

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



Faculté des **Hydrocarbures** et de la Chimie

Mémoire de Master

Présenté par

SAIDJ Mohamed
LOUDAHI Sofiane

Filière : Génie des procédés
Option : Technologie de la pétrochimie

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation au niveau du complexe gazier d'Alrar

Devant le jury :

.....	Président
.....	Examineur
.....	Examineur
KADDOUR	Omar	Professeur	FHC/UMBB	Encadreur

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à celui et celle qui m'ont transmis la vie, qui m'ont donné l'amour, le bonheur et le courage, et qui ont toujours rêvé de voir leur fils arriver à ce chapitre de vie, mes chers

MÈRE et PÈRE .

Je tien ainsi à le dédier à toute ma famille SAIDJ, en particulier ma grand mère (que dieu la guérisse), mon grand frère SOFIANE, mes deux sœurs NADIA et LYDIA, sans oublier mon petit bras droit, cher frère

AGHILES.

A tous mes amis avec qui j'ai partagé des moments inoubliables , SIDALI, SOFIANE, HAMID, AOMAR, et à mon cher binôme SOSSO.

MOUMOUH

Dédicace

Je dédie ce travail à mes très chers parents qui m'ont toujours soutenu et encouragé à donner le meilleur de moi-même.

A mon frère, ma grand-mère et à toute ma famille.

A tous les enseignants qui ont contribué à ma formation durant mes longues années d'études.

A mes chers amis, en particulier mon binôme, et à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de notre travail.

LOUDAHI

Summary :

The main alternative source of energy with less environmental impact is the one of the natural gas which contains some components contaminants at its geological deposits, like CO₂ wich have a major risk to the amenities gas processes. The object traced in this work is to simulate a decarbonation unit in the treatment gas complex of Alrar.

The decarbonation is based on the absorption phenomenon, in this work we applied the chemical absorption using the MEA as absorber. The simulation was done by ASPEN HYSYS software, results shows that the unit content decreases the CO₂ to very small quantities, so its realization is possible.

Keywords: *Decarbonation, Carbon dioxide, Gas processing, Absorption, MEA, ALRAR,*

Résumé :

La principale source alternative en énergie avec moins d'impact environnemental est celle à partir du gaz naturel, ce dernier contient certains constituants contaminants à ses conditions géologiques des gisements, à savoir, le CO₂ qui constitue un risque environnemental majeur pour les équipements des procédés gaziers. L'objectif tracé dans ce mémoire est de simuler une unité de décarbonatation au niveau du complexe de traitement de gaz d'ALRAR.

L'opération de décarbonatation est basée sur le phénomène d'absorption, dans ce travail on a appliqué l'absorption chimique en utilisant une solution d'amine (MEA) comme absorbeur.

La simulation a été faite par le logiciel ASPEN HYSYS, les résultats obtenus par ce dernier montre que l'unité abaisse la teneur en CO₂ à de très faibles quantités, d'où ça réalisation est possible.

Mots clefs: *Décarbonatation, Dioxyde de carbone, Traitement du gaz, Absorption, MEA, ALRAR,*

Sommaire

Introduction et problématique

Introduction et problématique	1
-------------------------------------	---

Chapitre I : Généralités sur le gaz naturel

I.1 Définition	2
I.2 Formation de gaz naturel	2
I.3 Les différents types de gaz naturel	2
I.4 Traitement du gaz naturel	2
I.5 Caractéristiques et utilisation des produits	4

Chapitre II : Présentation du complexe d'Alrar

II.1 Présentation de la région Stah	18
II.1.1 Le champ de Stah	18
II.1.2 Le champ de Mereksen	18
II.1.3 Le champ d'Alrar	18
II.2 Le complexe d'Alrar	19
II.2.1 Fiche technique	19
II.2.2 Composition de l'alimentation	21
II.2.3 Description générale du procédé de traitement du gaz d'Alrar	22

Chapitre III : Généralités sur l'absorption

III.1 Introduction	43
III.2 Choix du procédé d'absorption	43
III.3 Choix du solvant d'absorption	44
III.4 Influence des paramètres opératoires sur l'absorption et la désorption	44
III.4.1 Sur l'absorption	44
III.4.2 Sur la désorption	45
III.5 Équilibre gaz-liquide	45
III.5.1 Loi de Dalton	45
III.5.2 Loi de Raoult	46
III.5.3 Loi de Henry	46

Chapitre IV : Procédés de décarbonatation

IV.1	Introduction	48
IV.2	Le dioxyde de carbone dans le gaz naturel	48
IV.2.1	Le dioxyde de carbone	48
IV.2.2	L'acidité du gaz naturel:	48
IV.2.3	Les problèmes provoqués par le CO ₂ :	49
IV.3	Les procédés d'absorption de dioxyde de Carbone	50
IV.3.1	Séparation par absorption	50
a.	Procédé d'absorption chimique	51
b.	Procédés d'absorption physique	59
c.	Procédés de séparation par un solvant hybridé	61
IV.3.2	Séparation par membrane	62
IV.3.3	Procédé d'adsorption	63
IV.4	Les paramètres considérés pour le choix d'un procédé	63
IV.5	Conclusion	63

Chapitre V : Décarbonatation par la MEA

V.1	Choix du procédé	65
	Justification du choix	66
V.2	Propriétés de la MEA	67
V.2.1	Propriétés chimiques	67
V.2.2	Propriétés physiques	67
V.3	Utilisation de la solution MEA	68
V.4	Problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation par MEA	68
V.5	Stockage et manipulation de la MEA	73

Chapitre VI : Simulation et calculs

VI.1	Simulation	74
VI.1.1	Introduction	74
VI.1.2	Définition de la simulation	74
VI.1.3	Le modèle mathématique	74
VI.1.4	Présentation du simulateur	74
VI.1.5	Utilisation de HYSYS	75
VI.1.6	Le choix du modèle thermodynamique	76
VI.1.7	Simulation des procédés de décarbonatation du gaz naturel	76

VI.1.7.1	Données du problème	77
VI.1.7.2	Composition chimique du gaz brut d'Alrar	77
VI.1.7.3	Schéma et description de l'unité	78
VI.2	Résultats et calculs	79
VI.2.1	Calcul des estimations	79
VI.2.2	Résultats de la simulation	82
VI.2.3	Calculs de vérification	85
VI.2.3	Résultats des calculs.....	96
Interprétations et conclusion		98
Annexes		
Bibliographie		

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation au niveau du complexe gazier d'Alrar

Introduction générale

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années soixante-dix. Il a été la cinquième source d'énergie la plus consommée. En raison de ses avantages économiques et écologiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays. Les propriétés de ce produit comme par exemple le faible intervalle de combustion qui le caractérise, en font l'une des sources d'énergie les plus fiables connue à ce jour. Aujourd'hui, il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole. D'après le département américain de l'énergie (EIA), la part du gaz naturel dans la production énergétique mondiale était de 21,4% en 2010 et les perspectives de développement de la demande sont excellentes. Cette part devrait donc augmenter pour atteindre 25% en 2035.

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures constitué majoritairement de méthane (75 à 90%), d'éthane (5 à 10%), et de propane plus, en faibles proportions. Malheureusement, le gaz naturel à ses conditions géologiques de gisements contient certains constituants contaminants, à savoir le dioxyde de carbone CO_2 , le sulfure d'hydrogène H_2S , l'azote N_2 , les mercaptans et les métaux lourds, qui doivent être éliminés pour plusieurs raisons.

Le traitement du gaz naturel consiste plus ou moins à éliminer ces contaminants pour amener le gaz à répondre aux spécifications de transport et aux normes commerciales.

Le CO_2 est un composé indésirable dans le gaz naturel, soit dans le traitement, dans son transport ou dans son utilisation à cause des problèmes de corrosion et de givrage qu'il peut provoquer, ainsi que sa valeur thermique nulle. Par conséquent, il doit être éliminé par un procédé de décarbonatation.

Durant notre stage au complexe de traitement du gaz d'Alrar, on a rencontré des anomalies de fonctionnement dues à la corrosion qui a provoqué l'arrêt du train (4). La composition de la charge d'entrée indique la présence d'une quantité de dioxyde de carbone plus ou moins élevée (4,18 %mol) qui est la principale cause de cet arrêt.

De plus, le gaz d'Alrar est non-conforme aux spécifications exigées pour la commercialisation. Pour cela, on doit réaliser une unité de décarbonation pour l'élimination du dioxyde de carbone contenu dans le gaz d'Alrar afin de minimiser les problèmes de corrosion, éviter le phénomène de givrage et de commercialiser ce gaz.

Notre travail consiste à :

- ✓ Réaliser une étude comparative entre les procédés de décarbonatation existants.
- ✓ Choisir le procédé et l'absorbant adéquats dans les conditions actuelles (composition, température, pression, débit...).
- ✓ Faire une simulation de cette unité afin de s'assurer le bon fonctionnement de ce projet.
- ✓ Faire un calcul de vérification et comparer les résultats à ceux de la simulation

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation au niveau du complexe gazier d'Alrar

Chapitre I

Généralités sur le gaz naturel

I.1 Définition

Le gaz naturel est un combustible fossile composé d'un mélange d'hydrocarbures présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeux. C'est une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde propre et de plus en plus utilisé.

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures constitué principalement de 75% à 90% de méthane (CH₄).

La mise en œuvre de cette énergie repose sur le passage par plusieurs étapes de la chaîne gazière (production, traitement et transport).

I.2 Formation du gaz naturel

Le gaz naturel se forme en plusieurs millions d'années, par la décomposition de matières végétale et animale enfouies dans des roches sédimentaires. Sous l'effet de la chaleur et de la pression, cette matière se transforme en hydrocarbures solides, liquides ou gazeux.

I.3 Les différents types de gaz naturel

- Gaz sec : Ne forment pas de phase liquide dans les conditions de production.
- Gaz humide : Forment une phase liquide au cours de production dans les conditions de surface.
- Gaz à condensât : Forment une phase liquide dans le réservoir lors de la production.
- Gaz associé : Coexistant dans le réservoir avec une phase « huile ». Le gaz associé comprend le gaz de couverture et le gaz dissous.

I.4 Traitement du gaz naturel ..[1] [2]

I.4.1 Etapes de traitement

Le traitement du gaz consiste à séparer au moins partiellement certains constituants nuisibles présents à la sortie du puits (tels que l'eau, les gaz acides le dioxyde CO₂ et H₂S). Puis, à séparer le reste en plusieurs fractions pour ramener les produits à des spécifications de transport et à des spécifications commerciales.

Cette opération comporte en général une succession d'étapes visant à :

I.4.1.1 La désacidification et la déshydratation

Il est nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- L'eau qui conduit à la formation d'hydrates;
- Le dioxyde de carbone (corrosif et de valeur thermique nulle);
- L'hydrogène sulfuré (toxique et corrosif);

I.4.1.2 Le dégazage

Il s'effectue généralement par abaissement de la température, et consiste séparer le gaz sec de la phase liquide, et récupérer le plus possible de cette dernière qui sera ensuite envoyé vers fractionnement.

Tandis que la partie « gaz sec », pouvant être liquéfiée à (-160°) dans des installations spécifiques, pour être transportée sous forme de gaz naturel liquéfié (GNL).

I.4.1.3 Le fractionnement des hydrocarbures

Il s'effectue par augmentation de la température, et mène à l'obtention des coupes liquides suivantes :

- Le condensat (fraction C5+);
- La fraction gaz du pétrole liquéfié (GPL) : Comprend le propane et le butane.

Le mélange de condensat et de GPL (contenant également du méthane en faible teneur) est appelé « liquide de gaz naturel » (LNG).

I.4.2 Les types de procédés de traitement

Les procédés de traitement du gaz sont multiples, le choix du procédé adéquat se base sur les critères suivants :

- Qualité de l'effluent brut;
- Taux de récupération d'hydrocarbures liquides visé;
- Spécifications des produits finis;
- Coût global des investissements.

Pour les types de procédés qui sont mis en œuvre, il y a :

I.4.2.1 Procédé Pritchard

Basé sur le refroidissement du gaz par des échanges thermiques et par des détentes avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant pour atteindre en fin de cycle des températures voisines à - 30°C.

I.4.2.2 Procédé Hudson

Basé sur le refroidissement du gaz par des échanges thermiques et par une série de détentes complétée d'une détente à travers une machine dynamique appelée « turbo-expander », il permet d'atteindre un niveau de température de - 45°C. Ce procédé permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

I.4.2.3 Procédés mixtes

Ils sont plus performants, car ils utilisent dans le même procédé le turbo-expander, la boucle de propane et la vanne Joule Thomson, où on atteint les -68°C . Ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

I.5 Caractéristiques et utilisation des produits

I.5.1 Gaz de vente

I.5.1.1 Caractéristiques du gaz de vente ..[1] [3]

➤ Densité

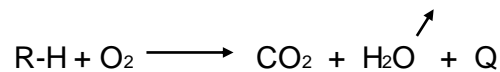
La densité d'un gaz est définie par le rapport de sa masse volumique dans les conditions de référence choisies (ex: pression atmosphérique 1 atm et température de 15°C) à celle de l'air dans les mêmes conditions ($1,225 \text{ Kg/m}^3$).

La densité du gaz peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité de gaz} = \text{masse moléculaire} / 28,966.$$

➤ Pouvoir calorifique

Le pouvoir calorifique d'un combustible liquide ou gazeux est la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète d'une unité de masse ou de volume de ce combustible dans les conditions normales de pression et de température.



Le pouvoir calorifique s'exprime en « joule par mètre cube ».

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur PCS**

Il correspond à la quantité de chaleur qui se dégage au cours de la combustion d'une quantité unitaire de produit pétrolier sans évaporation de l'eau de combustion et de l'humidité de l'air.

- **Pouvoir calorifique inférieur PCI**

Il correspond à la quantité de chaleur qui se dégage au cours de la combustion d'une quantité unitaire de produit pétrolier avec évaporation de l'eau et de l'humidité de l'air.

Le PCS diffère du PCI d'une quantité qui est la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

I.5.1.2 Spécifications du gaz traité ..[3]

Dans le cas d'un gaz commercial, les spécifications sont plus sévères et comprennent également un intervalle dans lequel doit se situer le pouvoir calorifique. Des spécifications typiques pour un gaz commercial sont présentées sur le tableau suivant :

	Valeur	Unité
Point de rosée	< - 6	°C
Teneur en eau	< 150	ppm vol
Teneur en C5+	< 0.5	% mol
Pouvoir calorifique supérieur	39100 - 39500	KJ/m ³ (n)

Tableau I.1 : Spécifications d'un gaz commercial

I.5.1.3 Utilisation du gaz de vente ..[4]

➤ Utilisation du méthane

Le gaz algérien contient plus de 80 % de méthane, le reste étant constitué d'hydrocarbures plus lourds.

L'industrie chimique du gaz consiste essentiellement en sa transformation en ammoniac et en méthanol via le gaz de synthèse. En effet, le gaz de synthèse (H₂, CO) est produit en exploitant le méthane, suivant les procédés catalytiques suivants: [4]

- Le steam reforming du méthane : $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + 3 \text{H}_2$
- L'oxydation partielle du méthane : $\text{CH}_4 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO} + 2\text{H}_2$
- Le reformage sec du méthane : $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightleftharpoons 2\text{CO} + 2\text{H}_2$

- Utilisation du gaz de synthèse

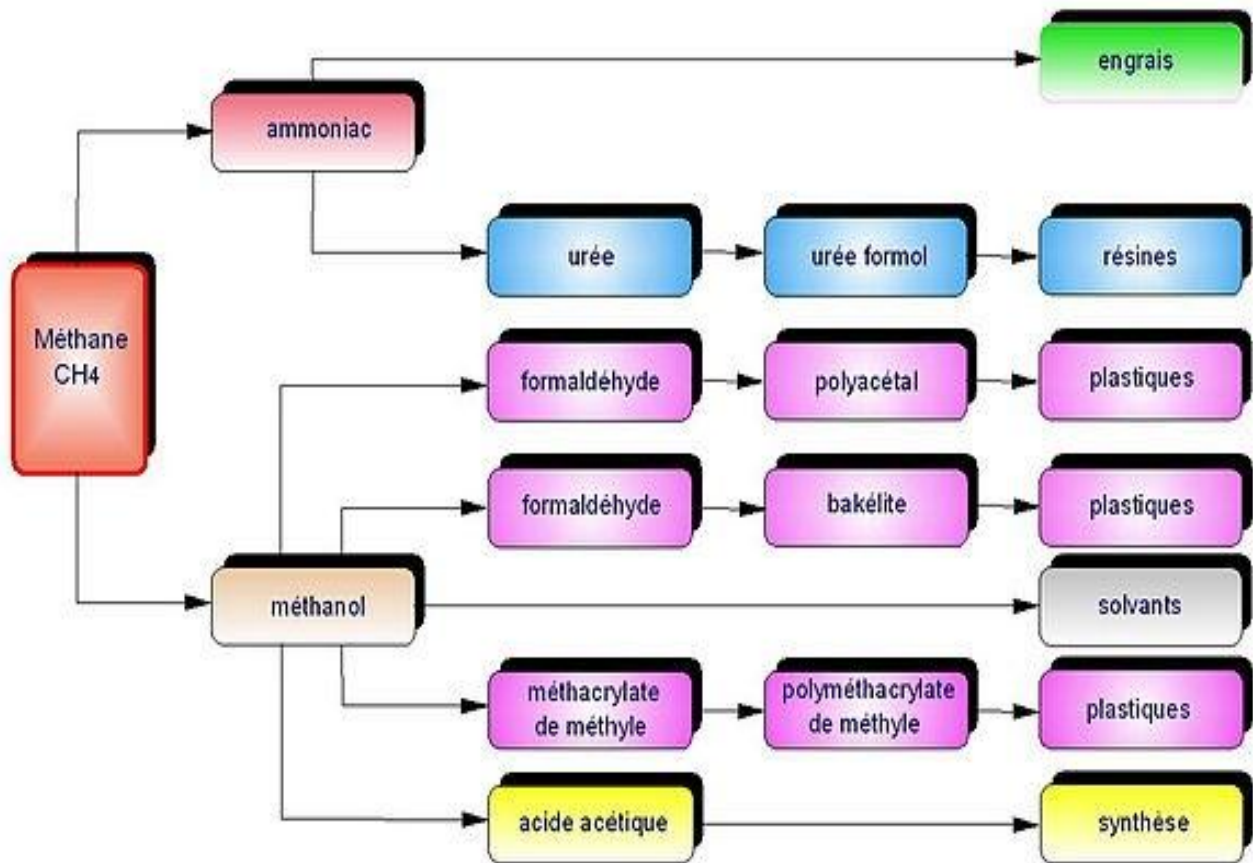
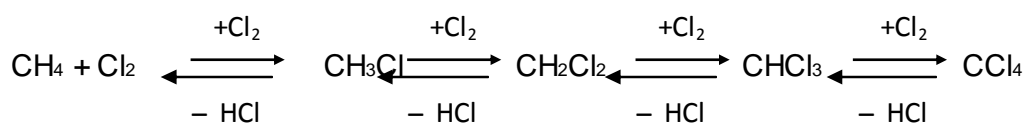


Figure I1 : Principales transformations du méthane

• Chloration

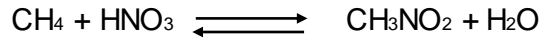
La chloration est le procédé qui consiste en l'introduction dans les composés organiques l'atome d'halogène qui est le chlore (Cl).

Le procédé de chloration de méthane réalisé au stade industriel sert à la fabrication de chlorure de méthyle, de chloroforme et de tétrachlorure de carbone.



- **Nitration**

La nitration du méthane en faisant réagir en phase vapeur le méthane et l'acide nitrique donne naissance au nitrométhane employé comme solvant pour la fabrication des laques différentes, ou comme additifs pour carburant fusés.

