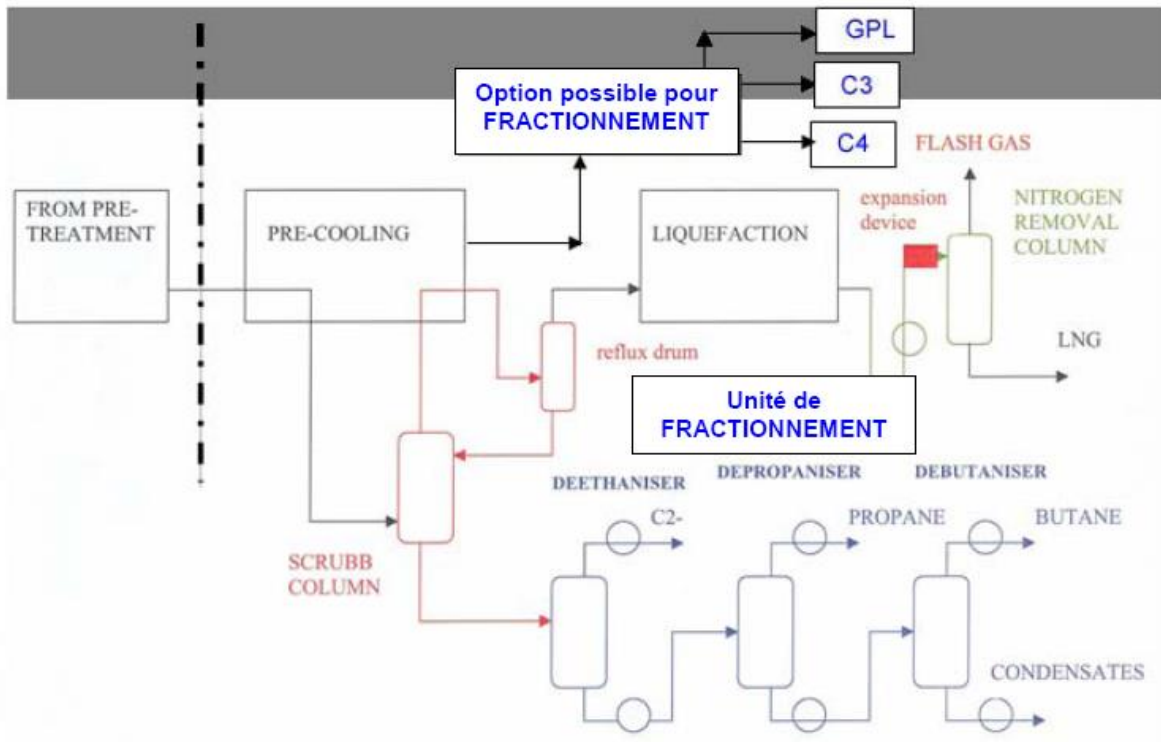
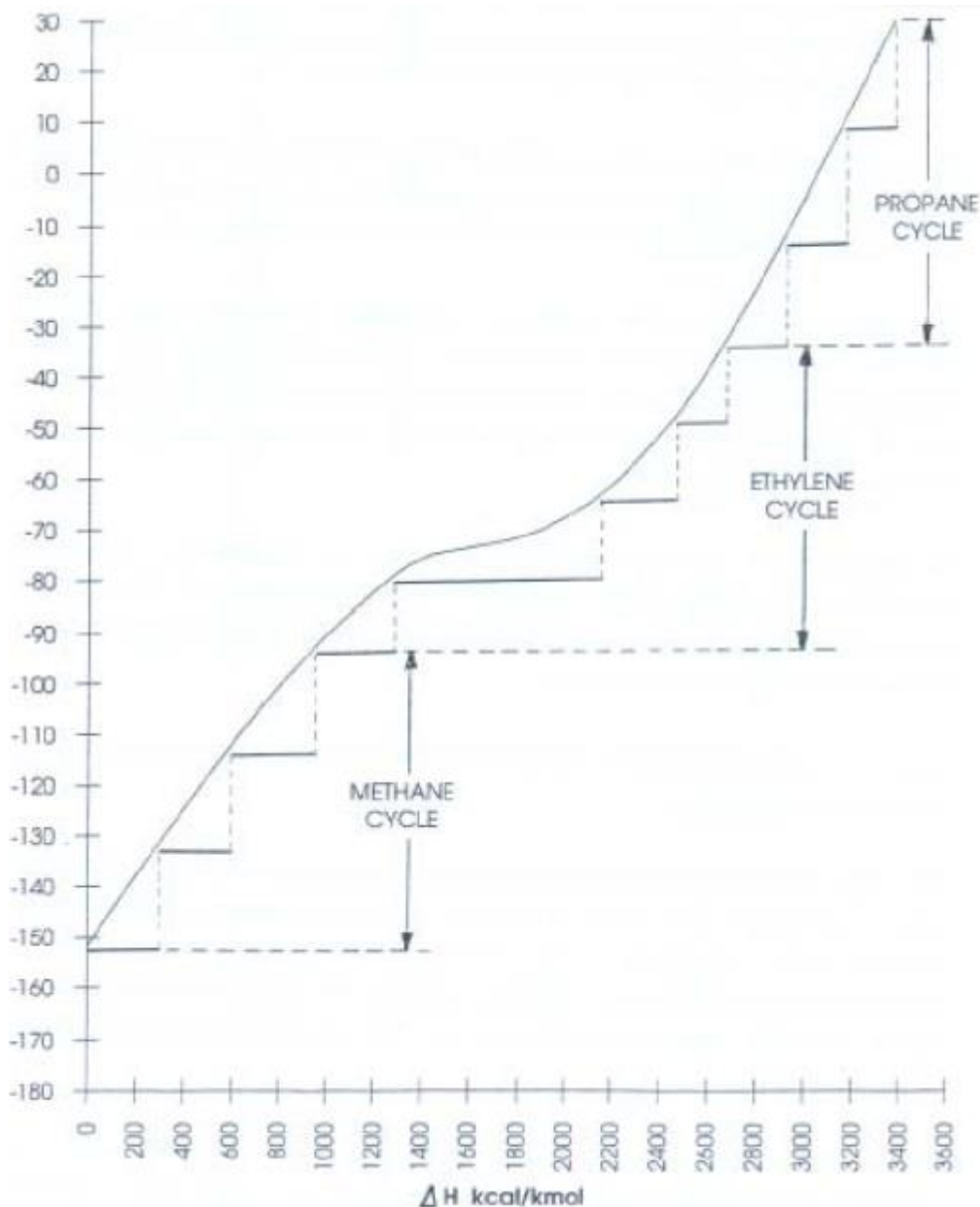