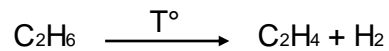


- **Utilisation de l'éthane ..[4]**

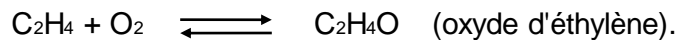
- **Pyrolyse**

La pyrolyse est un procédé où s'effectue la décomposition thermique des produits pétroliers à haute masses moléculaires pour obtenir des hydrocarbures non-saturés (oléfines) sous très haute température et très basse pression.

La pyrolyse de l'éthane fournit de l'éthylène suivant la réaction :

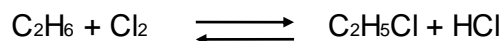


L'éthylène est ensuite utilisé dans les procédés d'oxydation et de polymérisation pour la production d'oxyde d'éthylène, d'éthanol, de polyéthylène, et de styrène...etc qui sont la base de différentes synthèses pétrochimiques.



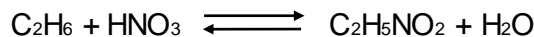
- **Chloration**

La chloration de l'éthane permet de produire le chlorure d'éthane qui sera utilisé pour l'alkylation. Il est aussi bon solvant pour corps gras, des résines, du soufre, du phosphore



- **Nitration**

La nitration de l'éthane donne le nitroéthane utilisé comme solvant ou comme additif.



- Utilisation de l'éthane

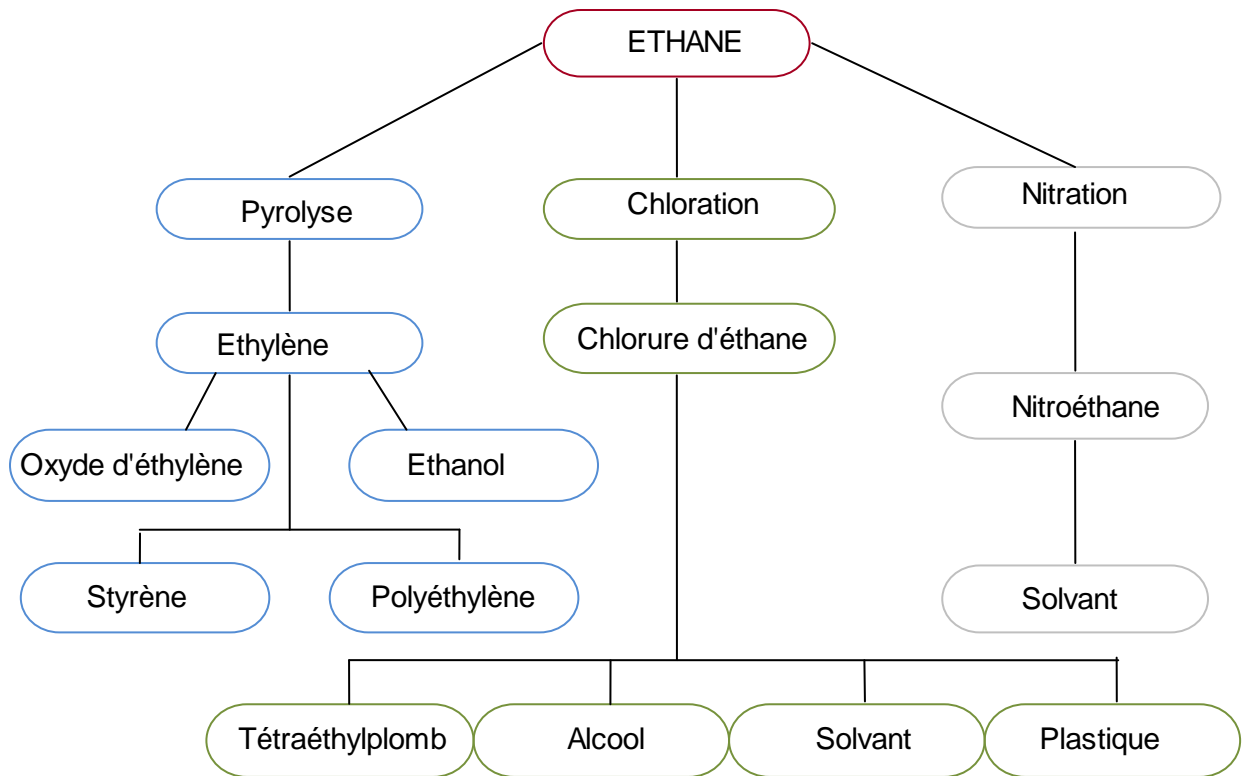


Figure I.2 : Principales transformations de l'éthane

I.5.2 GPL

I.5.2.1 Notions générales sur les GPL

C'est le mélange (butane-propane) qu'on appelle généralement le gaz de pétrole liquéfié.

Les GPL sont gazeux aux conditions normales de température et de pression, mais ils ont la particularité de passer à l'état liquide sous les conditions appropriées (à pression élevée et température ambiante, ou à pression atmosphérique et basse température).

Les GPL généralement doivent ainsi répondre aux spécifications suivantes :

- Teneur en C₂: inférieure ou égale à 3%.
- Teneur en C₅: inférieure ou égale à 0.4%

I.5.2.2 Le GPL en Algérie

Jusqu'à la fin des années soixante-dix, la production algérienne était modeste, de l'ordre de 300000 tonnes par an, et provenait essentiellement du champ de Hassi-Messaoud.

Avec le développement du complexe de Hassi R'mel en 1979, l'Algérie est devenu un grand producteur de GPL et l'un des principaux exportateurs.

En 1996, l'Algérie a produit 5,6 millions de tonnes de GPL, dont 4,5 millions proviennent des unités de traitement du gaz naturel principalement de Hassi R'mel pour les deux tiers, de l'ordre d'un millions de tonnes récupéré lors des opérations de liquéfaction du gaz naturel, 600 000 tonnes sont produites dans les raffineries de pétrole.

I.5.2.3 Caractéristiques générales des GPL ..[3][5]

➤ Odeur

Les GPL sont inodores à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins de commercialisation.

➤ Tension de vapeur

Les GPL ont une tension de vapeur à 20°C égale à 2 bars pour le butane, et 8 bars pour le propane.

➤ Dilatation

A l'état liquide, ils ont un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies.)

➤ Densité

Aux conditions normales de température et de pression, les GPL sont plus lourds que l'air. La densité du propane commercial en est une fois et demie plus lourd et le butane commercial en phase vapeur est deux fois plus lourd que l'air.

➤ Température d'ébullition

A la pression atmosphérique, la température d'ébullition du propane est de - 42°C, celle du butane est de - 6°C.

➤ Pouvoir calorifique

C'est la propriété la plus intéressante étant que les GPL sont traditionnellement utilisés pour les besoins domestiques :

- Butane = 29460 KJ/m³ (i-C₄) ; 29622 KJ/m³ (n-C₄)
- Propane = 22506 KJ/m³

➤ Impuretés

Les plus importantes sont le soufre dans le GPL, sa teneur doit être inférieure ou égale à 0.005 % mas. Pour le propane, l'eau constitue la plus importante impureté.

I.5.2.4 Composition de GPL et ses constituants

Composition % molaire	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀	iC ₅ H ₁₂	nC ₅ H ₁₂
G.P.L.	0,22	1,06	56,49	16,85	25,35	0,03	0
Propane	0,29	1,94	97,07	0,35	0,35	0	0
Butane	0	0	0,05	37,47	61,46	0,48	0

Tableau I.2: Composition de GPL, propane et butane.

Il est intéressant de citer que les GPL sont :

- Non corrosif à l'acier et généralement au cuivre, alliage de cuivre ou aluminium.
- Ils n'ont aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements de GPL, pompes et compresseurs.
- Les GPL sont incolores, que ce soit en phase liquide ou vapeur

I.5.2.5 Domaines d'utilisation des GPL

Les principaux domaines d'utilisation du GPL sont :

➤ **Comme carburant**

Le GPL est utilisé comme carburant dans de nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique.

Un pourcentage de 7 à 8 % du GPL consommé mondialement est sous forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation du GPL comme carburant permet d'affirmer que le GPL est aujourd'hui un carburant éprouvé et largement utilisé.

Les atouts de ce carburant lui confèrent les caractéristiques d'un carburant propre, moins polluant que l'essence.

L'indice d'octane élevé des GPL permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur, de plus il confère à celui-ci un pouvoir antidétonant. Ce carburant a beaucoup d'avantages pour l'environnement, il a une capacité de se mélanger à l'air meilleure que celle de l'essence, il y a absence de plomb, ainsi qu'une diminution des résidus de CO₂ et de CO.

➤ **Domaine pétrochimique**

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10 %. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraquage afin d'obtenir les oléfines de plus faibles poids moléculaires.

Le fractionnement du GPL donne le butane et le propane. La déshydrogénation de ces deux derniers fournit le butadiène et le propylène qui sont utilisés comme charge des procédés de polyaddition (synthèse des caoutchoucs).

Le butane utilisé dans la fabrication MTBE (méthyltertiobutylether) qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb, il est ainsi utilisé comme charge des unités d'alcoylation. Le propane et le butane sont utilisés pour la production d'acétaldéhyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.

En Algérie, cette activité présente le double avantage de permettre la production des produits nécessaires à la consommation interne ainsi que pour l'exportation.

Le GPL peut être aussi utilisé soit comme combustible pour les besoins domestiques, soit comme agent de refroidissement dans la climatisation et la réfrigération.

I.5.2.6 Utilisation du propane et du butane ..[4]

Le fractionnement du GPL donne au sommet d'un dépropaniseur du propane et au fond du butane.

Le propane commercial est constitué de propane C₃ en partie majeure et de butane C₄.

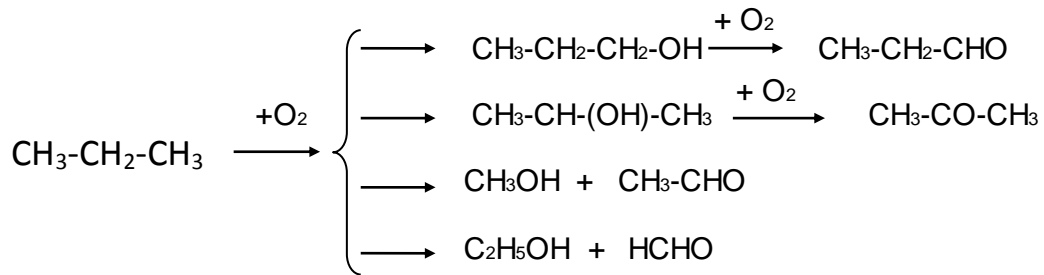
➤ Utilisation du propane

• Pyrolyse

Lors de la pyrolyse du propane il se forme l'éthylène, et le propylène.

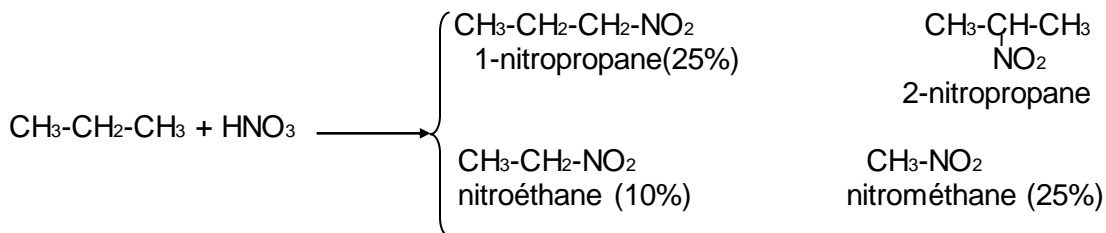
• Oxydation

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone.



• Nitration

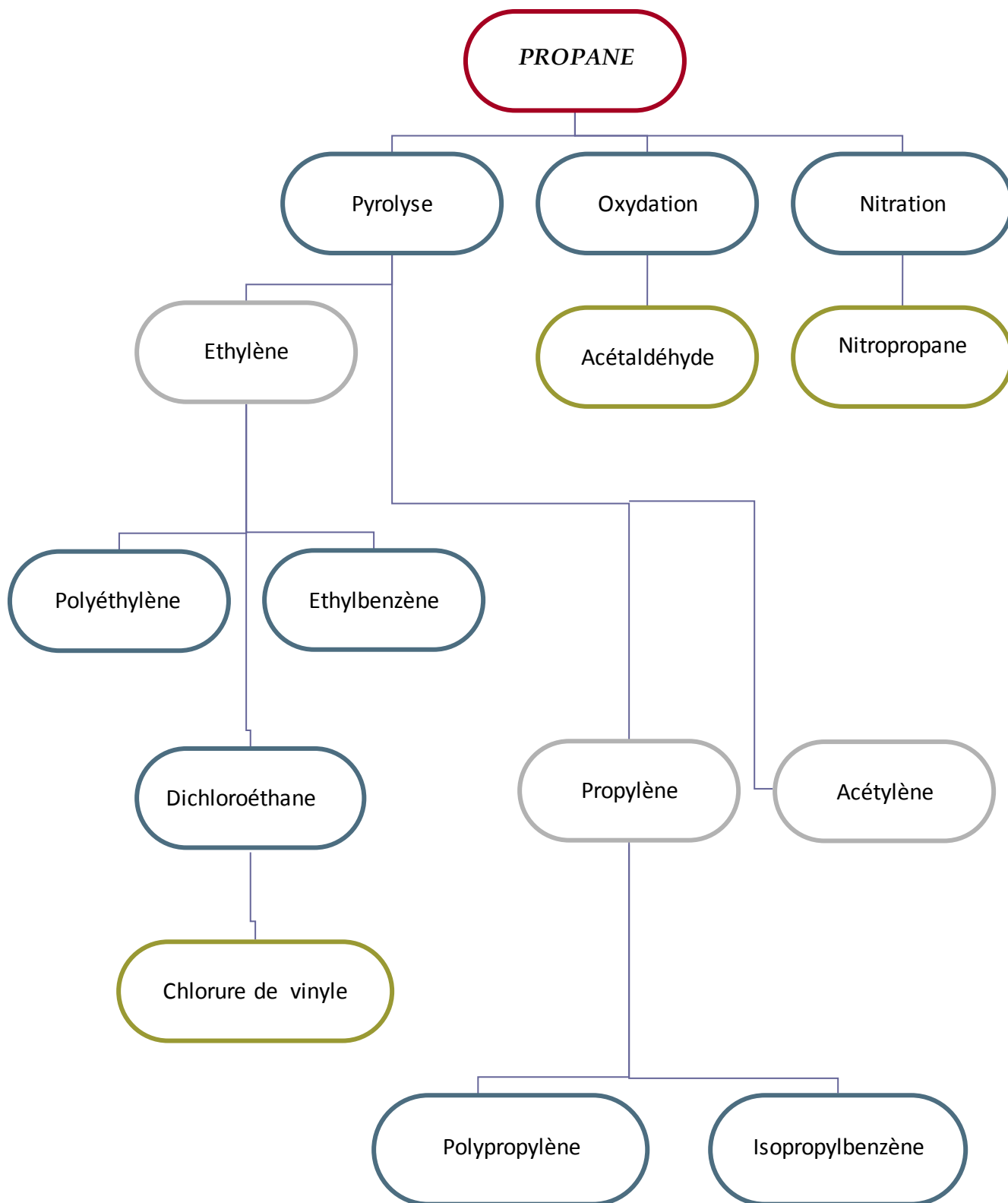
La réaction de nitration du propane donne le nitrométhane, le nitroéthane et le nitropropane.



• Propane dans la réfrigération

Le propane est utilisé dans des circuits fermés comme agent réfrigérant (boucle de propane).

Il échange ses frigories avec les produits chauds dans des appareils appelés "Chillers". Selon le procédé Prichard, il permet d'atteindre en fin de cycle des températures voisines de -23°C .

- Utilisation du propane**Figure 13** : Principales transformations de propane.

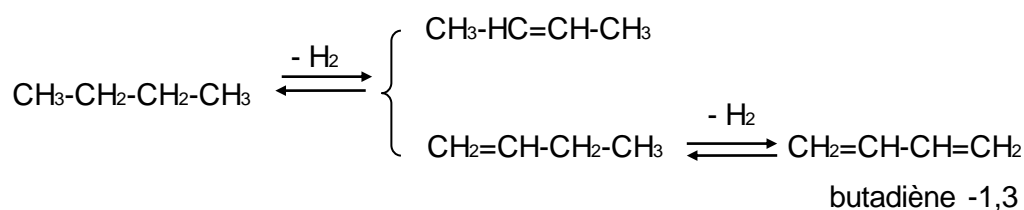
➤ Utilisation de butane

• Pyrolyse

On l'utilise pour produire de nombreuses oléfines comme l'éthylène, le propylène (vapocraquage), ces derniers sont des matières premières pour la fabrication de polyéthylène et de polypropylène.

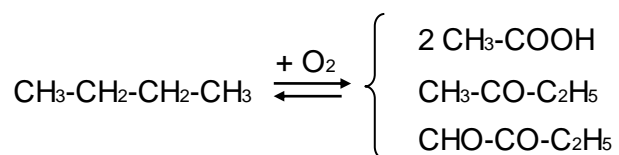
• Déshydrogénation

La réaction de déshydrogénation permet l'obtention de butène qui, par une nouvelle déshydrogénation forme le butadiène qui est l'un des monomères principaux pour l'obtention du caoutchouc synthétique.



• Oxydation

Les n-butanes s'oxydent en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique, le formaldéhyde, l'acétone... etc.



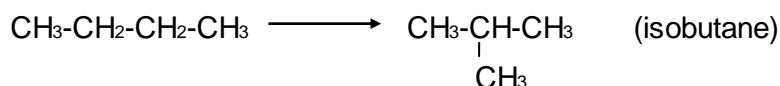
• Nitration

Lors de la nitration du butane on obtient les nitrobutanes-1 et 2 selon la réaction :



• Isomérisation

L'isomérisation du butane le transforme en isobutane selon la réaction :



L'isobutane intervient dans de nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé, il est considéré comme agent d'alcoylation très efficace. L'isobutylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation des caoutchoucs, du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation.

- Utilisation du n-butane

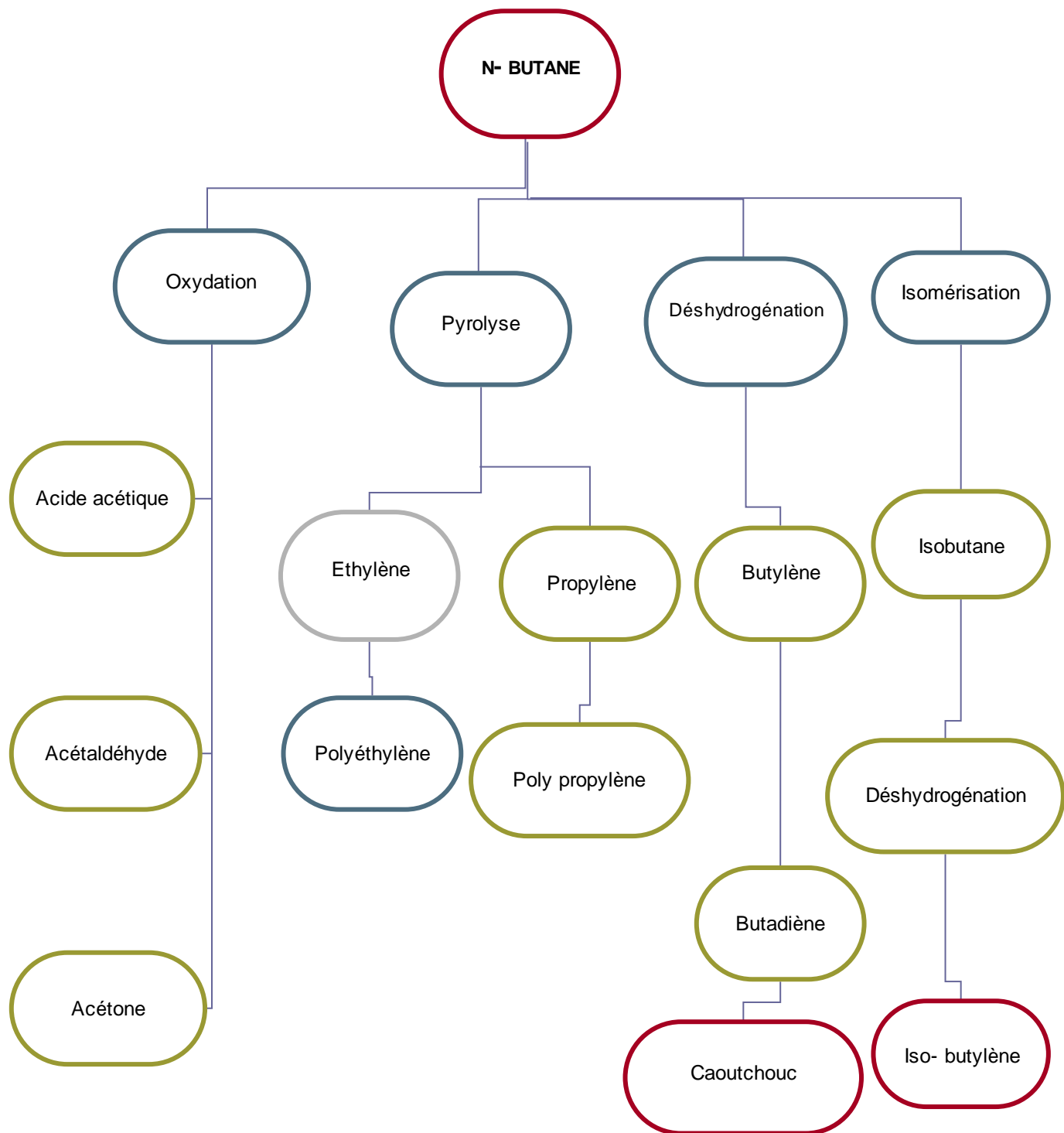


Figure I4 : Principales transformations du butane

I.5.3 Condensât

I.5.3.1 Définition du Condensât

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de (C₅H₁₂) jusqu'au (C₁₂H₂₆) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

I.5.3.2 Caractéristiques du Condensât

Les principales caractéristiques du condensât sont :

- **Aspect** : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique** : Le poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 à 0,8.
- **Point d'éclair** : Son point d'éclair est inférieure à - 40°C.
- **Limites d'inflammabilités** : Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1,4 et 7,6 % (dans l'air).
- **Densité de vapeur** : Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de 3 à 4 plus grande que celle de l'air.
- **Explosivité et limites d'inflammabilités** : Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro-conducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation,...etc.
- **Toxicité physiologique** : Les vapeurs du condensât sont toxique. Lorsqu'un homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement).

Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de 0,025% à 0,05% volumique dans l'air, elles ne peuvent pas causer des symptômes lors d'inhalation.

Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de 300 ppm.

I.5.3.3 Domaines d'utilisation du Condensât

La particularité du condensât réside dans son utilisation dans deux secteurs industriel entièrement stratégiques : le raffinage et la pétrochimie.

➤ Utilisation du Condensât dans la pétrochimie

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie, secteur où la demande est très importante.

Le vapocraquage est la principale voie pour la production des oléfines ; dans ce secteur, trois éléments dominant :

- L'accentuation du déséquilibre entre les demandes respectives d'éthylène et de propylène, avec une croissance moyenne annuelle voisine de 4% pour le première et proche de 5% pour la seconde.
- Le fonctionnement des vapocraquages de charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène / éthylène.
- L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène.

L'intérêt de ce produit dans la pétrochimie est justifié par les considérations suivantes :

- Le condensat est riche en hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques C5– C7 ayant un bon potentiel de production d'oléfines.
- Une faible quantité en hydrocarbures aromatique, qui se transforment en polyaromatiques lors du vapocraquage.

➤ Utilisation du Condensât dans le raffinage

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice d'octane, il est utilisé également dans le reforming catalytique.

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation au niveau du complexe gazier d'Alrar

Chapitre II :

Présentation du Complexe d'Alrar

Présentation de la région Stah

Description Générale du procédé de traitement du Gaz d'Alrar

II.1 Présentation de la région Stah ..[7]

La région de Stah est située à environ 1800 Km au sud-est d'Alger. Elle est limitée au nord et à l'est par la frontière Algéro-Lybienne (à 30 Km), à l'ouest par la route nationale d'In-Amenas et Deb-Deb, au sud par la région d'In-Amenas.

La Direction régionale de Stah a été créée en 1976, suite à la décentralisation de l'ancien district d'In-Amenas.

La région de STAH exploite près de 220 puits: 105 puits de gaz (Alrar), 74 puits d'huile (Stah), 33 puits d'huile (Mereksen), 8 puits des champs périphériques (Daïa-Zaret, Timissit, Aïn-Antar, Ouan-Essar).

La région de Stah comprend trois (03) champs:

- Champ de Stah (huile)
- Champ de Merksen (huile)
- Champ d'Alrar (gaz à condensât).

II.1.1 Le champ de Stah

Le champ de Stah, d'une superficie globale de 100 Km², est situé à 110 Km au nord d'In-Amenas. Le gisement a été découvert en septembre 1971, et mis en production en juin 1975.

II.1.2 Le champ de Mereksen

Le champ de Mereksen est situé à 130 Km au nord d'In-Amenas et d'une superficie globale de 30 Km². Le gisement a été découvert en avril 1974, et mis en production le 18 mars 1975 et le maintien de pression a débuté en mai 1978, il est assuré par une injection d'eau.

II.1.3 Le champ d'Alrar

Le champ d'Alrar est situé dans le bassin d'Illizi à la frontière Algéro-Libyenne, à 120 Km environ au nord d'In-Amenas, à 400 Km au nord-est d'Illizi et à 40 Km au nord du champ pétrolifère de Zarzaitine. Il s'étend sur une superficie de 900 Km². Il est caractérisé par une importante accumulation de gaz à condensât. Le nombre de puits en service sur le champ est de 63 puits.

Il a été découvert en 1961 et les travaux de réalisation du complexe ont débuté en 1978 par la firme américaine « Fluor-Texas ». Il est mis en service à Sonatrach en 1984.

Les travaux d'extension de l'usine (ajout d'un quatrième train) ont été réalisés par « Mitsubishi », et la mise en service a été faite en 1997.

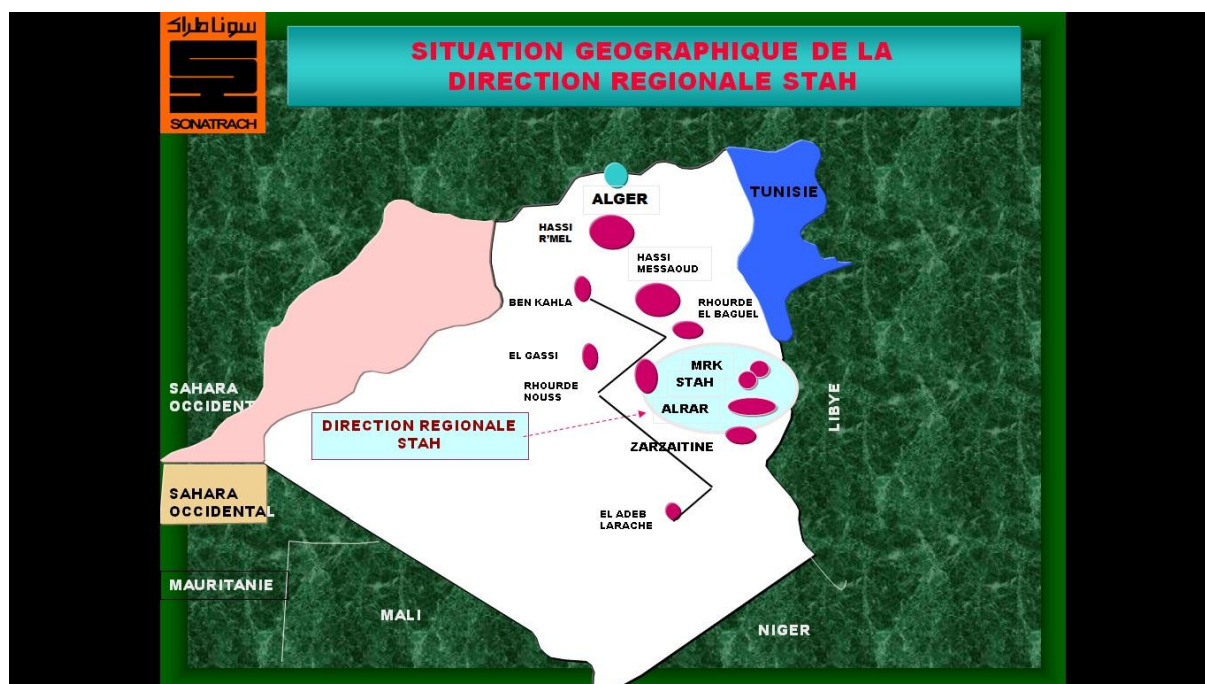


Figure II. 1 : Situation géographique de la direction régionale STAH.

II.2 Le complexe d'ALRAR ..[6]

II.2.1 Fiche technique

Le complexe industriel d'Alrar est composé de :

- Quatre trains de traitement de capacité unitaire de 6,2 millions de Sm^3/j ;
- Une zone de réinjection composée de trois groupes de compression (groupes A, B et C) ;
- Une zone d'utilités et de traitement des gaz associés de Stah – Merksen ;
- Les utilités se composent :
 - D'une section air instrument ;
 - D'une section gaz inerte ;
 - D'une section fuel gaz ;
 - D'une section de fractionnement GPL pour les besoins du complexe en propane dans le traitement ainsi que pour les besoins de Naftal en butane et propane ;
 - Une zone de stockage.
- Pour le condensat : composée de
 - 3 bacs de condensât on-spec de 7200 m^3 ;
 - 1 bac de condensât off-spec de 8000 m^3 ;
 - Une pomperie pour évacuer le condensât vers Ohanet ;

➤ Pour le GPL: Composée de :

- 3 sphères de GPL on-spec de 4000 m³ ;
- 1 sphère de GPL off-spec de 1000 m³ ;
- Une pomperie de GPL pour évacuer le GPL vers le nord via un pipeline de 10 cm : le LR1, qui prend naissance à Alrar ;
- 2 cigares de butane de 75 m³ chacun ;
- 2 cigares propane de 75 m³ chacun ;
- Une station de chargement de butane/propane par camion citerne pour les besoins de Naftal et autres.

➤ Pour le gaz sec :

Le gaz sec produit est destiné pour :

- Les besoins de Zarzaitine (~2,5 millions m³/j) ;
- Les besoins de la réinjection au niveau du champ d'Alrar-est ;.
- La vente via le GR1(48 cm prenant naissance à Alrar vers Hassi R'mel) ;
- Les besoins des champs de Stah et MRK.

II.2.2 Composition de l'alimentation

Composants	Gaz d'Alrar (% molaire)	Liquide de Stah / Mereksen (% molaire)
N ₂	0,32	0,02
C ₁	75,37	15,14
C ₂	9,23	16,63
CO ₂	4,39	0,81
C ₃	4,25	26,86
iC ₄	0,81	5,63
nC ₄	1,45	18,19
iC ₅	0,58	5,23
nC ₅	0,51	6,03
C ₆	0,76	3,43
C ₇	0,56	1,45
C ₈	0,51	0,46
C ₉	0,38	0,11
C ₁₀	0,28	0,01
C ₁₁	0,18	0,00
C ⁺ ₁₂	0,42	0,00
Σ	100,00	100,00
Poids moléculaire	24,49	46,52

Tableau II 1 : Composition de la charge d'entrée

II.2.3 Description générale du procédé de traitement du gaz d'Alrar

Les installations de traitement du gaz d'Alrar sont conçues pour traiter le gaz d'alimentation dans quatre trains parallèles en vue de la récupération d'un maximum de produit propane plus (GPL et condensat).

II.2.3.1 Circuit gaz

a. Séparation à l'entrée des trains

Le gaz pénètre dans le séparateur d'entrée V-101 à une pression de 67.4 bars effectifs et à une température de 74°C, l'eau est évacuée dans le système de drainage par le régulateur de niveau, le gaz s'échappe vers le haut, passe dans la conduite de gaz d'alimentation, et les hydrocarbures liquides récupérés sont refroidis à 60°C dans l'aéroréfrigérant E-105, et à 27°C dans l'échangeur à propane E-104, et passent dans le ballon de flash V-103 après avoir être mélangés avec ceux, du V-102, du V-122 et du V-470.

Les liquides récupérés sont véhiculés à l'aide d'une pompe P-131A ou B vers le coaliseur ME-131 pour éliminer une certaine quantité d'eau avant d'être introduits dans l'un des sécheurs V-131 A ou B.

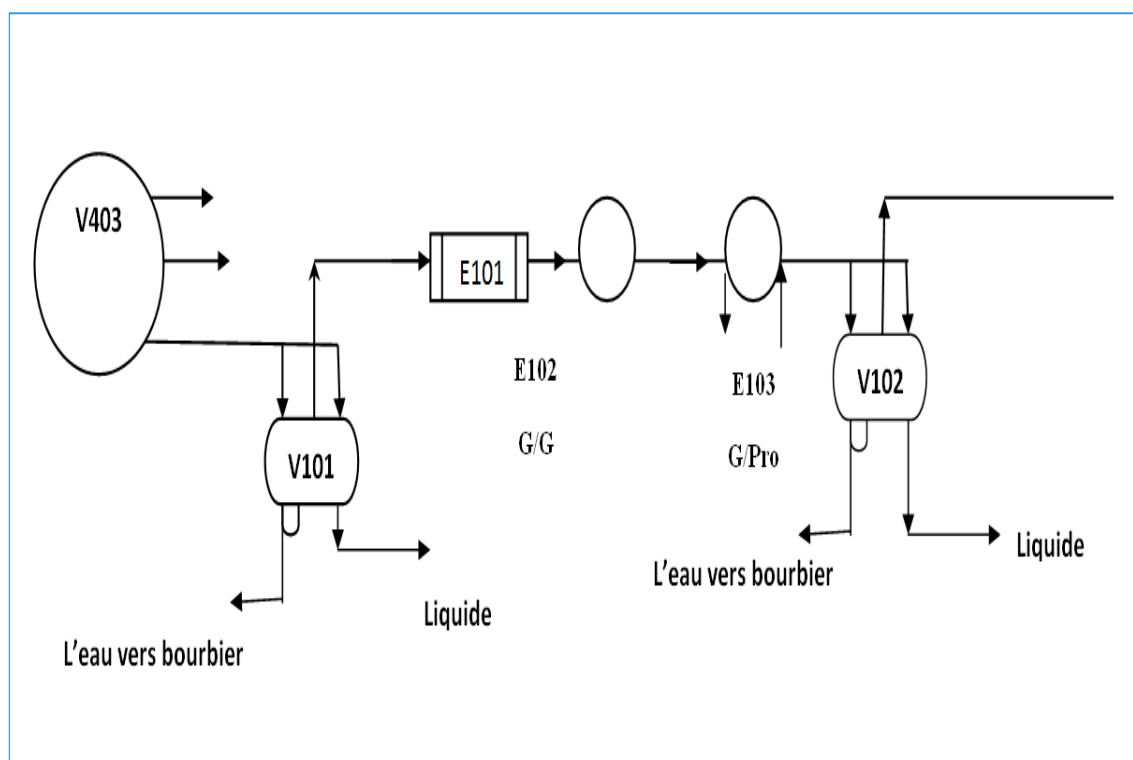


Figure II. 2 : Schéma de séparation a l'entrée du train.

b. Refroidissement et déshydratation du gaz

➤ **Refroidissement**

Le gaz d'alimentation provenant du V-101 est refroidi, à 60°C dans l'aéroréfrigérant E-101, à 48°C à travers l'échangeur à gaz E-102, et à 27°C au niveau de l'échangeur à propane E-103.

Les liquides récupérés dans le ballon V-102 sont mélangés aux effluents de E-104 et dirigés vers V-103.

L'eau est drainée de l'appendice sous la commande du régulateur de niveau de l'interface eau- condensât.

➤ **Déshydratation**

Afin d'éviter la formation des hydrates dans la section froide, on sèche les gaz dans les sècheurs à gaz V-121 A ou B et les liquides dans les sècheurs V-131 A ou B.

• **Déshydratation des gaz**

Le gaz du V-102, qui suit une direction descendante dans le V-121 A ou B, est séché durant 12 heures à travers un lit de tamis moléculaires, jusqu'à un point de rosée inférieur à - 101°C.

- **Régénération**

Une partie du gaz déshydraté prélevée après le filtre F-121, est chauffée jusqu'à 274°C dans l'échangeur à circulation d'huile chaude E-122, passe à travers le déshydrateur, sèche le tamis moléculaire en vaporisant les molécules d'eau adsorbées, puis refroidie dans l'aéroréfrigérant E-123 jusqu'à 60°C, et acheminée vers le ballon séparateur vertical V-122.

Les hydrocarbures liquides entraînés, sont mélangés avec ceux du V-102 et sont acheminés vers le ballon V-103, l'eau est évacuée vers borbier.

Le gaz refroidit est comprimé jusqu'à 70 bars à l'aide des soufflantes (C-121 A/B) pour rejoindre le gaz d'alimentation à la sortie du V-101.

- **Refroidissement**

Le gaz déshydraté, utilisé durant la phase précédente, contourne l'échangeur E-122, et pénètre dans le déshydrateur d'une direction ascendante.

Pendant que l'un des sècheurs est en service, l'autre est en préparation.

Phases de préparation des déshydrateurs à gaz :

- 1 - Chauffage : 15 minutes
- 2 - Régénération: 5 heures
- 3 - Refroidissement : 2 heures
- 4 - Stand-by.

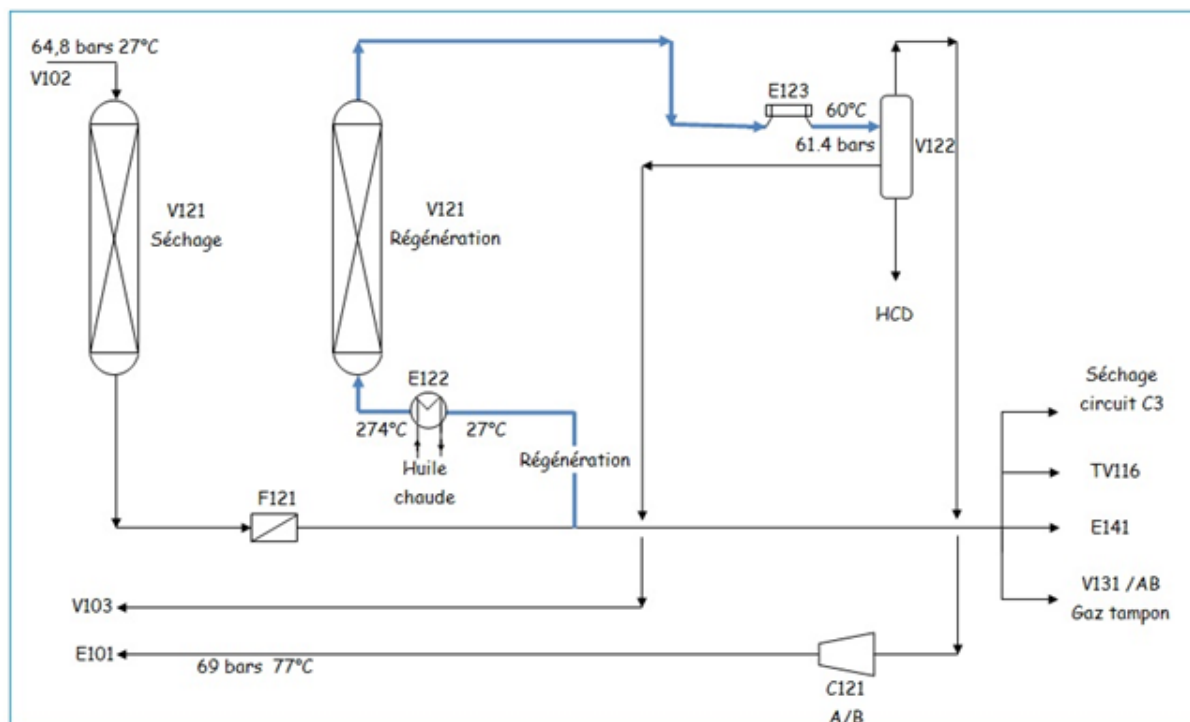


Figure II.3 : Schéma de déshydratation des gaz d'Alrar.