Figure 9: "Block diagram" typique d'une unité de GNL



### 2.2.1- Description de la première étape

**Note:** Le GN traité à liquéfier sera souvent appelé Gaz de procédé dans la suite de l'exposé pour le bien différencier des gaz utilisés dans les boucles de refroidissement.

Après avoir été pré-refroidi dans un échangeur Gaz de charge / gaz de tête de la colonne "Scrub" le gaz de procédé est introduit par le fond dans une colonne "Scrub" (nettoyage) il circule vers le haut, là il en ressort refroidi par un débit reflux de condensat provenant d'un ballon de reflux sa température est alors aux environs de  $-50 - 60^{\circ}\text{C}$ .

Le liquide condensé est récupéré dans un ballon de reflux, c'est lui qui est ensuite utilisé comme reflux au sommet de la colonne "Scrub" pour refroidir le gaz et condenser la coupe C3 / C4. ainsi que les hydrocarbures lourds et aromatiques (si non extraits auparavant) potentiellement congelables dans les équipements cryogéniques aval. Ils sont extraits du reflux et récupérés dans le fond de la colonne "Scrub".

Tandis que la coupe C3 / C4 peut être envoyée à la section fractionnement où elle est extraite comme produit latéral commercialisable



Toutefois une fraction de cette coupe est conservée dans le gaz de procédé pour:

- remonter le PCS (en anglais High Heat Value - HHV) du gaz vendu
- Et surtout pour être utilisée en appoint dans les boucles de réfrigération concernées

Excepté si le GN est exempt ou a été épuré des Aromatiques en amont (comme déjà signalé auparavant) cette extraction est toujours nécessaire pour éviter leur congélation dans les circuits de liquéfaction plus froids.

Si la coupe C3 / C4 n'est pas valorisée pour commercialisation elle est réinjectée dans le gaz procédé en aval du ballon de reflux pour être livré avec le GNL

- La quantité maximale limite en aromatiques est de 2 ppm volume
- Et celle pour les Hydrocarbures lourds 10 ppm volume

Si les Mercaptans n'ont pas été éliminés auparavant dans la section Pré-traitement.

Grâce à leurs propriétés thermodynamiques ils sont aussi condensés dans la « Scrubb » avec les autres coupes citées ci-dessus.

En aval dans la section Fractionnement ils se concentrent dans la coupe LPG (C3 / C4) et seront transformés en huile disulfide (DSO) par lavage à la soude dans les unités spéciales Merox , Sulfrex ou autres.

### **2.2.2- Conditions opératoires de la Colonne de "Scrubb"**

La température opératoire de la colonne dépend des composants extraits:

Un taux élevé de LPG et Mercaptans demande une température plus froide que pour les hydrocarbures lourds et aromatiques

La zone de températures au sommet de la colonne entre - 40 - 50°C est suffisante pour l'extraction des aromatiques.

Par contre pour améliorer l'extraction des GPL (couramment 35% de C4 et 65% de C3)

Il faut opérer à une température plus basse de l'ordre de - 65°C

La pression de fonctionnement n'est pas le paramètre premier de la colonne mais doit être suffisamment élevée pour aider au refroidissement en aval à travers les échangeurs cryogéniques et terminer la liquéfaction par détente à la sortie de la batterie des échangeurs

Finalement le liquide condensé de la colonne " Scrubb " est envoyé à la section suivante :

Le fractionnement

### **2.2.3- Description de la deuxième étape (Fractionnement)**

Où qu'elle soit interposée la section de fractionnement des coupes supérieures au C1 est constituée généralement de trois ou quatre colonnes qui procèdent au fractionnement par distillation cryogénique par ordre de condensation en carbone (le plus bas en condensation étant le premier vaporisé)

Ces colonnes sont par ordre logique du procédé:

- **Le Dééthaniseur** dans laquelle l'éthane est vaporisé, la coupe plus lourde (C3, C4 aromatiques) est condensée en fond
- **Le Dépropaniseur** dans laquelle le propane est vaporisé, accompagné d'un peu de C2 qui n'a pas été complètement vaporisé dans le Dééthaniseur, le C4 , les lourds et les aromatiques sont condensés dans le fond.