• Déshydratation des liquides

Les hydrocarbures liquides sont déshydratés d'une direction ascendante dans l'un des sécheurs V-131 A ou B à 1 PPM, pendant 24 heures.

Pendant qu'un sécheur est en service, l'autre est en phase de préparation.

- Régénération

Avant la régénération on draine les liquides du sécheur vers V-103 sous la pression du gaz d'alimentation prélevé après le filtre F-121.

Une partie du gaz résiduel, prélevée à la sortie de E-102 côté calandre, est chauffée à 274°C par la circulation d'huile chaude dans l'échangeur E-132, pénètre dans le sécheur, passe à travers le tamis d'une direction descendante, et le régénère.

A la sortie du sécheur le gaz passe dans le E-133 pour être refroidi jusqu'à 60°C et entre dans le ballon V-132, l'eau et les hydrocarbures condensés sont évacués dans le système de drainage, le gaz est dirigé vers le collecteur de fuel- gaz HP.

- Refroidissement

On effectue le refroidissement avec le même gaz utilisé pendant la régénération si ce n'est qu'il contourne le E-132, et enfin, on remplit le sécheur avec des liquides secs, pris à la sortie du déshydrateur en adsorption.

Phases de préparation des sécheurs à liquides :

- 1- Drainage : 45 minutes.
- 2- Chauffage : 5 heures.
- 3- Régénération: 10 heures.
- 4- Refroidissement : 3 heures.
- 5- Remplissage : 45 minutes.
- 6- Stand-by.

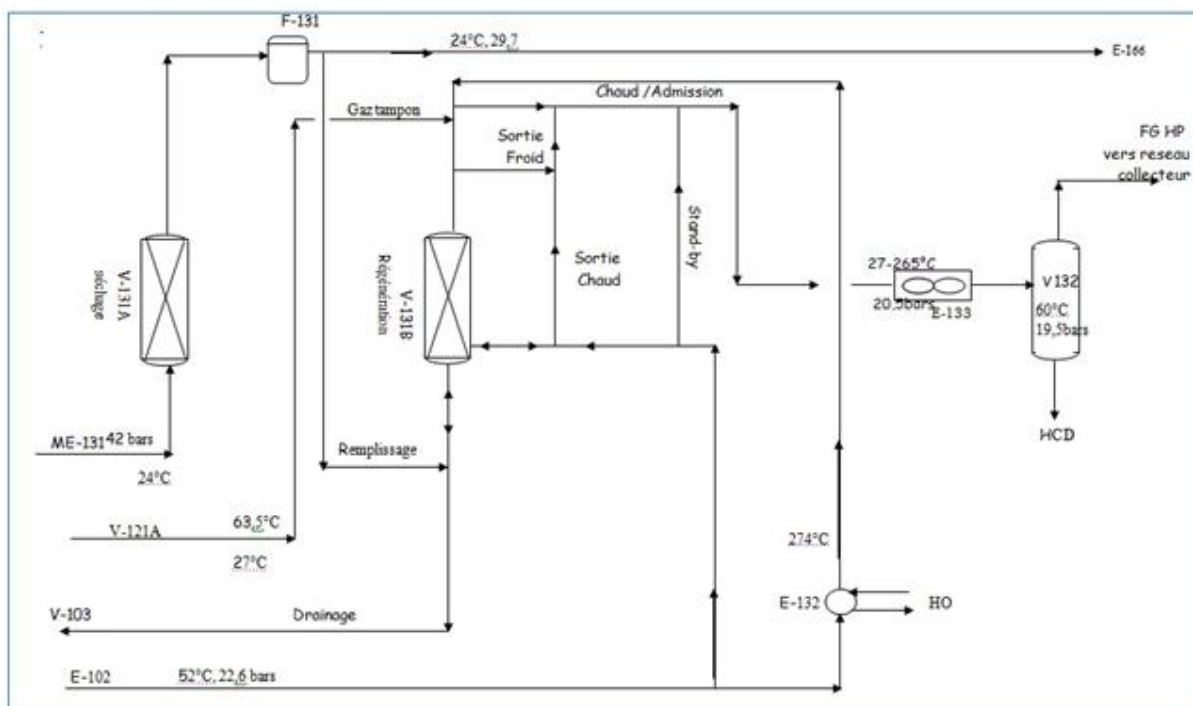


Figure II .4 : Schéma de déshydratation des liquides.

c. Refroidissement et détente du gaz d'alimentation

Le gaz d'alimentation déshydraté est filtré dans le F-121, puis passe à travers une série d'échangeurs à gaz et à propane (E-141, E-142, E-143 et E-144) pour être refroidi jusqu'à -34°C , ensuite acheminé vers le ballon d'alimentation (V-141) du turbo-expander EC-141.

Le gaz en provenance du V-141 est détendu dans le turbo-expander de 60,3 bars à 30 bars , suivi d'un abaissement de température de -34°C à -65°C . Le turbo-expander travaille en parallèle avec la vanne Joule-Thomson FV-101.

Après la détente, les hydrocarbures sont condensés et la séparation définitive est effectuée dans le ballon séparateur V-142; les gaz dégagés sont destinés à refroidir les vapeurs de tête de dééthaniseur au niveau du E-161, ainsi que le gaz d'alimentation dans les échangeurs E-143, E-141 et E-102.

Les liquides récupérés dans les ballons V-141 et V-142 sont introduits au niveau du 19^{ème} plateau du dééthaniseur.

L'énergie résultante de la détente du gaz d'alimentation dans le turbo-expander est utilisée pour entraîner le compresseur de gaz résiduel directement accouplé. Le gaz résiduel est comprimé de 27.2 à 32 bars puis envoyé vers V-171, ballon d'aspiration du deuxième étage du compresseur C-171.

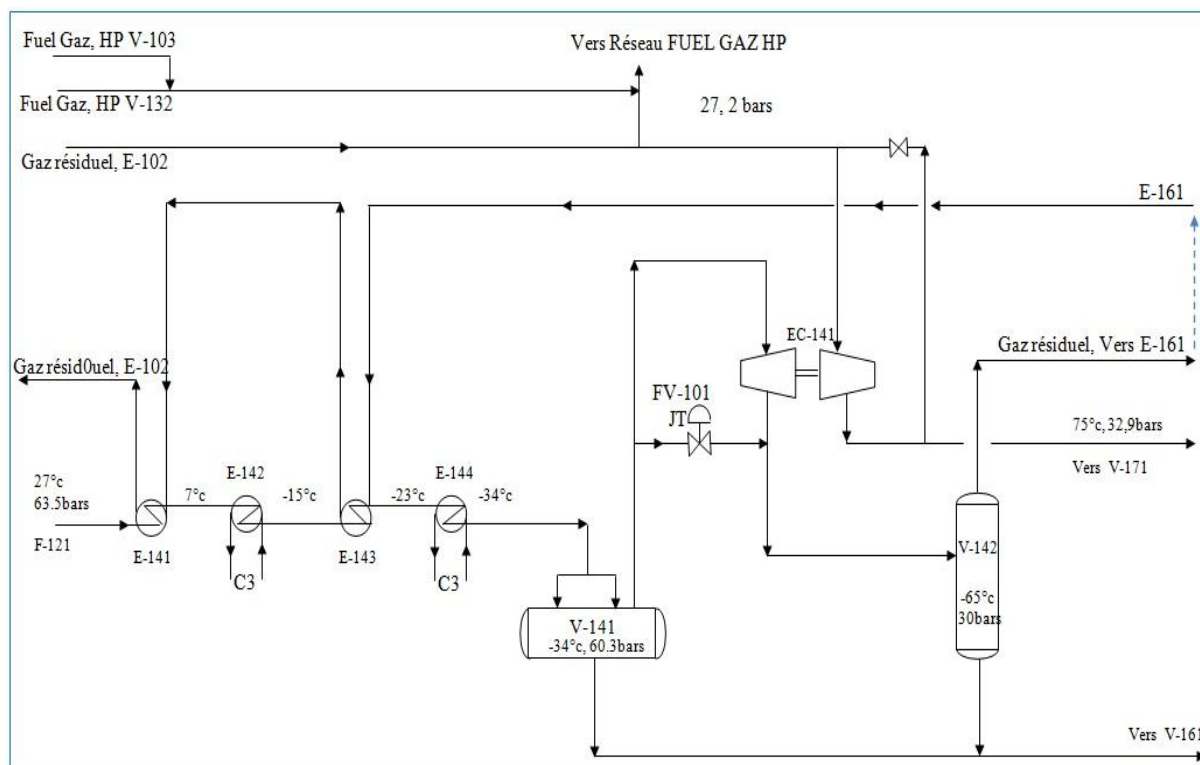


Figure II .5 : Refroidissement et détente

II.2.3.2 Circuit liquide (Section de fractionnement)

a. Description du dééthaniseur V-161

Les deux circuits d'alimentation du dééthaniseur sont les suivants:

- Les liquides en provenance de V-141 et V-142 sont introduits au niveau du 19^{ème} plateau (alimentation froide) ;
- Les liquides en provenance de V-131 A ou B, les liquides de Stah/Mereksen et les liquides en provenance de V-171 sont introduits au niveau du 6^{ème} plateau (alimentation chaude).

La colonne est conçue pour rejeter l'éthane et le méthane et ainsi on aura un produit de fond exempt de ces constituants.

L'alimentation de la section inférieure du V-161 est chauffée au préalable jusqu'à 140°C par échange de chaleur avec les résidus de la colonne de stabilisation du condensât dans le préchauffeur E-166.

Le V-161 est une colonne de reflux comportant 30 plateaux, fonctionnant à une pression de 26 bars effectifs.

La vapeur de tête est partiellement condensée dans le condenseur E-161 qui est refroidi par les vapeurs de l'expander. Les produits éthane et méthane sont recueillis sous forme de vapeur et acheminés vers le compresseur de gaz résiduel C-171.

Le liquide condensé est recueilli dans le ballon de reflux V-162 puis pompés vers le plateau supérieur comme produit de reflux.

Le rebouilleur E-162 du dééthaniseur réchauffe une partie des liquides du plateau 1 avec transfert de chaleur par circulation d'huile chaude dans le rebouilleur, côté tubes.

Le E-162 fournit la chaleur nécessaire pour vaporiser et éliminer le méthane et l'éthane du produit de fond.

Les produits de fond du dééthaniseur sont des hydrocarbures propane et plus et sont acheminés vers la colonne de stabilisation de condensât.

b. Description du débutaniseur V-163

Le résidu du dééthaniseur est préchauffé dans le E-163 avec les produits de fond de V-163 et ensuite introduits au niveau du 16ème plateau du débutaniseur.

La colonne fonctionne à une pression permettant de condenser les vapeurs du propane et du butane à une température de 61°C en utilisant un refroidissement à l'air.

La vapeur de tête est entièrement condensée dans l'aérocondenseur E-164. Une partie du produit de tête recueillie dans le ballon de reflux V-164 de la colonne de stabilisation de condensât est acheminée par les pompes P-161 A ou B vers le plateau supérieur à titre de reflux. Les P-162 A ou B servent également à acheminer le GPL vers le stockage, à alimenter les pompes d'alimentation de la colonne de fractionnement de GPL (P-401A ou B) ainsi que les pompes d'injection de GPL (P-163 A ou B).

La colonne de stabilisation de condensât comprend 36 plateaux. La vapeur de fractionnement est obtenue en chauffant une partie du liquide du premier plateau en utilisant un rebouilleur à circulation d'huile chaude (E-165).

Les produits de fond de V-163 (condensât) sont refroidis à 38°C par échange de chaleur avec les produits de fond de V-161 au niveau du E-163, avec les liquides de flash au niveau du E-166 et avec le propane dans le E-167 avant d'être acheminés vers les bacs de stockage.

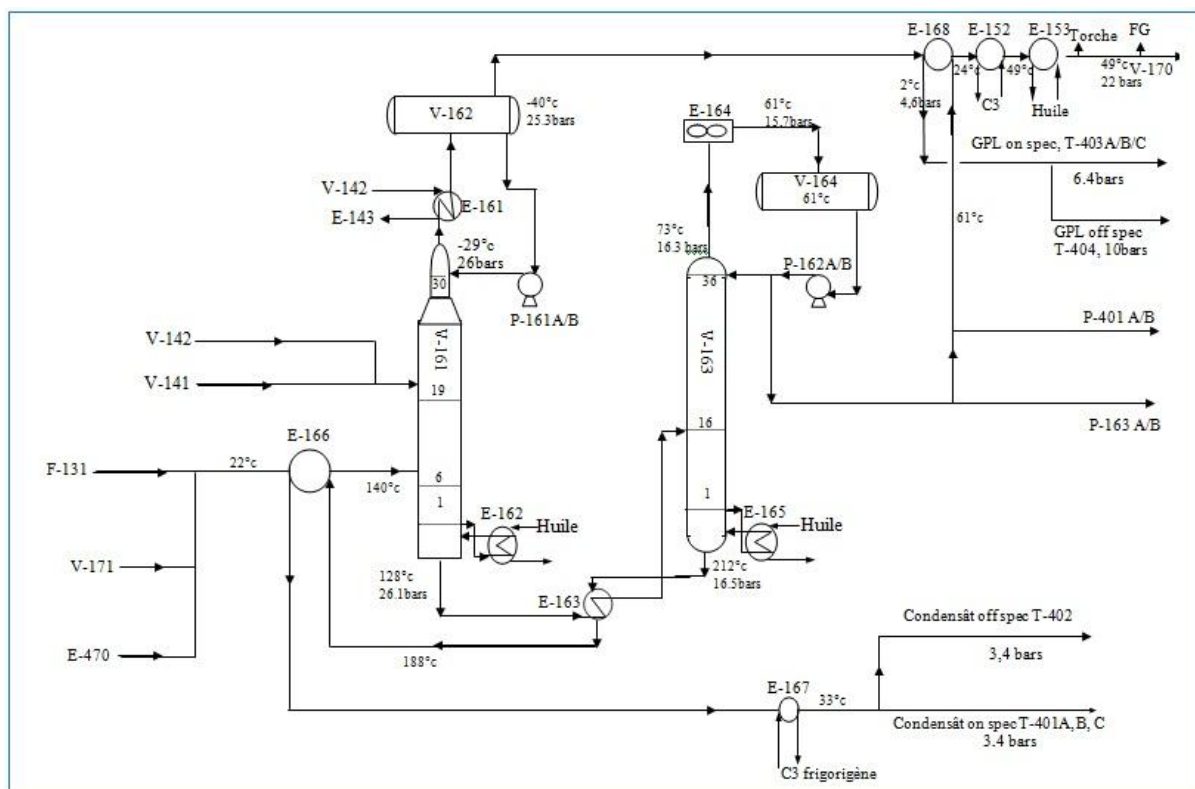


Figure II .6 : Section de fractionnement

II.2.3.3 Boucle de la réfrigération au propane

Chaque train de traitement de gaz est équipé d'une boucle de refroidissement au propane dans le but de faire descendre la température du gaz à traiter à des températures très basses, pour arriver à un meilleur traitement et une grande récupération de GPL et du condensât.

- Equipement de la boucle de propane :
 - C-151 : Compresseur à trois aspirations et un refoulement, entraîné par une turbine à gaz.
 - V-151 : Ballon d'aspiration du 1er étage (0,1 bar, -40°C) ;
 - V-152 : Ballon d'aspiration du 2ème étage (1,4 bar, -21°C) ;
 - V-153 : Ballon d'aspiration du 3ème étage (7,9 bars, 21°C) ;
 - V-154 : Ballon d'appoint de propane (19,4 bars, 57°C) ;
 - E-151 : Aéroréfrigérant (24) du refoulement du C-151 ;
 - E-152 : Echangeur propane / gaz de tête du V-161 ;
 - E-167 : Echangeur propane/condensât vers stockage ;
 - E-103 : Echangeur propane / gaz d'alimentation ;
 - E-104 : Echangeur propane / liquides non déshydratés ;
 - E-142 et E-144 : Echangeur propane / gaz déshydratés.

NB: Dans tous les échangeurs cités ci-dessus, le propane circule côté calandre.

- **Description de la boucle de propane:**

Le système de réfrigération au propane fournit trois niveaux de réfrigération: -40°C, -21°C et +21°C.

Le propane est principalement utilisé pour refroidir le gaz d'alimentation en vue de la condensation des composants les plus lourds; le réfrigérant est également utilisé pour le refroidissement de l'alimentation liquide et pour sous refroidir les produits de fond de la colonne de stabilisation de condensât.

Les niveaux de pression du réfrigérant correspondant aux températures sus-mentionnées sont les pressions des trois étages du compresseur du propane (C-151).

Les vapeurs du réfrigérant sont comprimées jusqu'à une pression de refoulement égale à 20,5 bars effectifs. Les vapeurs chaudes refoulées par le compresseur sont refroidies et condensées dans l'aérocondenseur E-151. Le propane liquide est recueilli dans le ballon tampon V-154 qui fournit le réfrigérant aux divers échangeurs.

Une dérivation à débit minimal (propane à l'état gazeux) maintient le débit vers les trois ballons d'aspiration pour permettre un fonctionnement en continu indépendamment de la charge du procédé.

Un circuit partiel de réfrigérant liquide (trempe) en provenance du ballon V-154 se mélange avec le circuit de dérivation de gaz chaud (débit minimum). Le débit de ce circuit de trempe est contrôlé par la température du gaz des ballons d'aspiration prévus à chaque étage. Ainsi, même si l'unité est mise à l'arrêt le compresseur reste chargé automatiquement et restera en service.

Le réfrigérant liquide haute pression en provenance de V-154 est refroidi jusqu'à 53°C dans le E-152 en chauffant les vapeurs de tête du dééthaniseur.

Le liquide en provenance de E-152 alimente :

- E-167 pour refroidir les produits de fonds de la colonne de fractionnement de condensât.
- E-104 pour le refroidissement du liquide du séparateur d'entée.
- E-103 pour refroidir le gaz d'alimentation.

Les vapeurs du réfrigérant sortant des échangeurs sus-mentionnés se mélangent au propane de la dérivation minimale avant d'entrer dans le ballon V-153 (à 7,9 bars effectifs et 21°C), ces vapeurs alimentent le troisième étage du compresseur.

Le liquide de ce même ballon est réparti en deux circuits : une partie est acheminée vers le ballon du deuxième étage et l'autre constitue le propane de réfrigération pour le refroidissement du gaz d'alimentation dans E-142.

Les vapeurs en provenance de E-142 se mélangent au circuit de la trempe de la dérivation à débit minimal avant d'entrer dans le V-152.

Les vapeurs du réfrigérant à une pression de 1,4 bar effectif et une température de -21°C en provenance de V-152 alimentent le deuxième étage du compresseur.

Le propane liquide du V-152 sert à refroidir d'avantage le gaz d'alimentation dans E-144.

Le propane évaporé au niveau de E-144 est mélangé au circuit de trempe de la dérivation à débit minimal, puis pénètre dans le ballon V-151. Les vapeurs du propane à 0,1 bar et -40°C constituent l'alimentation du premier étage du compresseur C-151.

Le ballon V-151 est normalement sec, lorsque du liquide est présent dans ce ballon, il est vaporisé par du gaz chaud provenant du refoulement du compresseur. Ce ballon reçoit également les purges des échangeurs E-152, E-103, E-104, E-167 et E-142, car il possède un pot de purification à travers lequel on peut évacuer les liquides et les impuretés vers borbier.

Les impuretés lourdes pouvant se produire dans le propane se déposent par gravité dans les pots de purification situés sous V-151 et E-144. Les hydrocarbures légers se vaporisent, et les composants lourds seront vidangés vers borbier.

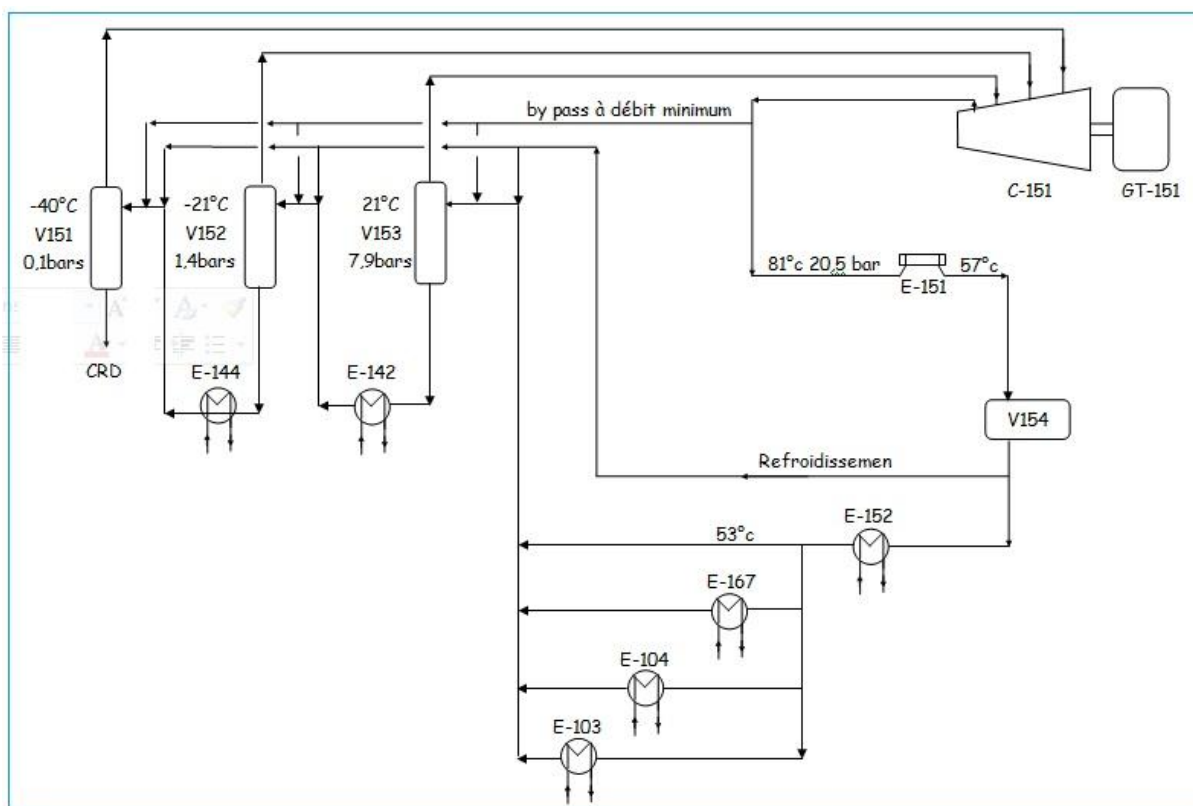


Figure II .7 : Boucle de réfrigération au propane

- **Avantages de la boucle de refroidissement au propane :**

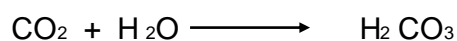
La boucle de refroidissement au propane joue un rôle très important lors du traitement du gaz naturel, car elle influe directement sur la production.

Parmi les avantages de la boucle :

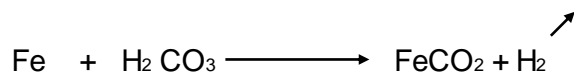
• **Protection contre la corrosion :**

En l'absence de la boucle, il faudra abaisser la température au niveau de E-101 au dessous de 48°C, et à cette température et avec une pression de 68 bars, l'eau se condense à travers les aéroréfrigérants.

L'eau condensée se combine avec le CO₂ et forme l'acide carbonique, (vu que le gaz d'Alrar est riche en CO₂):



Et il y aura combinaison de cet acide avec le fer pour donner les carbonates de fer:



Alors que si la boucle est en service, on peut garder la température à la sortie de E-101 à 60°C et à cette température, on n'a pas une grande condensation d'eau à travers les aéroréfrigérants E-101.

• **Augmentation de la production :**

L'avantage de la boucle, on le voit clairement lorsque celle-ci est à l'arrêt, car on doit réduire le débit de gaz d'alimentation.

Les déshydrateurs de gaz installés dans chaque train ont une certaine capacité d'adsorption d'eau durant leur durée de service.

La quantité d'eau entraînée par le gaz vers les sécheurs est variable selon la variation de la température, pour cette raison, la boucle de propane est utilisée pour atteindre une température de 27°C à la sortie de E-103. A cette température une grande quantité d'eau est récupérée dans le ballon V-102 et par conséquent une réduction de la quantité d'eau à l'entrée des sécheurs.

Si la boucle de propane est à l'arrêt, la température du gaz à la sortie de E-103 augmente et peut atteindre les 40°C en été. A cette température la récupération d'eau au niveau du ballon séparateur V-102 diminue, et la quantité d'eau vapeur dans le gaz augmente, et on aura la saturation immédiate des sécheurs à gaz.

Donc on a une seule solution : réduire la charge afin de garder le fonctionnement normal des sécheurs.

II.2.3.4 Le système d'huile chaude

Le système d'huile chaude fournit le fluide chauffant pour les utilisateurs suivants:

- Rebouilleurs : - E-162 du dééthaniseur,
- E-165 du débutaniseur,
- E-403 du dépropaniseur.
- Réchauffeurs de gaz de régénération : E-122 et E-132.
- Vaporisateur de GPL : E-177.
- Autres : - E-146 réchauffeur du gaz d'étanchéité de l'expander.
- E-153 réchauffeur d'urgence de gaz de tête du V-161.
- E-430 réchauffeur du fuel-gaz.
- E-406 réchauffeur du gaz de dégivrage.

L'huile chaude circule dans une boucle fermée, elle est contenue dans le ballon tampon V-181 à une température de 204°C. L'huile est pompée par deux des pompes P-181 A/B/C/D et envoyée partiellement aux échangeurs utilisateurs E-146 et E-153, et le reste passe dans l'économiseur H-181 où l'huile est préchauffée jusqu'à 216°C par les gaz d'échappement des turbines à gaz GT-171, ensuite chauffée dans le four à 288°C. L'huile chaude sortante de H-182 est distribuée aux échangeurs suivants : E-122, E-132, E-165, E-162, E-132, E-122, E-177, E-403, E-406 et E-430.

L'huile provenant de chaque échangeur est collectée dans un pipe et renvoyée au ballon tampon V-181.

Pour maintenir le débit minimum de l'huile chaude dans l'économiseur et le four, une ligne de by-pass d'huile et un aéroréfrigérant E-181 sont prévus' ainsi le système d'huile chaude peut fonctionner en circuit complètement fermé à tout moment..

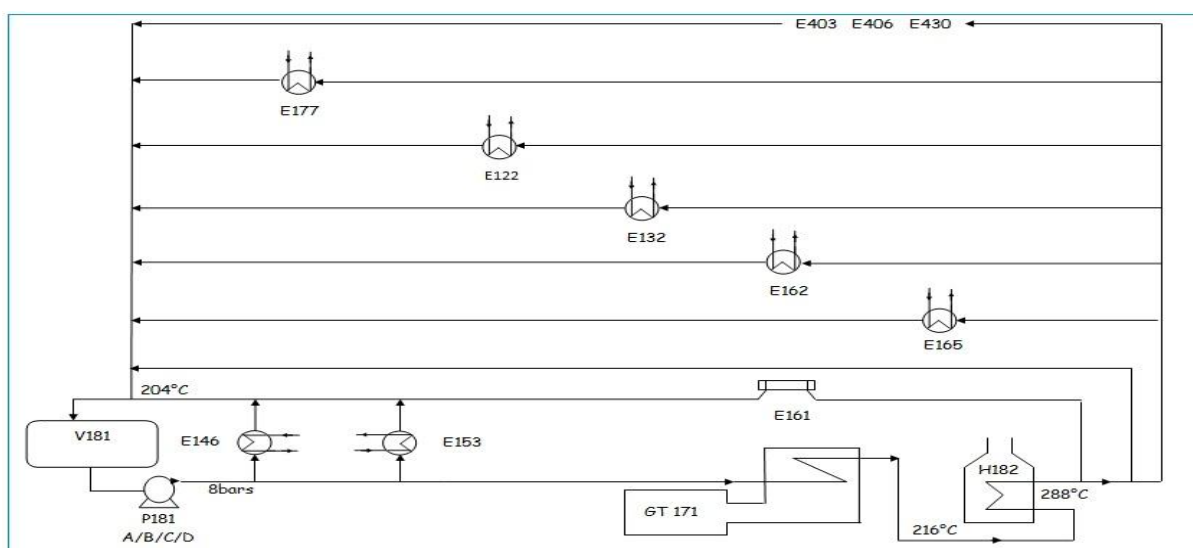


Figure II .8 : Système d'huile chaude

II.2.3.5 Compression du gaz résiduel

La température de la vapeur sortante du ballon de reflux V-162, est de - 40 °C, cette vapeur doit être chauffée avant d'être comprimée. La réfrigération que ce circuit offre est utilisée pour refroidir le GPL dans E-168 ainsi que le propane dans E-152.

Un préchauffeur d'urgence E-153 est prévu pour ramener la température des vapeurs à 49°C (si nécessaire); ces dernières se dirigent vers le ballon V-170 pour alimenter le premier étage du compresseur du gaz résiduel à 21.9 bars et 49°C. Le gaz chaud refoulé est refroidi à 60°C dans l'aéroréfrigérant E-174.

Le gaz refroidi sortant de E-174 est mélangé avec le gaz résiduel provenant du compresseur EC-141 à une pression de 32.2 bars effectifs et à une température de 75 °C ainsi que le GPL des pompes P-163 A ou B et P-421 A ou B vaporisé dans le E-177. Ce gaz résiduel est introduit dans le ballon V-171 pour être ensuite acheminé vers l'aspiration du deuxième étage du compresseur C-171 à une pression de 31.9 bars effectifs et une température de 70°C.

Le gaz refoulé par C-171 à 84,2 bars est refroidi jusqu'à 60°C dans l'aéroréfrigérant E-171.

Une dérivation à débit minimal est prévue pour permettre le fonctionnement en continu du compresseur indépendamment de la charge du procédé pour le premier et le deuxième étage.

Le gaz résiduel passe dans le collecteur des boosters des trains; une partie est envoyée vers Hassi-R'mel à 65bars à travers GR1/GR2, l'autre vers Zarzaitine et les trois groupes des compresseurs de réinjection à 84 bars effectifs.

A noter que le premier et le deuxième étage des boosters sont banalisables et que les gaz du C-471 peuvent être envoyés irréversiblement vers le premier étage des C-171 des quatre trains.

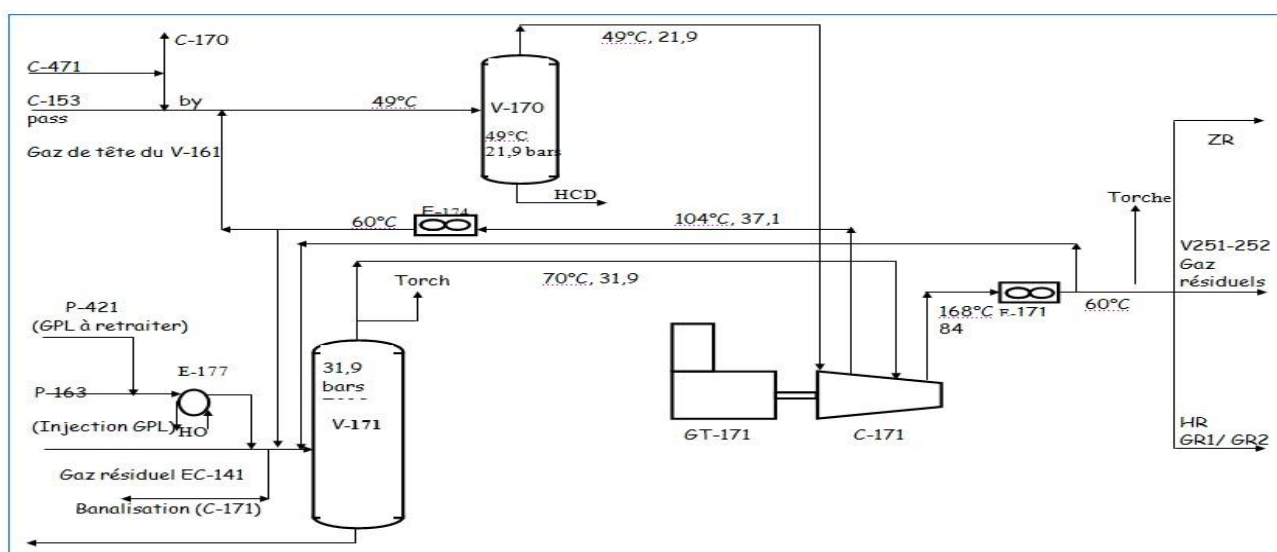


Figure II.9 : Station de compression du gaz d'Alrar

II.2.3.6 ZONE 15 : Réinjection du gaz résiduel

Le gaz résiduel acheminé vers le collecteur est mélangé avec celui du C-471, puis passe dans le ballon d'aspiration (V-251) du premier étage du compresseur C-251 à une pression de 80.7 bars effectifs et à une température de 60°C, le C-251 comprime le gaz à 163 bars effectifs. Le gaz chaud refoulé à 168°C est refroidi jusqu'à 60°C dans l'aéroréfrigérant E-251, une partie est prise comme dérivation à débit minimal pour permettre le fonctionnement normal du compresseur indépendamment de la charge du procédé, l'autre est introduite dans le deuxième étage du compresseur C-252 par l'intermédiaire du ballon d'aspiration V-252 à une pression de 160.5 bars effectifs et à une température de 60°C, pour être comprimée à 321.3 bars effectifs. Une fois refoulé le gaz est refroidi jusqu'à 85°C dans l'aéroréfrigérant C-252. Une conduite de minimum flow est prévue pour le deuxième étage.

Le gaz de sortie de E-252 est acheminé vers Stah/Mereksen et le collecteur des trois dorsales menant aux puits injecteurs.

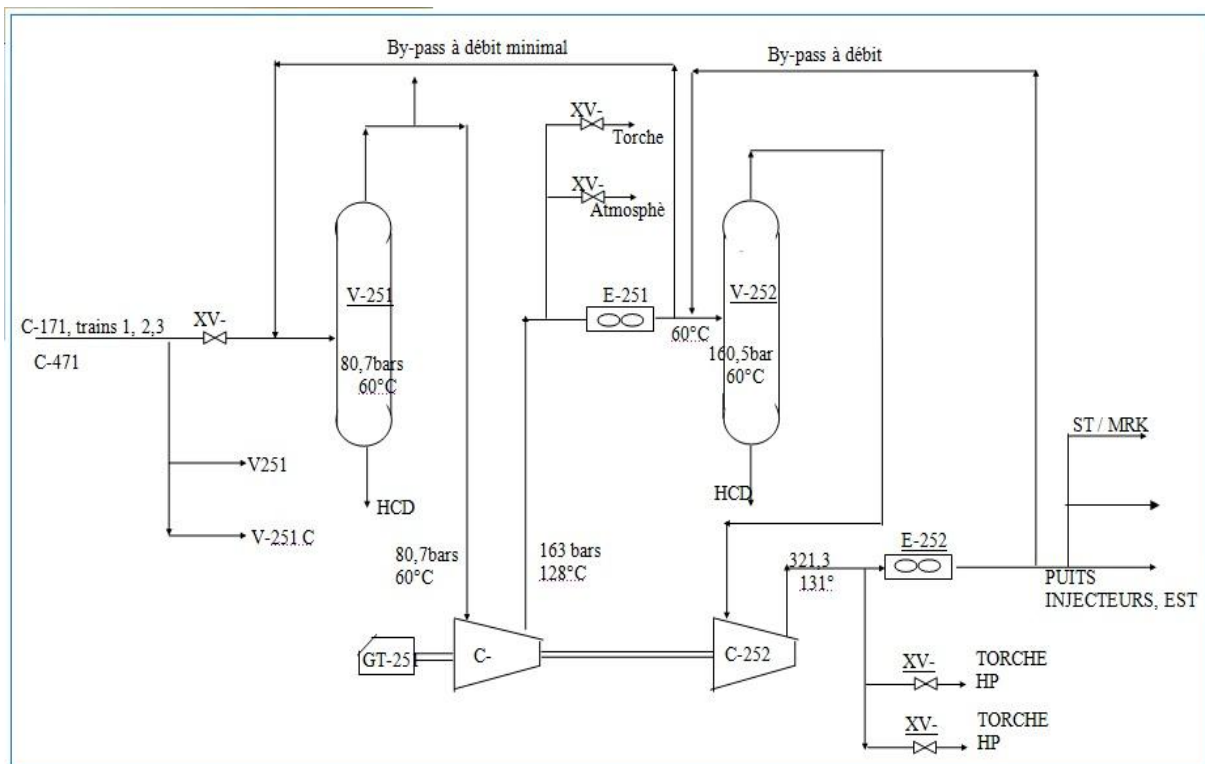


Figure II 2 : Circuit de réinjection du gaz résiduaire (Zone 15)

II.2.3.7 Récupération des liquides et compression du gaz Stah et Mereksen

Le gaz d'alimentation en provenance de Stah et Mereksen entre dans le ballon séparateur V-470 à une pression de 26,5 bars et une température de 54°C. Après cette séparation préliminaire les liquides sont acheminés vers le E-104 des trains 1, 2 et 3 par les pompes P-471 A ou B, et les gaz sont dirigés vers la batterie d'échangeurs (E-471, E-472, E-473 et E-474) pour être refroidis jusqu'à -18°C par échange de chaleur avec le gaz résiduel froid dans E-471 et E-473 et avec le propane frigorigène dans les échangeurs E-472 et E-474.

Le gaz froid est introduit dans le ballon V-471, les liquides résultant de la séparation sont utilisés pour sous-refroidir le propane dans E-470 puis acheminés vers le E-166 du dééthaniseur V-161 des trains 01, 02 et 03 par l'une des pompes P-472 A ou B; et le gaz refroidit le gaz d'alimentation dans les échangeurs E-473 et E-471, puis introduit dans le ballon d'aspiration V-472 du compresseur C-471 pour le comprimer de 20,7 bars effectifs à 85,3 bars effectifs. Le gaz résiduel chaud refoulé par C-471 est refroidi jusqu'à 60°C dans l'aéroréfrigérant E-475. Une partie comme dérivation à débit minimal est prévue pour maintenir le compresseur en fonctionnement indépendamment de la charge du procédé.

Le gaz résiduel à une pression de 84 bars effectifs et une température de 60°C est envoyé vers Zarzaitine ou bien combiné avec les gaz résiduels des quatre trains puis acheminés vers les ballons d'aspiration des compresseurs C-251 A/B/C pour la réinjection.

NB: Actuellement, le gaz résiduel de C-471 est envoyé vers Hassi-R'mel à 65 bars, à travers les gazoducs GR1/GR2.