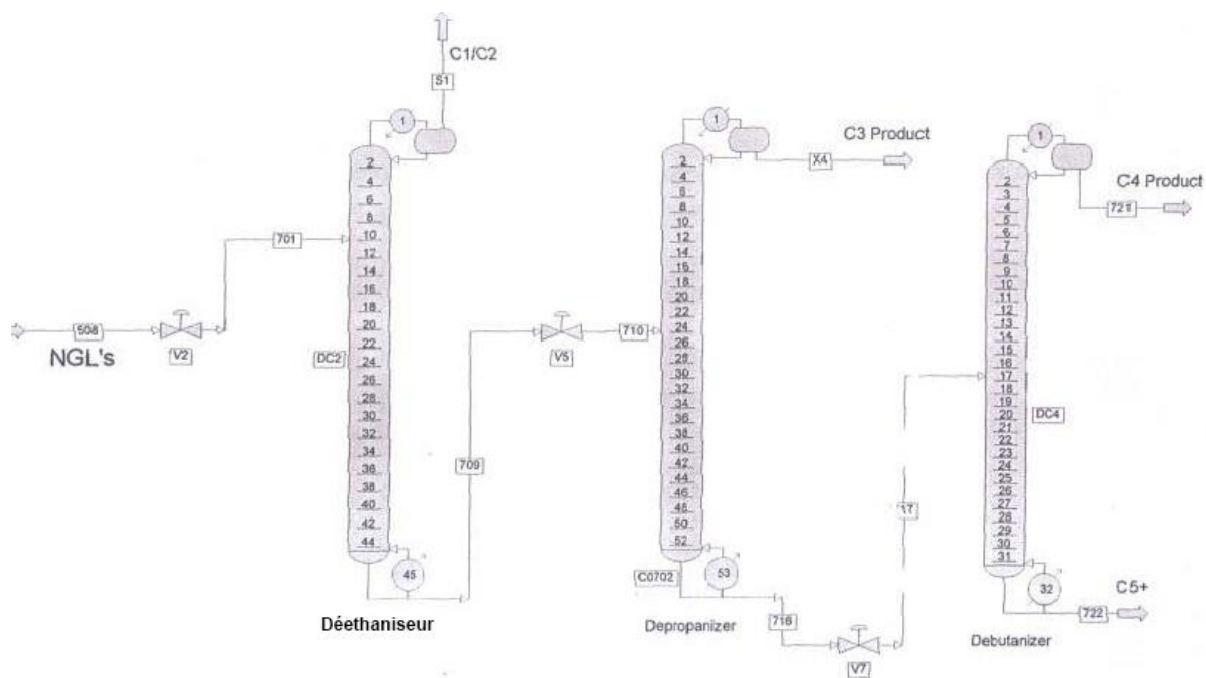


Figure 11 : Schéma d'un fractionnement: Déméthaneur, Dééthaneur, Dépropaniseur et Débutaneur

- Le **Débutaneur** dans laquelle le Butane est vaporisé, accompagné d'un peu de C3 qui n'a pas été complètement vaporisé dans le Dépropaniseur, les lourds et les aromatiques sont condensés dans le fond
- **Butanes "splitter"** plus rarement cette colonne est utilisée quand il est intéressant du point de vue commercial de scinder le n-butane et les Iso butanes.

#### 2.2.4- Utilisation des produits du Fractionnement

Les condensats vont en général au pool essences des raffineries ou à la pétrochimie

Les GPL C3 et C4 sont généralement commercialisés soit en tant que combustible C3 et C4, ou livrés à des industries chimiques.

Ou bien encore mélangés (Bupro mélange de C3 avec C4) pour remplacer avantageusement les essences dans les moteurs des automobiles

Le propane est aussi utilisé comme fluide de refroidissement dans les boucles fermées de réfrigération dans lesquelles la vaporisation du C3 liquide dans un échangeur permet de diminuer la température du gaz de procédé et ainsi de le faire progresser vers son point de rosée (Voir ci-dessous le schéma standard d'une boucle de refroidissement)

L'éthane qui se liquéfie à  $-88,6^{\circ}\text{C}$  à la pression atmosphérique P0 (quand il est pur) est réinjecté dans le gaz de procédé et fera partie de ce que l'on appelle le GNL.

Là encore une partie sous forme liquide est utilisée comme fluide de refroidissement pour continuer la diminution de température du gaz de procédé dans une boucle fermée de réfrigération

Une autre possibilité consiste à le rajouter en partie au réseau de Fioul Gaz (voir Glossaire) de l'usine.

#### 2.2.5- Conditions opératoires du Fractionnement

La description générale qui suit est un modèle générique fondamentalement exact mais qui subit quelques différences suivant les GPL élaborés par les différents bailleurs de licence notamment dans le but de réduire les coûts de l'énergie nécessaire au procédé, et à l'amélioration des taux de récupération des C3 et C4.

La température de tête du Dé-ethaniseur se situe dans la zone des  $-25^{\circ}\text{C}$  /  $-35^{\circ}\text{C}$

Le reflux pour contrôler cette température est prélevé à partir d'une des boucles de refroidissement (boucle au Propane) et le rebouillage assuré par récupération de chaleur provenant du système

La pression de ces colonnes varie suivant les procédés mais se situe en général dans les 10 / 12 Barg

### *2.2.5- Dé-propaniseur*

Le Dé-propaniseur est une colonne de distillation généralement à plateaux où se produit progressivement la distillation du propane comme distillat, sous forme vapeur, ensuite condensée par passage dans un condenseur de tête et récupéré dans le ballon de reflux puis envoyé au stockage avant transport maritime ou routier.

Les C4+ se regroupent au fond et sont envoyés à la colonne suivante le Débutaniseur.

Mieux qu'une explication le schéma d'une telle colonne ci-dessous montre sa conception et les équipements nécessaires à son fonctionnement.

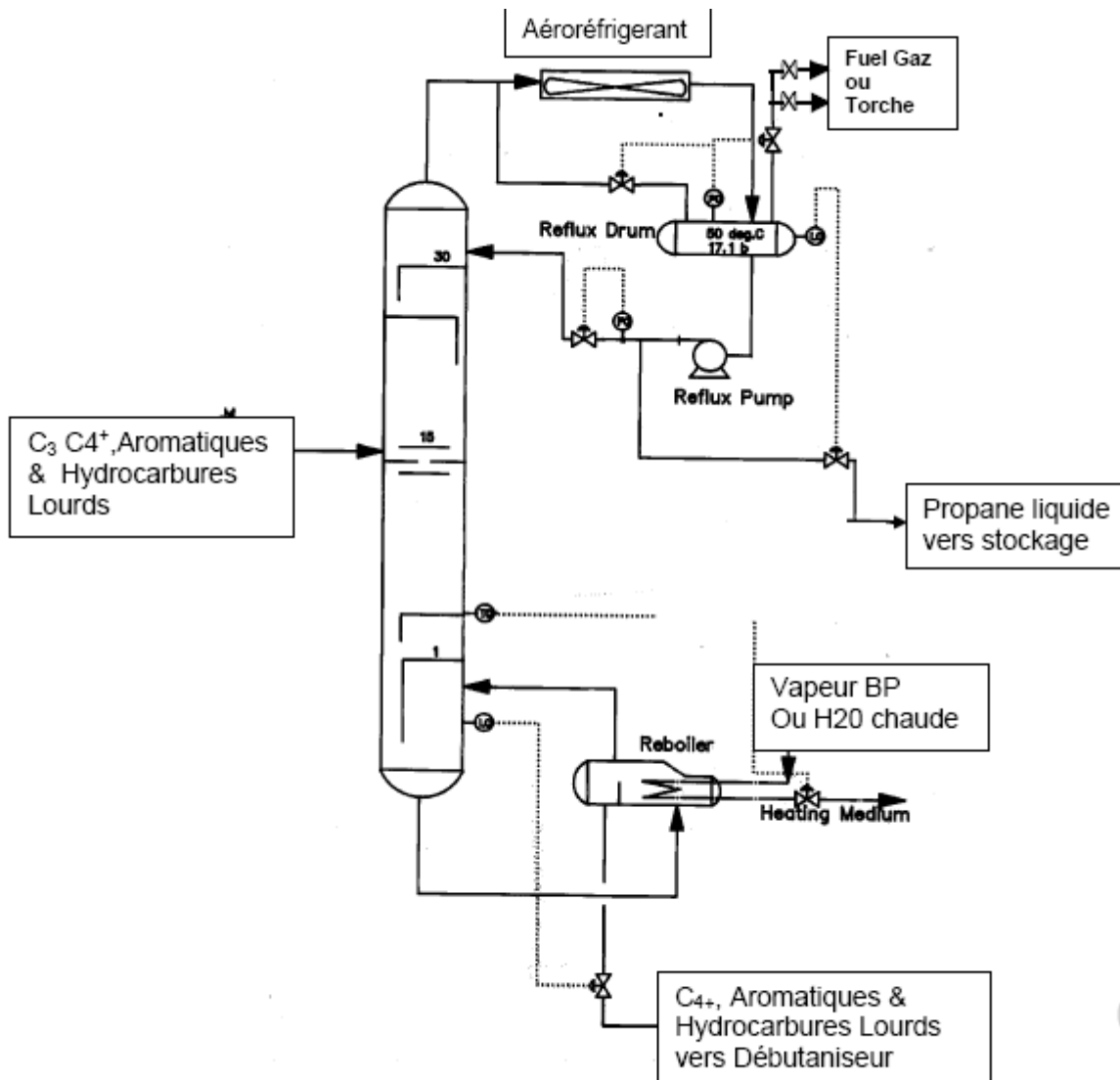


Figure 14: Principe de fonctionnement dépropaniseur

### 2.2.6- Débutaniseur

Les C<sub>4</sub><sup>+</sup>, Aromatiques et Hydrocarbures Lourds sortant par le fond du Dépropaniseur entrent dans la troisième colonne le Débutaniseur dans laquelle les Butanes (ce peut être un mélange de deux isomères le n-Butane et l'Isobutane) qui sont vaporisés en tête de colonne.

Dans le fond se récupèrent la coupe des derniers composants que sont les hydrocarbures lourds et les composés benzéniques

### 2.3-Troisième étape: Liquéfaction du Gaz de Procédé

**NB:** Les deux opérations fractionnement et liquéfaction du C<sub>1</sub> s'effectuent en même temps en parallèle

La phase non condensée dans la colonne " Scrubb " essentiellement constituée de C1 et d'Azote résiduel sort du ballon de reflux à  $-40 / -50^{\circ}\text{C}$  et commence son refroidissement en passant dans un (ou plusieurs échangeurs cryogéniques ) à la sortie desquels sa température atteint les  $-145 / -150^{\circ}\text{C}$ .

Aux pertes de charge près sa pression n'a pas changé et comme on ne peut pas le stocker dans des bacs, à pression très proche de PO, il doit nécessairement être détendu à une pression proche de celle des bacs.

C'est précisément à ce stade que sont appliquées les deux lois de Joule énoncées précédemment assorti d'un exemple concret de:  $W + JQ = 0$  de récupération de froid par détente d'un gaz.

Donc le gaz de procédé va terminer de lui-même sa liquéfaction par sa détente à travers soit:

Une vanne Joule Thompson d'un type similaire a celui d'une PCV mais à haute capacité de débit et dotée d'internes spéciaux limitant le bruit du à la détente. La détente subie par le gaz est une **détente Adiabatique (ou Isenthalpique)**

Ci après, en rappel, figure montrant la forme des courbes de détente

Une turbine hydraulique qui détend le gaz par une détente **pratiquement isentropique.**

Outre le gain de température plus basse atteinte par le gaz comparée à la détente avec la PCV à la sortie de la turbine, on récupère une quantité d'énergie motrice qui permet souvent d'entraîner un compresseur d'une boucle de refroidissement

Il y a aussi une phase d'expansion du GNL qui entraîne une turbine hydraulique permettant de récupérer une énergie supplémentaire pouvant motoriser un autre équipement.

L'énergie ainsi économisée grâce à la puissance délivrée par l'utilisation des deux turbines hydrauliques peut atteindre jusqu'à 4% de l'énergie totale nécessaire au procédé, ce qui rend possible une augmentation de production du GNL

#### **2.4- Quatrième étape: Production du gaz de Flash**

A la sortie de la section expansion par détente dans le turbo expandeur ou à travers la vanne Joule-Thomson la température de  $-162^{\circ}\text{C}$  est obtenue, cette détente est accompagnée d'un Flash qui génère une phase vapeur de GN à basse pression (vue sa température).

Ce gaz appelé Gaz de Flash est re-comprimé (par exemple par le compresseur coaxial du turbo expandeur de détente) pour être injecté dans le réseau Fioul-Gaz (FG) de l'usine où il participe à l'entraînement des turbines à gaz motrices des compresseurs des boucles de refroidissement.

Il peut paraître surprenant à première vue de procéder au sous refroidissement seulement jusqu'à  $-150^{\circ}\text{C}$  et de produire un Gaz de Flash à basse pression qui de ce fait doit être recomprimé

Et à contrario il semble plus logique de sous refroidir le gaz pour parvenir directement à la condensation du C1 à  $-162^{\circ}\text{C}$  en évitant de produire un Gaz de Flash à très basse pression, alors qu'il est plus simple d'utiliser une partie du GN traité de charge comme FG, le GN étant alors disponible à une pression supérieure.