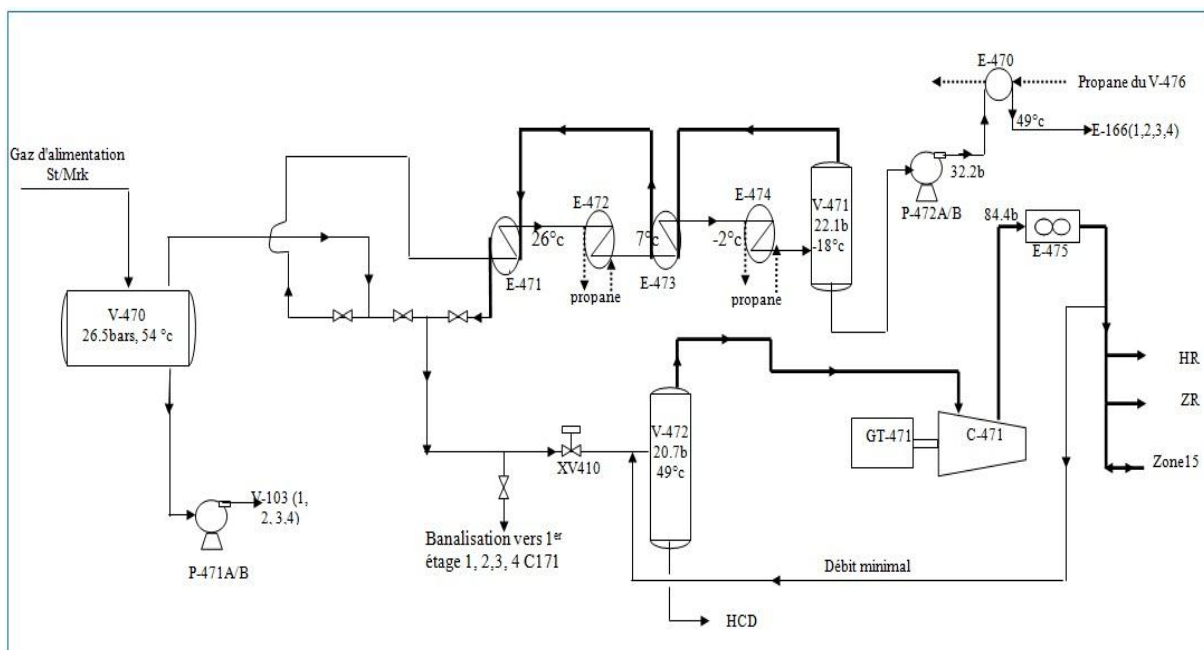


Figure II. 11 : Récupération du condensât et compression du gaz de Stah/Mereksen

II.2.3.8 Fractionnement des GPL

Une partie des produits de tête du débutaniseur V-163 est acheminée par l'une des pompes P-162 A ou B, puis introduite au 21^{ème} plateau du dépropaniseur V-401, par l'intermédiaire de P-401 A ou B.

La colonne fonctionne à une pression de 21 bars effectifs pour condenser les vapeurs de tête dans le condenseur E-402 à 55°C en utilisant un refroidissement à l'air. Les liquides du ballon de reflux V-402 sont pris par l'une des pompes P-402 A ou B ; une partie est envoyée vers le plateau supérieur à titre de reflux, le reste est acheminé vers stockage ou V-154 des quatres trains et V-476 comme appoint, après son refroidissement jusqu'à 27°C dans l'échangeur à propane E-405.

La vapeur de fractionnement est obtenue en vaporisant partiellement une partie du liquide du fond de la colonne par l'intermédiaire du rebouilleur E-403. Le butane liquide est acheminé vers l'aéroréfrigérant E-404 pour y être refroidi jusqu'à 60°C avant d'être envoyé vers le stockage.

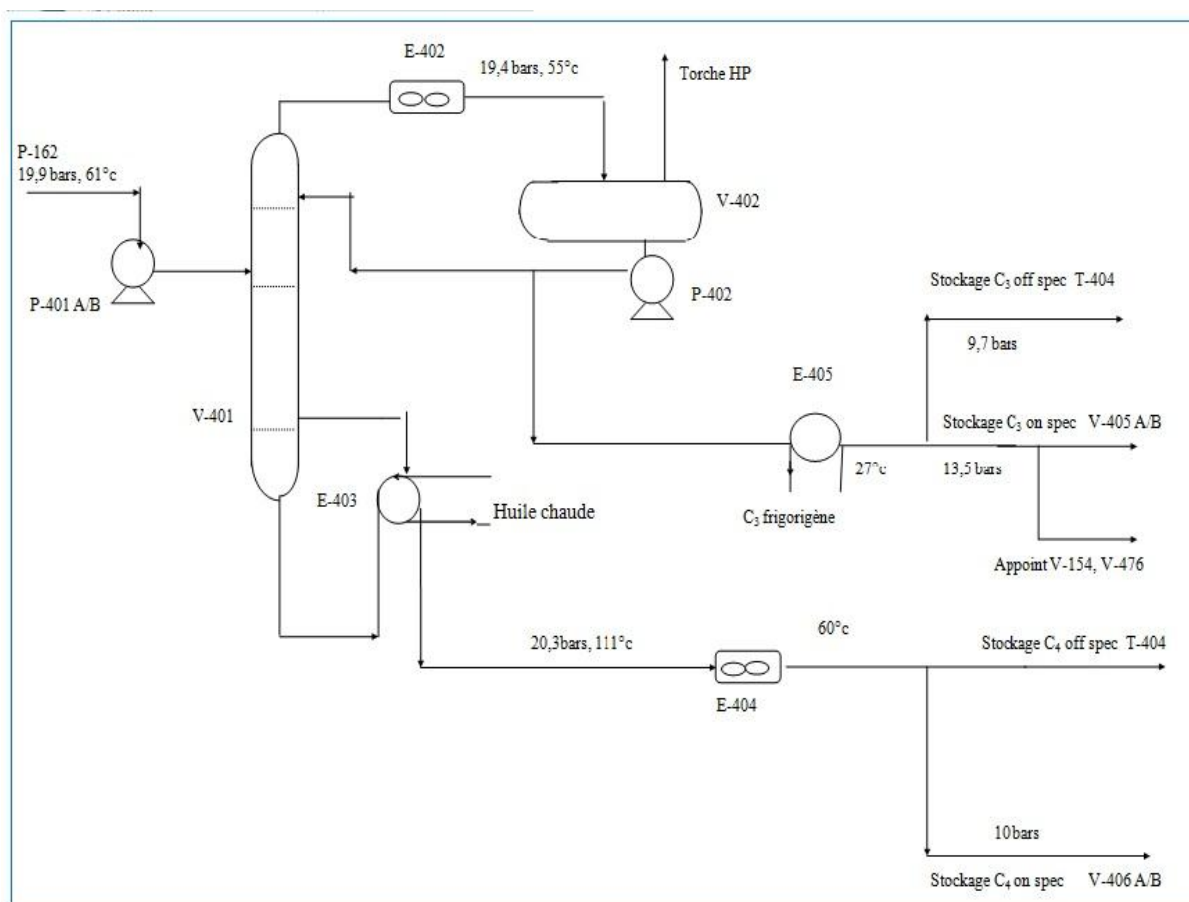


Figure II 12 : Fractionnement de GPL

II.2.3.9 Les utilités

a. Air service et air instrument:

L'air est fourni par quatre compresseurs (deux de marque Tide-Air et deux Sullair) et trois compresseurs mobiles de secours; et en cas de besoin par les compresseurs axiaux des GT-171 des trains Fluor et des GT-251 A/B et C.

Deux compresseurs envoient l'air vers le ballon V-432 où une partie assure le besoin d'air service à 8,6 bars effectifs après être refroidi à 54°C dans l'aéroréfrigérant E-431 A ou B.

L'autre partie est séchée dans les sècheurs ME-403, filtrée et introduite dans le ballon d'air instrument V-433 à 6,9 bars pour être acheminée vers les ballons V-184 des quatre trains et d'autres utilisateurs.

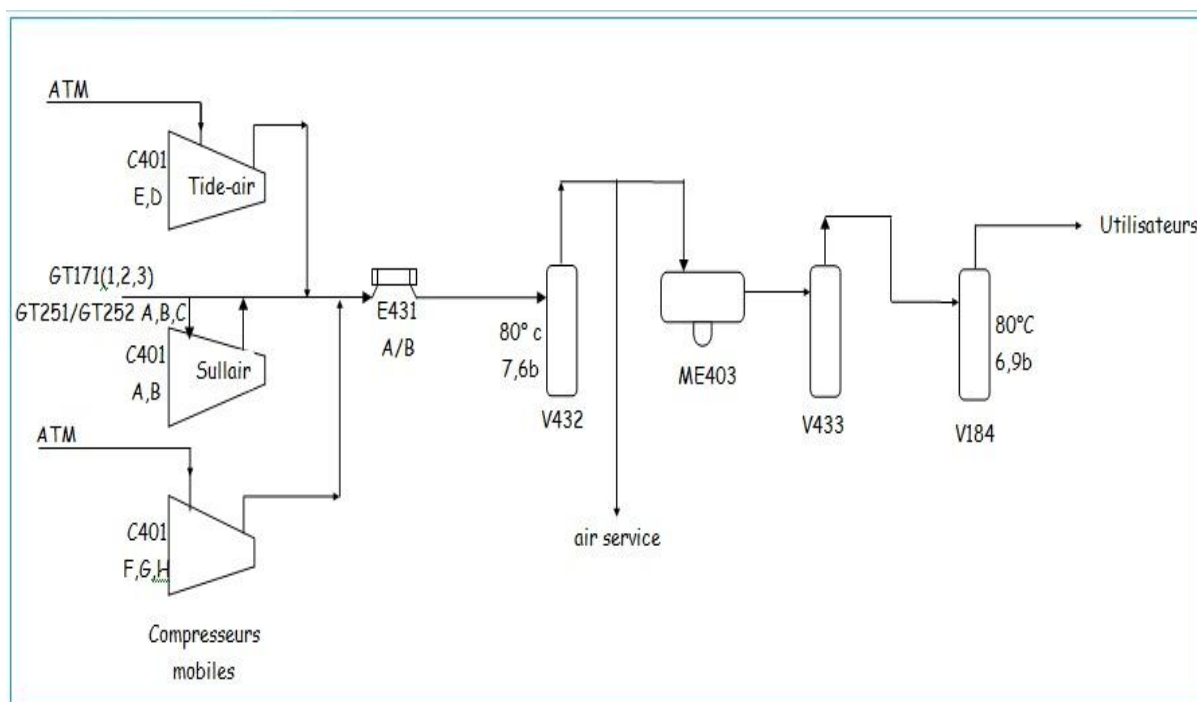


Figure II .3 : Circuit d'aire service et aire instrument

b. Eau de refroidissement

L'eau de refroidissement aspirée du ballon V-440 à 0,35 bars et 63,6°C par les pompes P-433 A/B est refoulée à 4,3 bars effectifs, puis refroidie jusqu'à 54,4°C dans l'aéroréfrigérant E-432 A ou B pour l'envoyer aux divers utilisateurs à savoir les pompes P-471, P-472, P-421 et P-181. Sur le chemin de retour vers le ballon tampon V-440 l'eau est filtrée dans le filtre F-403.

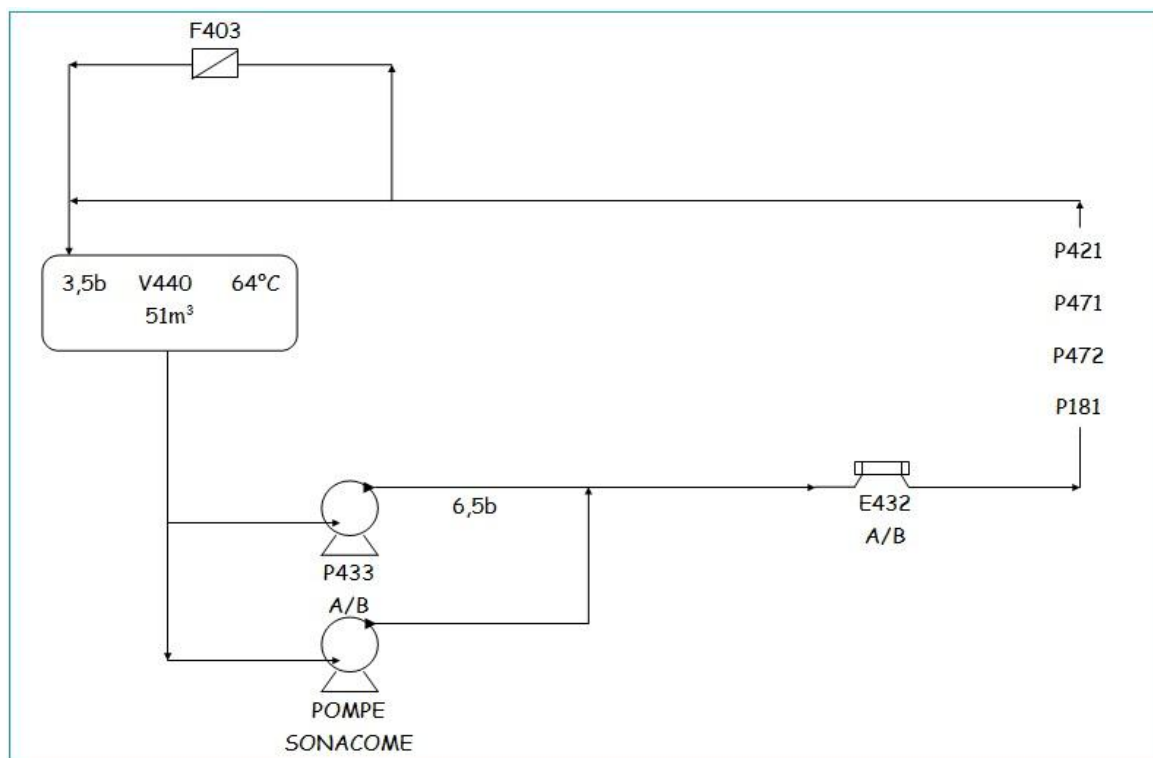


Figure II .14 : Circuit d'eau de refroidissement

c. Réseau du gaz combustible

Les différentes sources de fuel-gaz sont les suivantes:

- V-103 à travers la PV-107 ;
- V-132 à travers la PV-129 ;
- V-470 à travers la PV-580 ;
- piquage pris de l'alimentation du compresseur EC-141 et commandé par la FV-124,
- piquage pris du gaz de sortie de V-162 après la PV-138 commandée par la FV-134.

Toutes ces sources alimentent le ballon séparateur du fuel-gaz haute pression V-430 à 26,5 bars et 54°C.

Les gaz sortants du V-430 sont préchauffés dans E-430 par l'huile chaude avant d'alimenter le collecteur de fuel-gaz haute pression des turbines à gaz à une pression de 17,2 bars effectifs et à une température de 60°C; ainsi que le ballon V-431 de fuel-gaz basse pression à 3,45 bars effectifs après une détente à travers la PV-581A. Le fuel-gaz basse pression alimente les pilotes et les brûleurs des fours, les pilotes des torches, du CRD et du HCD, les ballons tampons de l'huile chaude V-181, les pots d'épuration, les cigares, les sphères, le T-402 ainsi que les lignes des torches, HCD et CRD pour le balayage.

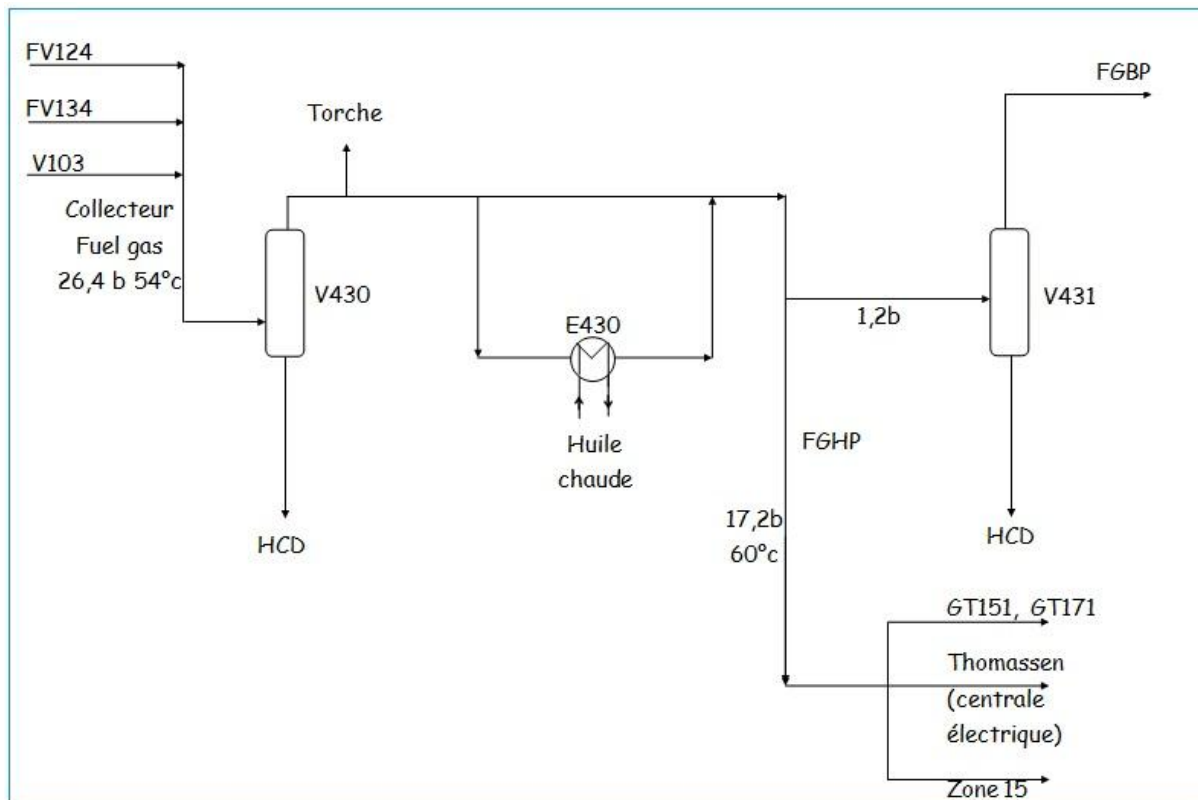


Figure II .15 : Réseau de gaz combustible

II.2.3.9 Stockage et expédition

a. Le GPL

Le GPL conforme aux spécifications est stocké, dans les trois sphères T-403 A/B/C ayant une capacité individuelle de 3978 m³, à une pression de 3 bars effectifs et une température de 2°C.

L'expédition du GPL conforme vers Haoudh-El-Hamra à travers le LR1 se fait par les pompes P-408 A/B/C à 73 bars effectifs, alimentées par les P-407 A/B/C.

Le GPL hors spécifications est stocké dans la sphère T-404 d'une capacité de 949 m³. Les pompes P-421 A/B servent à acheminer le GPL non conforme vers le E-104 des quatre trains pour retraitement ou vers l'évaporateur de GPL pour réinjection.

Pour transférer le GPL entre les bacs les pompes P-411 A/B sont prévues.