Et bien dans la pratique il s'est avéré que c'est le contraire qui se produit; En effet il a été constaté que la totalité du gaz consommé pour assurer la puissance nécessaire au procédé (c-a-d l'énergie pour re-comprimer le Gaz de Flash plus, l'énergie pour les boucles de refroidissement) est inférieure à celle dépensée dans le cas du sous refroidissement direct à  $-162^{\circ}\text{C}$ . unités de GNL récentes

Donc le gaz de flash est: refroidi jusqu'à  $-162^{\circ}\text{C}$ , les frigories disponibles sont récupérées pour le refroidissement du gaz de procédé dans les boucles de réfrigération.

Puis comprimé à la pression du réseau FG pour alimenter les turbines à gaz.

## 2.5- Cinquième étape: Extraction de l'Azote

Comme déjà signalé plus haut dans certains Gaz Naturels la teneur en Azote peut dépasser la valeur précisée dans le contrat de commercialisation, il faut donc l'éliminer ou tout au moins la réduire.

Le procédé le plus courant consiste à opérer une distillation cryogénique à très basse température (dans les  $-180^{\circ}\text{C}$ ) le C1 est récupéré au fond de la colonne et l'azote (qui condense à  $-192^{\circ}\text{C}$ ) sort en tête de la colonne en phase vapeur.

Le GNL sortant de la liquéfaction est dirigé dans le rebouilleur de la colonne où il est sous refroidi, il est ensuite détendu soit à travers une vanne Joule Thomson ou bien dans un turbo expandeur puis acheminé en tête de la colonne de récupération d'azote

L'azote quitte la colonne au plateau supérieur, tandis que le GNL séparé de l'azote est recondensé et récupéré en fond de colonne

Dans ce cas particulier le Gaz de Flash produit et l'azote extrait sont mélangés et recomprimés pour être utilisés comme Fioul-Gaz.

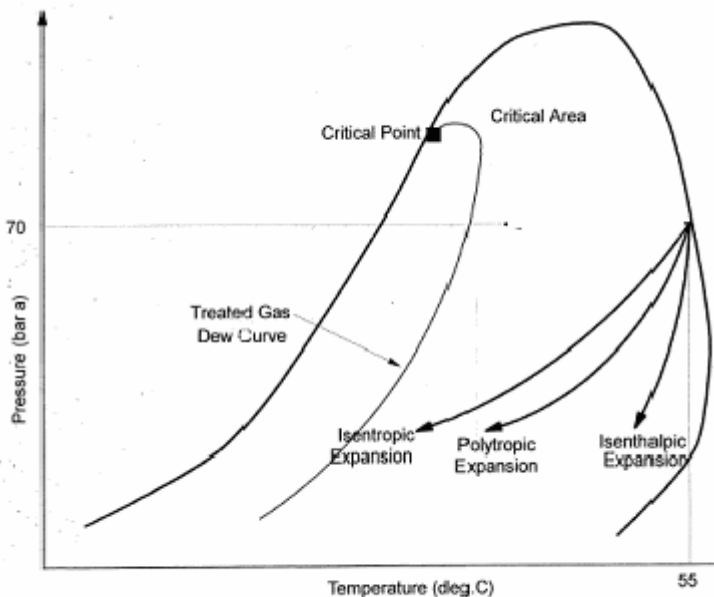


Figure 17: Formes des courbes de détente

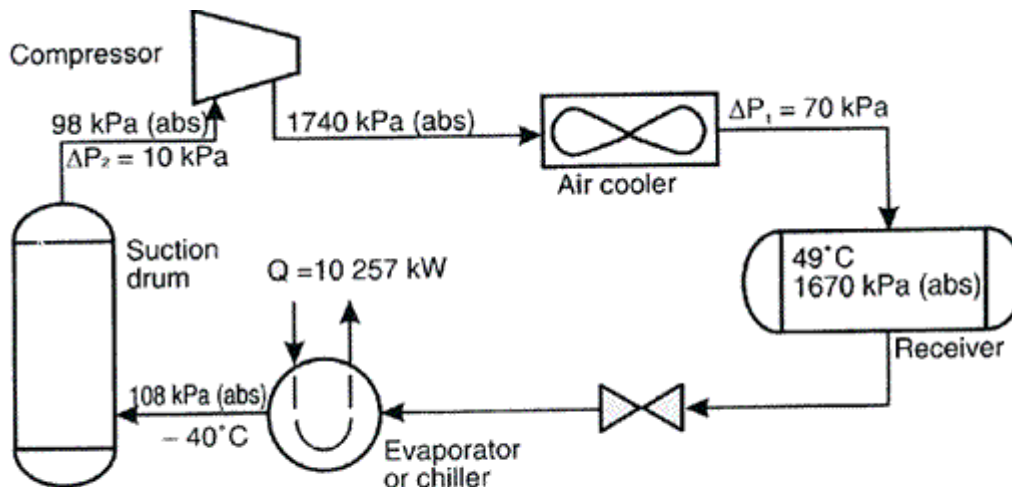


Figure 18: Schéma d'une boucle de réfrigération simple

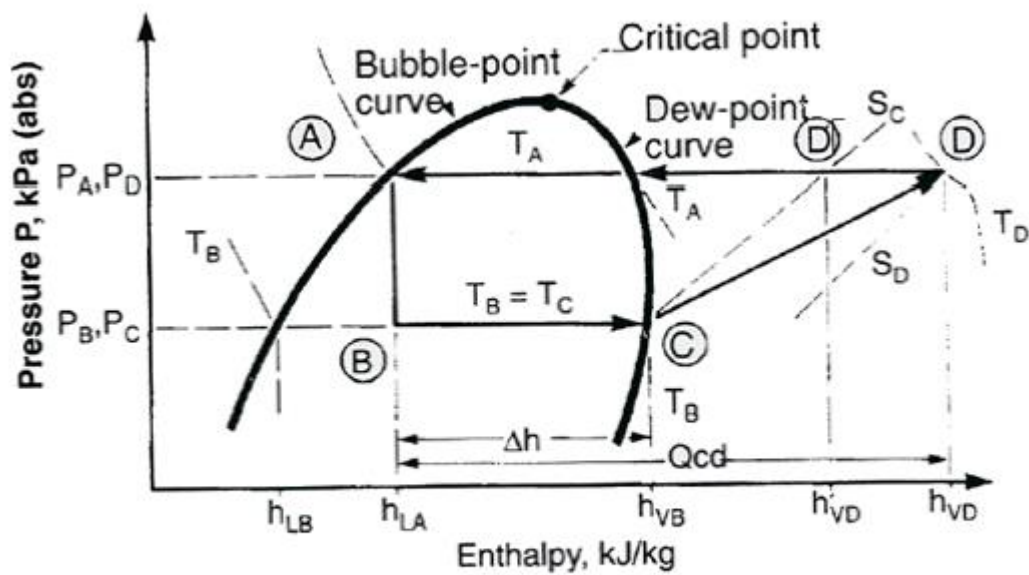


Figure 19: Graphique thermodynamique de la boucle de réfrigération

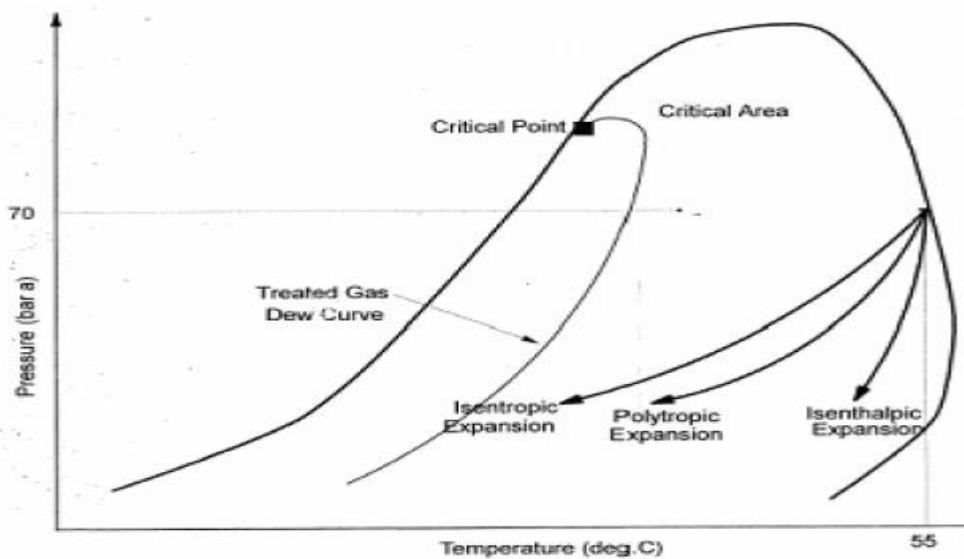


Figure 17: Formes des courbes de détente

### Description de la boucle de refroidissement au propane avec économiseur

A la sortie du ballon d'aspiration D-103 le propane sous forme vapeur aspiré par le compresseur K-101 est re-comprimé.

Puis refroidi dans l'aéroréfrigérant AC-101 il est ensuite sous refroidi dans le D-101 et finalement condensé et récupéré en deux phases liquide / vapeur.

Le propane liquide est envoyé à l'évaporateur process E-101 où il se vaporise en contact avec le gaz de procédé chaud circulant dans le côté tubes, le gaz de procédé ressort refroidi aux environs de  $-40^{\circ}\text{C}$  et va poursuivre son refroidissement dans l'échangeur cryogénique principal.

Côté calandre le propane vapeur retourne au ballon d'aspiration D-103, et le liquide récupéré dans le D-103 est pompé au D102 pour participer à la vaporisation dans le E-101. La boucle est ainsi complète et le cycle de refroidissement est terminé.

A noter la présence:

- d'une petite colonne de distillation au dessus du D-101 pour éliminer les incondensables du Propane commercial d'un ballon refroidi par un faisceau de propane liquide prélevé sur le circuit principal
- du C3, au fond sont condensés les composants à haut point d'ébullition et peuvent être ainsi retirés du propane commercial et que la phase vapeur du ballon D-102 est envoyé sous contrôle de pression directement à l'aspiration du compresseur.