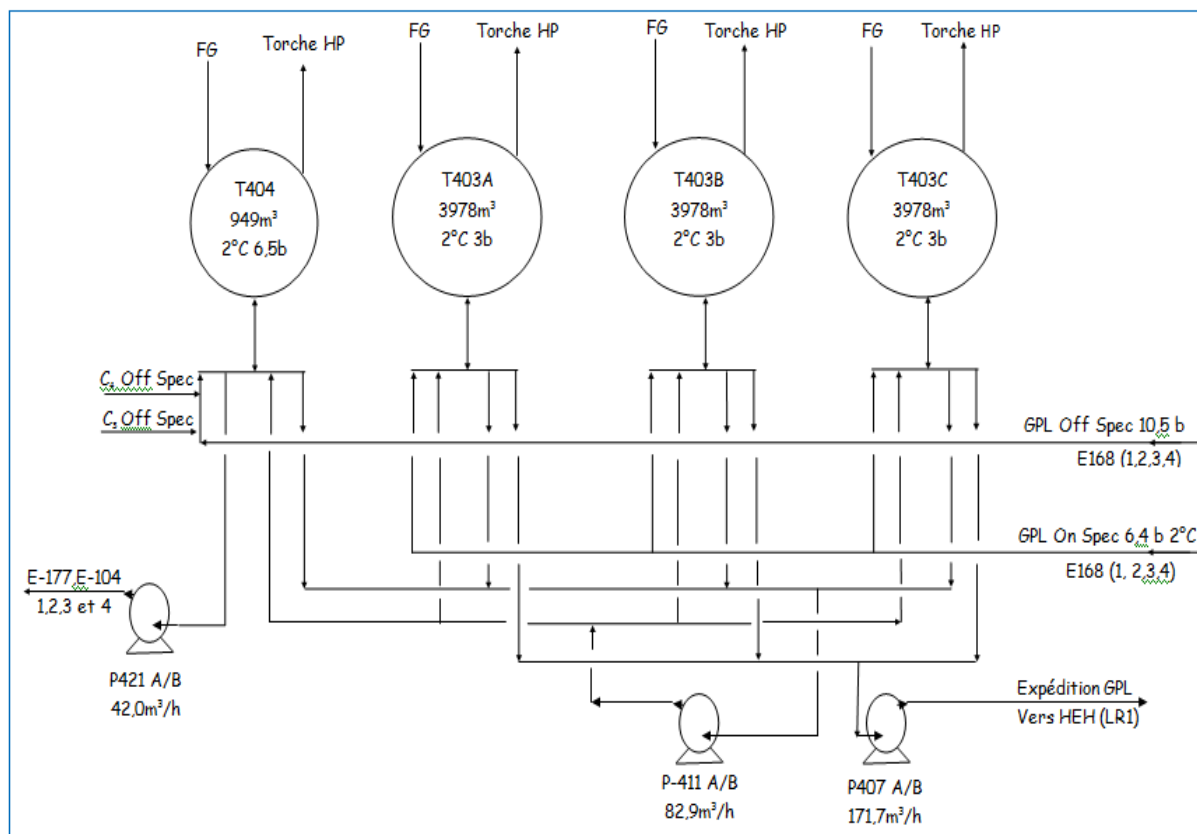


Figure II .16 : Stockage de GPL

b. Le condensât

Le condensât en provenance de E-167 à une pression de 3,4 bars effectifs et une température de 38°C est stocké dans les réservoirs à toit flottant T-401 A/B/C à 1 atm et 38°C. La capacité de chaque tank est de 7276 m³.

Le condensât conforme aux spécifications est expédié vers Ohanet à 45 bars au moyen des pompes P-404 A/B ou C alimentées par les P-403 A/B ou C.

Le condensât qui ne répond pas aux normes est stocké dans le réservoir à toit fixe T-402, la capacité de ce dernier est de 7994m³.

Pour retraiter le produit hors spécifications on l'envoie à l'aide des pompes P-405 A ou B vers le V-103 des quatre trains, et pour le transfert inter-bacs on utilise l'une des pompes P-406 A ou B.

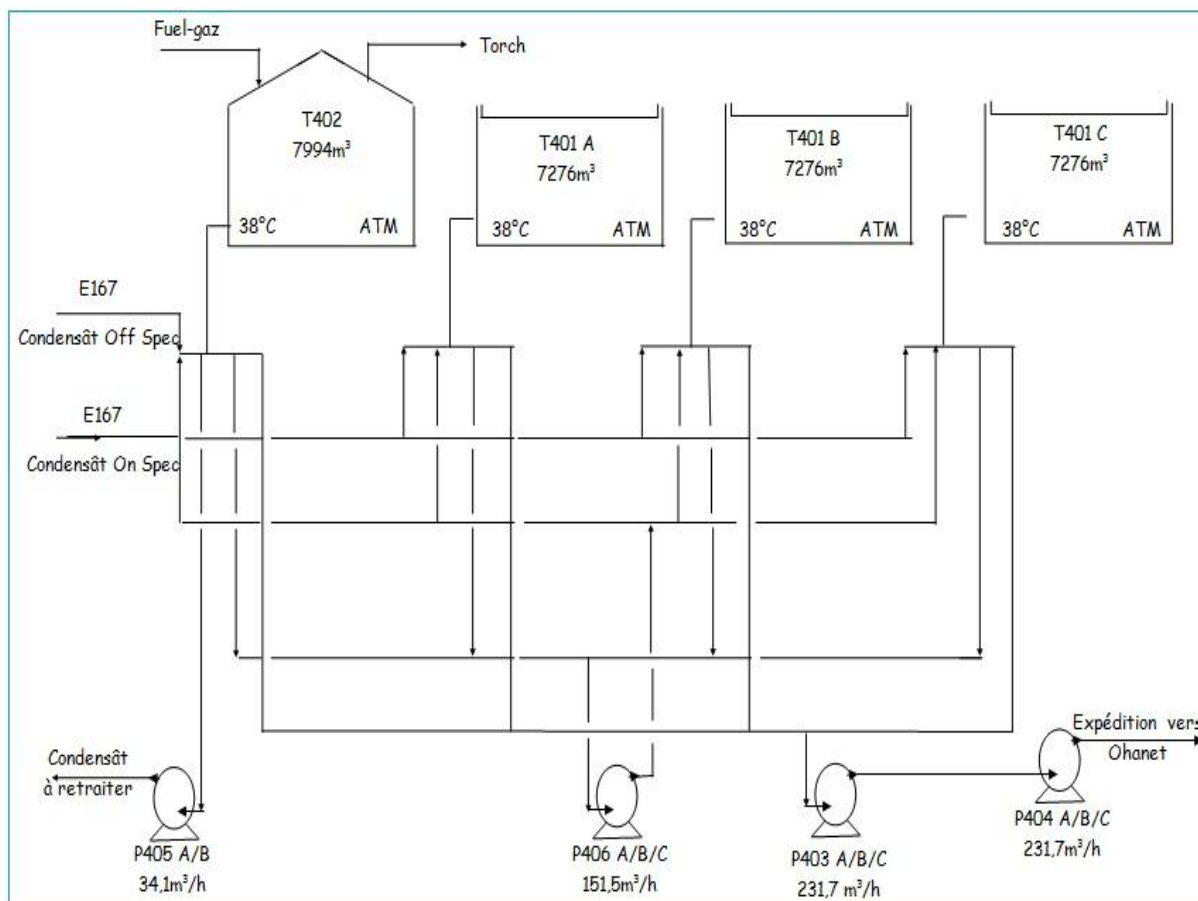


Figure II .17 : Stockage du condensat

c. Le propane et butane

Le propane conforme aux spécifications est stocké dans les cigares V-405 A et B d'une capacité individuelle de 75 m³, à une température de 27°C et à une pression de 9,9 bars effectifs. Le chargement des camions citernes, pour la vente du propane, se fait par la pompe P-413. Quant au butane on spec, il est stocké dans les ballons cigares V-406 A et B à une température de 65°C et une pression de 6,5 bars effectifs, pour la vente par P-415.

La P-422 est une pompe commune (propane- butane) pour la vente ou le transfert vers les sphères.

Le propane ou le butane off-spec est envoyé vers la sphère de GPL à retraiter T-404.

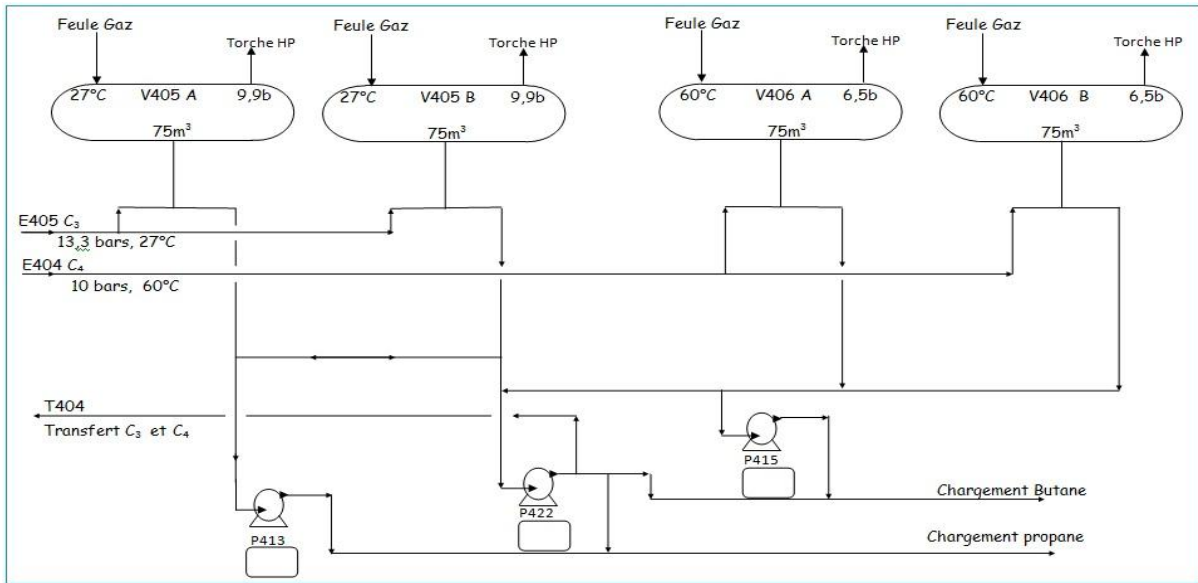


Figure II .18 : Stockage du propane et du butane

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation au niveau du complexe gazier d'Alrar

Chapitre III

Généralités sur l'absorption

Choix du procédé ; influence des paramètres opératoires ; Equilibre liquide-vapeurs

III.1 Introduction

L'absorption consiste en un transfert de matière entre une phase gazeuse et une phase liquide, cette dernière étant constituée d'un corps pur ou d'un mélange de plusieurs substances (solvant). Par ailleurs, on admet que la phase gazeuse est formée uniquement par deux composants, celui qui est en transfert, ou soluté, et le gaz porteur, inerte ou diluant. Pour que l'absorption soit possible, la pression partielle du soluté dans le gaz doit être supérieure à sa pression partielle dans l'absorbant, c'est-à-dire le gaz et l'absorbant ne peuvent pas être en équilibre.

La récupération, souvent nécessaire, de la substance qui s'est dissoute dans le liquide, est appelée désorption.

L'absorption se réalise en mettant en contact le gaz contenant le soluté et le solvant pendant tout le temps nécessaire au transfert, c'est-à-dire jusqu'à ce que l'équilibre de concentration entre les deux phases soit atteint.

L'opération consiste à laver un mélange gazeux par un liquide, dans le but de dissoudre l'un des constituants gazeux dans le liquide. L'absorption est utilisée pour la purification des gaz (lavage), ou pour la séparation de mélanges gazeux. Le composé dissous peut être récupéré, par exemple, par distillation, le solvant est ensuite recyclé.

L'absorption peut être purement physique ou s'accompagner d'une réaction chimique (absorption avec réaction); le premier cas est, par exemple, celui de l'absorption des hydrocarbures légers dans un solvant constitué par des hydrocarbures moins volatils. Le phénomène ne dépend que des équilibres liquide-vapeur.

III.2 Choix du procédé d'absorption ..[8]

- Le processus d'absorption physique est préféré quand :
 - Le mélange de gaz d'alimentation et le constituant à absorber sont présents en grande quantité, à pression élevée;
 - La fraction de gaz non absorbée doit présenter une très grande pureté;
 - Un ou plusieurs constituants absorbés sélectivement doivent être obtenus soit sous forme enrichie, soit sous forme pure.
 - Le soluté doit faire l'objet d'une opération de synthèse ultérieure.
- L'absorption par réaction chimique est adoptée si :
 - La récupération du solvant n'exige pas une grande quantité d'énergie;
 - Les constituants devant être séparés sont fortement acides et subissent une réaction thermique réversible avec le solvant;
 - Les constituants à séparer à partir du mélange d'alimentation sont présents en faible concentration sous une basse pression.

III.3 Choix du solvant d'absorption ..[8]

Si le but de l'opération est de produire une solution spécifique, par exemple la fabrication d'acide hydrochlorique, le solvant est spécifié par la nature du produit. Par contre, si le but recherché est de récupérer ou éliminer un constituant d'un mélange gazeux, alors plusieurs choix sont possibles. Dans ce cas, quelques caractéristiques du solvant sont à prendre en considération. Il est question :

- Du pouvoir solvant ou de la solubilité du gaz, afin de disposer d'un taux d'absorption élevé, et ainsi d'utiliser une plus petite quantité de solvant.
- De la volatilité, car une pression de vapeur basse est souhaitée pour éviter la perte de solvant avec le gaz saturé.
- De la viscosité, puisqu'un solvant moins visqueux est préféré dans le but d'éviter l'engorgement et la chute de pression dans le dispositif de pompage.
- De la résistance à la corrosion, afin d'éviter des matériaux très chers.
- L'utilisation, si possible, des produits non inflammables, non toxiques et chimiquement stables.
- De son prix et de sa possibilité de récupération.

III.4 Influence des paramètres opératoires sur l'absorption et la désorption ..[9]

III.4.1 Sur l'absorption

➤ Pression

La solubilité des gaz augmente quand leur pression partielle augmente.

On a donc toujours intérêt à faire fonctionner les colonnes d'absorption à la pression la plus haute possible. Ce sera en général la pression à laquelle le gaz à traiter est disponible.

Il est rarement économique de comprimer les gaz avant de les introduire dans la colonne d'absorption, sauf s'ils sont très riches en composés absorbables ou si une compression est nécessaire pour alimenter l'unité située en aval.

➤ Température

La solubilité du gaz est d'autant plus grande que la température du solvant est plus faible. En conséquence, dans les installations de traitement de gaz comprenant une colonne d'absorption et une colonne de régénération, on refroidit toujours le solvant régénéré en réchauffant la solution qui sort du fond de l'absorbeur. Le refroidissement du solvant régénéré est poursuivi dans un autre échangeur par de l'eau de refroidissement

.

La température optimale d'introduction du solvant est déterminée par des considérations économiques en considérant d'une part le coût du liquide de refroidissement et des échangeurs, d'autre part, la réduction de consommation de vapeur de stripping et d'énergie électrique de pompage du solvant et la diminution du coût de la colonne de stripping.

III.4.2 Sur la désorption

Le stripping des gaz dissous se fait d'autant mieux que la température est plus élevée et la pression plus basse.

La température au fond de la colonne doit être la température maximale compatible avec la thermosensibilité des produits et la source de chaleur disponible.

La pression de fonctionnement doit être la plus basse possible.

Cependant on essaie, dans la mesure du possible, de fonctionner à une pression qui puisse :

- Alimenter les appareils en aval sans recomprimer les gaz ;
- Condenser l'entraîneur ou les produits entraînés, ou les deux s'ils sont condensables, avec la source froide dont on dispose.

III.5 Équilibre gaz-liquide ..[8]

Dans un système gaz-liquide en contact s'établit un équilibre macroscopique qui dépend de la nature des phases en contact, de la température et de la pression. Le gaz se dissout dans le liquide jusqu'à ce que la concentration d'équilibre soit atteinte; si la concentration de gaz dissous dans le liquide est supérieure à celle d'équilibre, l'excès de gaz passe en phase gazeuse.

Les lois de Dalton, de Henry et de Raoult s'appliquent à l'étude théorique des équilibres gaz-liquide de certains mélanges particuliers.

Elles relient les pressions partielles du système gaz-liquide à la teneur du gaz dans le solvant ou à sa pression maximale de vapeur.

III.5.1 Loi de Dalton

C'est une loi valable pour les mélanges gazeux parfaits, l'énoncé est le suivant :

La pression partielle du soluté dans le mélange gazeux est égale au produit de sa fraction molaire et la pression totale du mélange :

$$P_{\text{soluté}} = Y'_{\text{soluté}} \times P_{\text{totale}}$$

III.5.2 Loi de Raoult

C'est une loi limite valable pour les mélanges parfaits, c'est-à-dire constitués de corps de structure voisine.

A température constante, pour un gaz en équilibre avec une solution idéale, la pression partielle du soluté dans la phase gazeuse est égale au produit de la pression maximale de vapeur du soluté par son titre molaire dans la solution :

$$P_{\text{soluté}} = X' \times P^{\circ}$$

A l'équilibre la pression partielle du soluté dans la phase liquide sera égale à celle dans la phase gazeuse, cela nous donne la relation suivante :

$$Y'_{\text{soluté}} = P^{\circ} / P_{\text{totale}} \times X' = K \times X'$$

K : le coefficient de partage.

III.5.3 Loi de Henry

Elle s'applique à des solutions très diluées de gaz dans un liquide et à des faibles pressions partielles de gaz, en particulier aux solutés de gaz permanents dans l'eau. On peut l'exprimer de la manière suivante :

A l'équilibre, la pression partielle d'un gaz au-dessus d'un liquide dans lequel le gaz est soluble, est proportionnelle à la teneur du gaz dans le liquide.

Dans ces conditions, la variation de la pression partielle en fonction de la teneur en soluté dans le solvant est une droite. Dans l'absorption, on utilise plutôt les concentrations et les titres molaires, de sorte que l'expression générale de la loi de Henry est :

$$P_{\text{soluté}} = H_c \times C$$

$P_{\text{soluté}}$: pression partielle du soluté dans la phase gazeuse (atm).

C : molarité du soluté dans la phase liquide.

H_c : constante de Henry en atm/molarité.

IV.1 Introduction

Le dioxyde de carbone (appelé parfois, de façon impropre « gaz carbonique ») est un composé chimique composé d'un atome de carbone et de deux atomes d'oxygène et dont la formule brute est : CO_2 .

Le dioxyde de carbone peut se former dans les gisements par dégradation aérobie des débris organiques en cours de sédimentation.

Le dioxyde de carbone existant dans le gaz naturel peut être éliminé par plusieurs procédés, ce présent chapitre résume ces procédés existants.

IV.2 Le dioxyde de carbone dans le gaz naturel

IV.2.1 Le dioxyde de carbone

Le CO_2 est un gaz incolore, inodore et non toxique, qui peut se dissoudre dans l'eau. Sa masse volumique est d'environ 2 grammes par litre, soit une densité 1,5 fois supérieure à celle de l'air. D'un point de vue chimique, le CO_2 appartient à la catégorie des gaz neutres, autrement dit il ne se combine qu'avec un tout petit nombre d'éléments.

L'ensemble de ses propriétés physico-chimiques ainsi que sa saveur aigrelette en font un produit très apprécié dans l'industrie alimentaire : le CO_2 est utilisé pour conserver les produits emballés sous atmosphère contrôlée (chips, cacahuètes...) ou pour gazéifier certaines boissons (eaux minérales, jus de fruits, sodas).

Il est présent dans l'atmosphère dans une proportion approximativement égale à 0,0375 % en volume, dans cette décennie (années 2000), soit 375 ppmv (parties par million en volume). Mais elle augmente rapidement, d'environ 2 ppmv/an, de par les activités humaines de consommation des combustibles fossiles : charbon, pétrole, gaz. C'est un gaz à effet de serre.