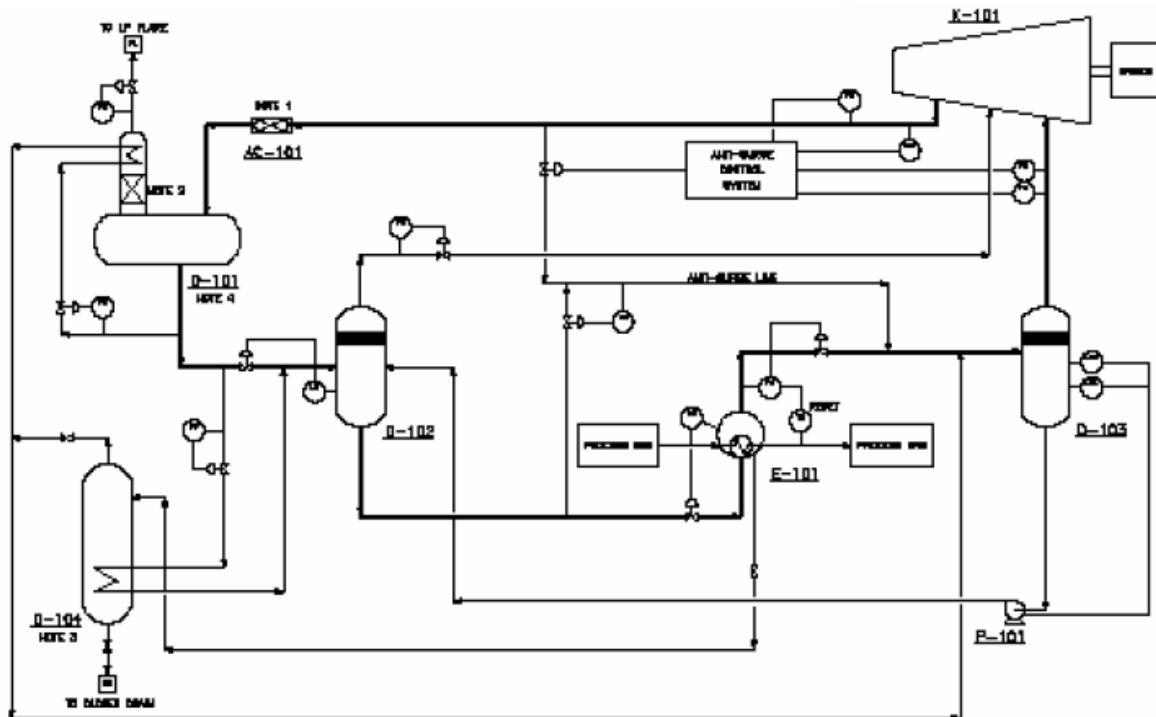


Figure 20: Exemple d'une boucle de refroidissement au propane avec économiseur

### Description de la boucle de refroidissement à deux étages :

A la différence de la boucle précédente un deuxième compresseur à taux de compression inférieur a été installé en amont du compresseur principal.

Au refoulement du premier, le gaz réfrigérant étant à basse pression, il n'est pas nécessaire de le refroidir;; il est ensuite directement envoyé et mélangé au gaz d'aspiration du second compresseur, A ce niveau avec un mélange gazeux légèrement réchauffé, qui est ainsi au-dessus du point critique, existe ainsi pour le (second) compresseur, la sécurité de ne pas recevoir de gouttes de liquide.

Au refoulement du second compresseur: le gaz réfrigérant est refroidi dans un Aéroréfrigérant puis partiellement condensé est récupéré dans un ballon et enfin complètement condensé dans un échangeur et récupéré dans le ballon d'aspiration du second compresseur



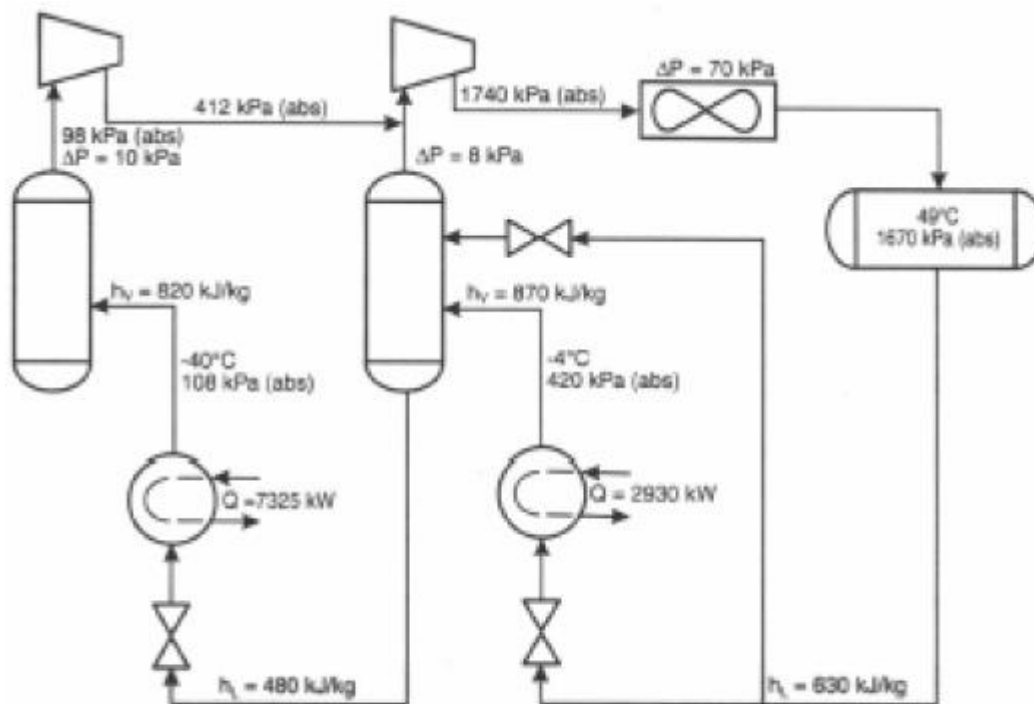


Figure 21: Exemple d'une boucle de refroidissement à deux étages

### Description de la boucle de refroidissement à deux étages :

A la différence de la boucle précédente un deuxième compresseur à taux de compression inférieur a été installé en amont du compresseur principal.

Au refoulement du premier, le gaz réfrigérant étant à basse pression, il n'est pas nécessaire de le refroidir;; il est ensuite directement envoyé et mélangé au gaz d'aspiration du second compresseur, A ce niveau avec un mélange gazeux légèrement réchauffé, qui est ainsi au-dessus du point critique, existe ainsi pour le (second) compresseur, la sécurité de ne pas recevoir de gouttes de liquide.

Au refoulement du second compresseur: le gaz réfrigérant est refroidi dans un Aéroréfrigérant puis partiellement condensé est récupéré dans un ballon et enfin complètement condensé dans un échangeur et récupéré dans le ballon d'aspiration du second compresseur

## 3- DIFFERENT TYPES DE PROCÉDÉS

### 3.1- PROCÉDÉ DE LIQUÉFACTION APCI

Dans une première boucle de refroidissement, le propane est condensé dans un échangeur à eau ou par un aéroréfrigérant après compression.

Ensuite sa vaporisation est utilisée pour le pré-refroidissement du gaz procédé et dans la condensation partielle du mélange de refroidissement à une température dans le créneau des  $-20^{\circ}\text{C} / -35^{\circ}\text{C}$  Toute la chaleur de l'échange est rejetée à l'atmosphère lors de la condensation du propane.

Après la section d'élimination des gaz acides le gaz de procédé est refroidi dans un autre échangeur à eau puis refroidi dans l'évaporateur HL C3 ce refroidissement est limité à  $20^{\circ}\text{C}$  soit quelques degrés au dessus de la zone de formation des hydrates.

Cette réfrigération réduit la quantité d'eau à retirer dans la section de déshydratation. Le gaz est ensuite traité dans la section d'élimination du mercure puis à nouveau refroidi par l'évaporation du propane dans les évaporateurs Medium Liquid C3 et Low Liquid C3 (se référer ci-dessus à la boucle de refroidissement au C3).

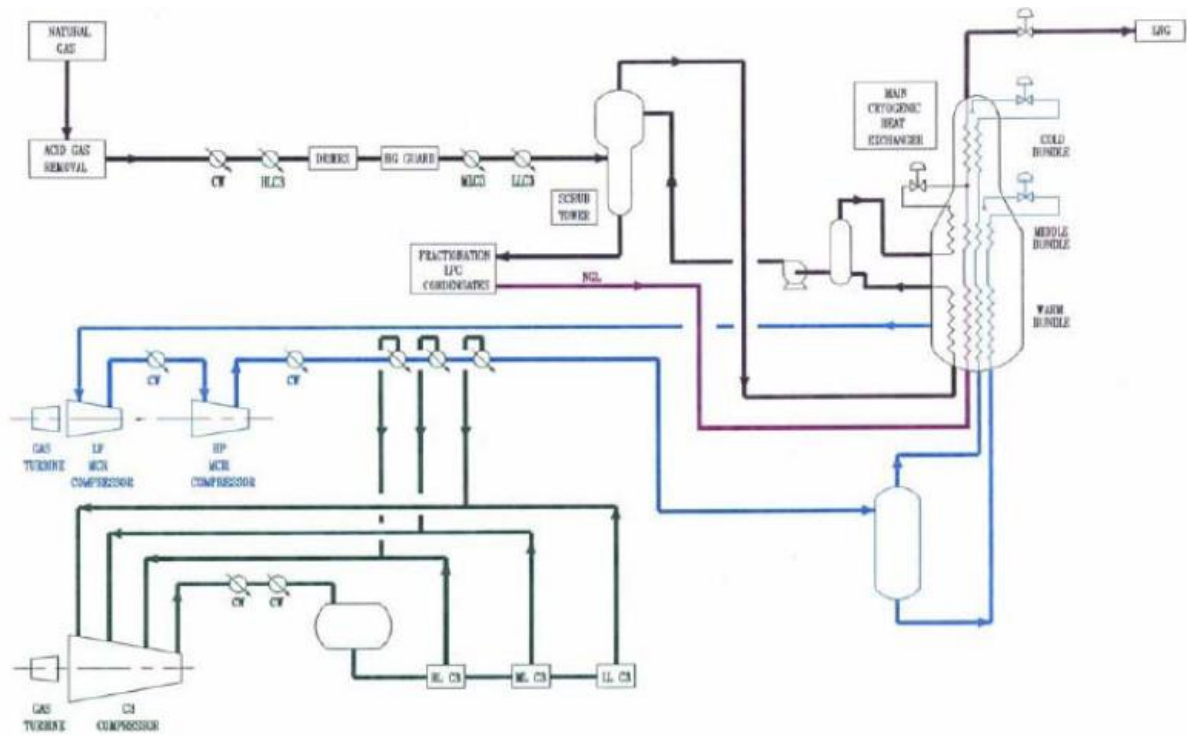


Figure 29: PCF du procédé A.P.C.I.

Figure 5  
AP-X™ Hybrid LNG Process

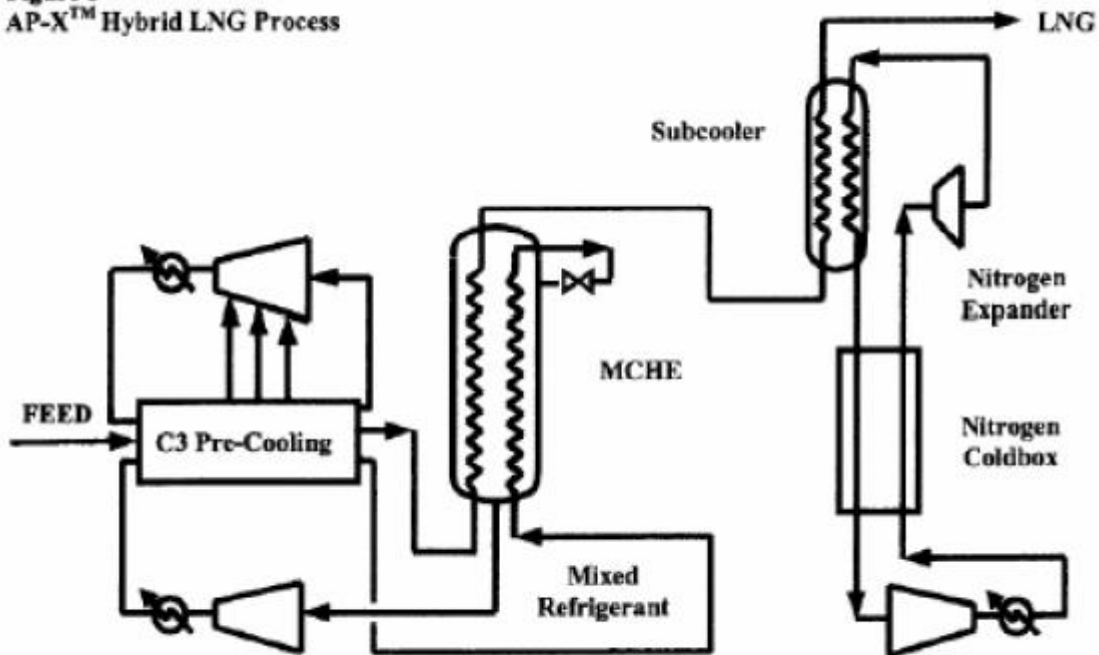


Figure 33: Procédé hybride AP-X