IV.2.2 L'acidité du gaz naturel ..[11]

On dit qu'un gaz naturel est acide selon son teneur en CO_2 et en H_2S qu'il contient. Le tableau ci-dessous exprime la classification des gaz selon leur composition :

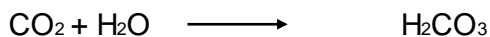
Catégories	Gaz sec non acide (non associé)	Gaz sec acide (non associé)	Gaz humide non acide (associé ou à condensat)	Gaz humide acide (associé ou condensat)
Hydrocarbures	< 10	< 10	> 10	> 10
Hydrogène sulfuré	< 1	> 1	< 1	> 1
Dioxyde de carbone	< 2	> 2	< 2	> 2

Tableau IV.1 : Acidité du gaz naturel (% volumique)

IV.2.3 Les problèmes provoqués par le dioxyde de carbone

a. Corrosion :

- Risque de corrosion des pipes (en présence d'eau libre, il se forme l'acide carbonique qui est corrosif selon la réaction :



- Favorise le moussage et perte effective d'amine.
- Accumulation des produits de corrosion au niveau des équipements d'échange thermique, donc un mauvais transfert de chaleur.
- Augmentation des coûts de filtration dus essentiellement au remplacement fréquent des filtres.
- Érosion au niveau des pipes et des pompes.

b. Risque de solidification dans les procédés cryogéniques

Lors d'une opération de refroidissement d'un gaz naturel contenant du CO_2 , il ya un changement de phase du CO_2 de la phase liquide à la phase solide.

c. Diminution du pouvoir calorifique du gaz

Le dioxyde de carbone est un gaz inerte donc ne fournit pas de chaleur de combustion, par conséquent sa présence dans le gaz naturel diminue son pouvoir calorifique.

IV.3 Les procédés d'absorption de dioxyde de carbone ..[10] [13] [14]

IV.3.1 Séparation par absorption

Il existe un grand nombre de procédés dans l'industrie, chacun ayant un domaine d'application spécifique.

Certains procédés deviennent moins intéressants du point de vue économique (investissements, consommation d'énergie...) pour des débits importants de gaz à traiter.

L'absorption est le procédé le plus utilisé dans le domaine industriel pour la purification et l'élimination des gaz acides.

IV.3.1.1 Description du procédé d'absorption

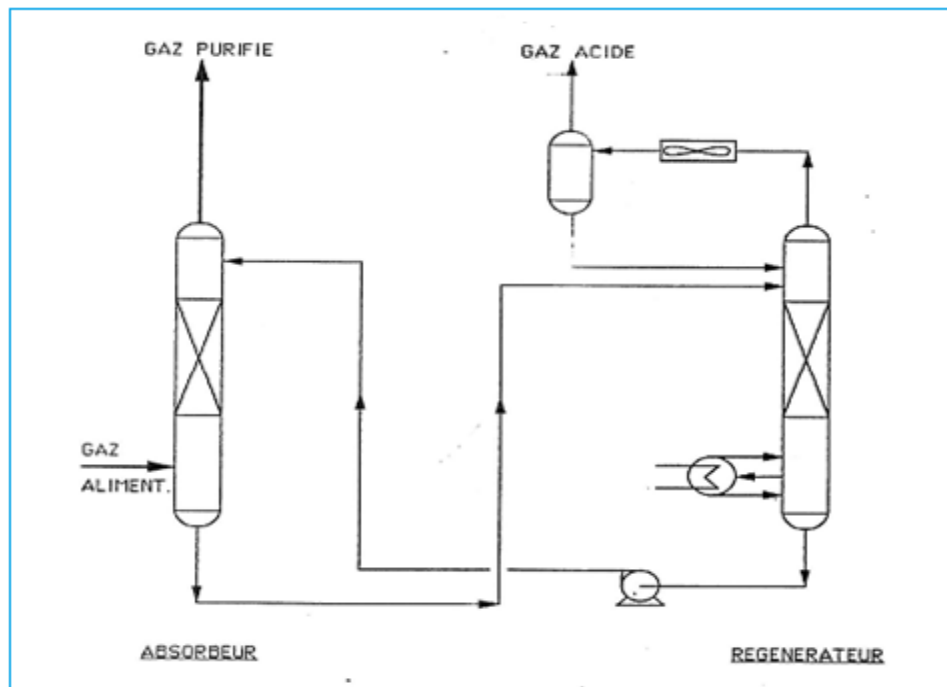


Figure IV 1 : L'installation du procédé d'absorption.

- L'absorbeur fonctionne à haute pression et basse température.
- Le régénérateur fonctionne à basse pression et haute température.

Le choix des conditions opératoires est en fonction de la solubilité des gaz, qui augmentent quand leur pression partielle augmente. On a donc toujours intérêt à faire fonctionner les colonnes d'absorption à la pression la plus haute possible. Ce sera en générale la pression à laquelle le gaz à traiter est disponible.

La solubilité du gaz est d'autant plus grande quand la température du solvant est faible. Par conséquent, dans les installations de traitement de gaz par absorption chimique, il y'a une colonne d'absorption et colonne de régénération, on refroidit toujours le solvant régénéré et en chauffant la solution qui sort en fond de l'absorbeur.

IV.3.1.2 Les différents procédés d'absorption

a. Procédé d'absorption chimique

Les procédés d'absorption chimique sont basés sur la réaction exothermique du solvant avec le CO₂ contenu dans le gaz naturel pour l'éliminer. La plupart de ces réactions chimiques sont réversibles. Dans ce cas, la matière réactive (solvant) élimine le CO₂ dans le contacteur à pression élevée et de préférence à basse température. La réaction est alors inversée par un procédé d'extraction endothermique à haute température et à basse pression. Le procédé d'absorption chimique est appliqué dans le cas où la pression partielle du gaz acide est faible et pour une faible teneur en gaz acide dans le gaz traité. La teneur en eau de la solution minimise l'absorption des hydrocarbures lourds, ce qui rend le solvant chimique le plus adapté pour éliminer les gaz acides d'alimentation riche en hydrocarbures lourds. La majorité des procédés de solvants chimiques utilisent soit une solution d'amine ou une solution de carbonate.

➤ Procédé de carbonate de potassium (solvant inorganique) ..[10]

Le procédé de carbonate utilise du carbonate de potassium (K₂CO₃) pour éliminer le CO₂ du gaz naturel. Cela fonctionne mieux pour une gamme de pression partielle du CO₂ entre 30 à 90 psia.

Généralement le carbonate de potassium chaud est utilisé pour la purification des gaz naturels ayant des teneurs moyennes élevées de gaz acides (de 5 à 35 % en volume).

Les principales réactions dans ce procédé sont :



Ruziska a proposé en 1973 que la réaction ci-dessus se déroule en deux étapes :

- La première étape est l'hydrolyse de carbonate de potassium :



- La deuxième étape comporte la réaction de l'hydroxyde de potassium formé au cours du procédé d'hydrolyse avec du CO_2 pour former le bicarbonate de potassium :



La réaction avec le dioxyde de carbone donne deux parties de bicarbonate de potassium pour chaque partie de carbonate de potassium qui a réagi. Par conséquent, la concentration de la solution du solvant utilisé (K_2CO_3) pour l'enlèvement de CO_2 est contrôlée par la solubilité du bicarbonate de potassium au lieu de la solubilité du carbonate de potassium.

L'absorption par une solution "chaude" de carbonate de potassium permet d'augmenter considérablement la vitesse d'absorption. Dans les procédés actuels, les étapes d'absorption et de régénération sont réalisées à des températures voisines (aux environs de 110 °C). L'augmentation de la température au cours de l'étape d'absorption permet également d'opérer à une concentration plus élevée en carbonate compte tenu de l'augmentation correspondante de solubilité du bicarbonate. Pour cela, on utilise généralement des solutions de carbonate de potassium ayant une concentration entre 20 et 40% en masse.

- **Description du procédé de carbonate de potassium**

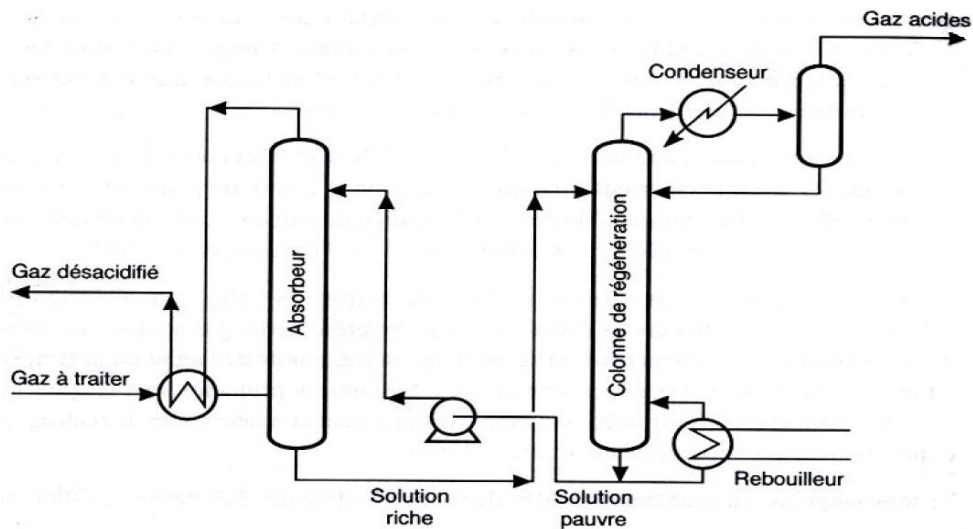


Figure IV.2 : Procédé au carbonate de potassium

Pour le procédé de carbonate, le gaz brut coule à travers un échangeur de chaleur (gaz brut / gaz traité). Le gaz brut chauffé entre par la partie inférieure de l'absorbeur et mis à contre courant avec le carbonate de potassium (chaud et pauvre) pour l'absorption des gaz acides. Le gaz désacidifié sortant en tête de l'absorbeur passe à travers l'échangeur (gaz-gaz). Typiquement, l'absorbeur est exploité à environ 110°C. L'échangeur (gaz brut/gaz traité) est utilisé pour récupérer chaleur et réduire les exigences de l'énergie du système.

Le carbonate de potassium riche en CO₂ sortant du bas de l'absorbeur passe dans le stripper qui fonctionne à environ 120°C pour en débarrasser des gaz acides absorbés.

Le gaz acide sort par la tête du stripper et le solvant régénéré obtenu au fond de la colonne est recyclé vers l'absorbeur.

- **Avantages du procédé**

- L'exigence de vapeur d'eau pour l'installation est faible car l'absorbeur et le désorbeur sont exploités à peu près à la même température (système isotherme).
- La dégradation du solvant est minimale.
- Le solvant chimique utilisé est moins cher.

- **Inconvénients du procédé**

- Le carbonate de potassium provoque la corrosion sous contrainte générale de l'unité.
- Le solvant réagit avec certains inhibiteurs de corrosion et causer l'érosion de l'unité.
- Le moussage et la présence des solides en suspensions sont élevés, ce qui réduit le pouvoir absorbant.

La solution régénérée quittant le régénérateur à sa température de saturation et vaporisé partiellement dans l'aspiration de la pompe, ce qui provoque les vibrations et l'usure excessive des rotors des pompes.

➤ **Procédés amines (solvants organiques) ..[10]**

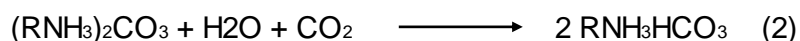
Les alkanolamines sont largement utilisés par rapport aux divers solvants disponibles pour l'élimination du CO₂ dans le flux du gaz naturel.

Les amines agissent par affinité chimique en raison de leur caractère basique. La monoéthanolamine (MEA), la diéthanolamine (DEA), la diglycolamine (DGA), la diisopropanolamine (DIPA) et la méthyl-diéthanolamine (MDEA) sont utilisées pour désacidifier le gaz naturel. Le préfixe "mono", "di" ou "tri" caractérise le degré de substitution autour de l'atome

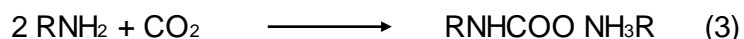
d'azote. Ainsi, R désignant le groupement fonctionnel HO-CH₂-CH₂, la monoéthanolamine a comme formule chimique R-NH₂, la diéthanolamine R₂-NH et la triéthanolamine R₃-N.

Leur réactivité et leur disponibilité à bas coût particulièrement le Monoéthanolamine (MEA) et le Diéthanolamine (DEA). Le principe de l'absorption de CO₂ par solvants amines est expliqué par les équations suivantes : Par exemple, la MEA :

- Formation du carbonate et du bicarbonate:



- Formation du carbamate:



Les réactions (1) et (2) sont lentes. En effet, le dioxyde de carbone doit former avec l'eau de l'acide carbonique (réaction lente) avant de réagir avec l'amine. La réaction (3) qui prédomine dans le cas de la monoéthanolamine est relativement rapide. Par contre, dans le cas des amines tertiaires, la réaction (3) est impossible.

La MEA et la diéthanolamine restent à l'heure actuelle les amines les plus utilisées. D'autres amines introduites plus récemment telles que la diglycolamine DGA, la diisopropanolamine et la méthyl-diéthanolamine, suscitent toutefois un intérêt croissant.

- Les différents solvants amines ..[12] [10]

- **Monoéthanolamine (MEA)**

La concentration de MEA en solution est habituellement environ 10 -20 % en masse. La MEA est très réactive et peut absorber le CO₂ et H₂S simultanément.

La MEA a une pression de vapeur relativement haute causé des pertes plus importantes en comparaison avec d'autres amines. Pour cette raison, il est utilisé pour une purification intensive, le gaz à traité contient des concentrations relativement faibles en H₂S et totalement pauvre en COS ou CS₂ à cause de la réaction irréversible de la MEA avec ces composés.

- **Diéthanolamine (DEA)**

Il aide à surmonter la limitation de la MEA, et peut être utilisé en présence de COS et CS₂. L'application de DEA dans le traitement du gaz naturel a été décrite par Berthier en 1959 (Kohl et Riesenfeld, 1985). Fonctionnant avec des solutions contenant 25 -35 % en masse, le DEA peut être utilisé pour traiter le gaz naturel contenant une teneur élevée en gaz acides.

- **Diglycolamine (DGA)**

Il présente des propriétés similaires avec le monoéthanolamine, mais elle est moins volatile, et donc être utilisé en concentration beaucoup plus élevée (40 - 60%). Cela contribue à réduire la vitesse de circulation, donc d'augmenter la rentabilité du procédé.

- **Diisopropanolamine (DIPA)**

Il est utilisé, en concentration relativement élevée de (30 - 40%) par le Procédé Adip (Shell International Petroleum Company) (Klein, 1970). Cette solution est le plus souvent utilisée dans le traitement de gaz de raffinerie ou un gaz à haute teneur en COS.

- **Méthyl-diéthanolamine (MDEA)**

Permet l'absorption sélective de l'H₂S en présence de CO₂, mais il est efficace pour éliminer le CO₂ à partir de gaz naturel en présence d'additifs (Meisner et le pari, 1983). La plage normale de collecte de gaz acide, mol / mol d'amine (MDEA) est de 0,2 à 0,55 (Perry, 1974).

- Comparaison entre les solvants amines

Amine	Avantages	Inconvénients
MEA	<ul style="list-style-type: none"> - Coût faible - Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur. - Forte réactivité - Faible absorption des hydrocarbures 	<ul style="list-style-type: none"> - Non sélective - Dégradation irréversible en présence de COS, CS₂ - Produits de dégradation sont corrosifs. - Besoins énergétiques élevés durant la régénération. - Pression de vapeur élevée
DEA	<ul style="list-style-type: none"> - Moins corrosive que la MEA - Pression de vapeur plus faible que celle de la MEA - Résistance à la dégradation par COS et CS₂ - Besoins énergétiques moins élevés que MEA 	<ul style="list-style-type: none"> - Réactivité plus faible que MEA - Débit de circulation plus élevé que MEA - Coût du solvant plus important que MEA
DGA	<ul style="list-style-type: none"> - Débit de circulation plus faible que celui de la MEA. - Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur. - Forte réactivité - Capture partielle de COS et CS₂ 	<ul style="list-style-type: none"> - Non sélective - Solubilité élevée des hydrocarbures - Produits de dégradation sont corrosifs. - Besoins énergétiques élevés durant la régénération. - Coût élevé du solvant
DIPA	<ul style="list-style-type: none"> - Certaine sélectivité. - Besoins énergétiques relativement modérés. 	<ul style="list-style-type: none"> - Coût relativement élevé. - Dégradation par COS et CS₂.
MDEA	<ul style="list-style-type: none"> - Sélectivité élevée. - Faible corrosivité et volatilité. - Besoins énergétiques relativement faibles. - Faible dégradation en présence de CO₂ et COS 	<ul style="list-style-type: none"> - Coût le plus élevé. - Réactivité la plus faible.

Tableau IV.2 : Comparaison entre les solvants amines

- Description du procédé

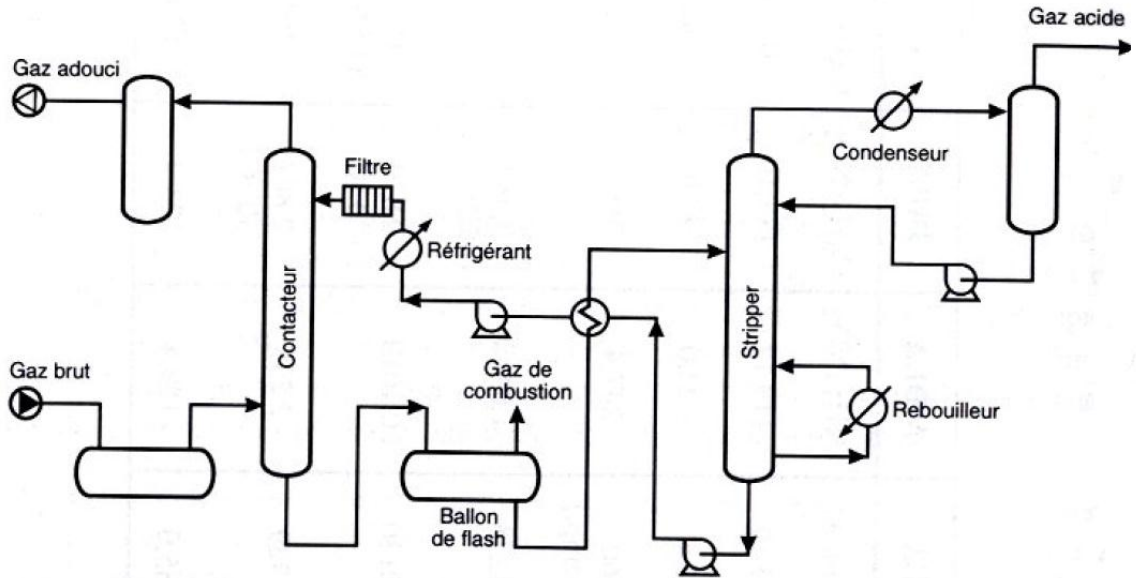


Figure IV.3 : Procédé lavage aux amines

Le gaz brut passe par un séparateur pour enlever tout liquide ou solides d'entraînement. Le gaz acide sort en haut d'un ballon de flash et entre le fond de l'absorbeur en contact à contre-courant avec une solution aqueuse d'amine pauvre. Le gaz purifié quitte la partie supérieure de l'absorbeur. Le flux d'amine pauvre passe à contre-courant avec le gaz acide et absorbe le CO_2 et devient une solution riche. Le solvant riche sortant de la partie inférieure de l'absorbeur est détendu dans un séparateur pour récupérer les hydrocarbures absorbés dans le solvant riche et ensuite passe à travers l'échangeur de chaleur amine-amine puis au désorbeur dans lequel le gaz acide absorbé est enlevé à une haute température et basse pression. Le gaz acide quitte le haut de la colonne de distillation. L'amine pauvre sort du bas du rebouilleur passe à travers l'échangeur de chaleur amine-amine et par un refroidisseur avant d'être introduit vers le haut de l'absorbeur.

L'échangeur de chaleur amine/amine sert de dispositif de conservation de la chaleur. Une partie absorbée du gaz acide est flashé à partir de la solution riche chauffée sur le haut plateau de la colonne de régénération.

Les produits en tête (gaz acide et de la vapeur) passent à travers un condenseur où la vapeur est condensée et refroidie et renvoyée à la partie supérieure de la colonne de régénération comme reflux, tandis que le gaz acide est séparé dans un séparateur.

- **Choix et rôle des équipements** ..[24]

Le principe du choix et le rôle des équipements principaux composant le procédé de lavage aux amines sont les suivant :

- **Conduites**

Des conduites en acier inoxydable à faible teneur en carbone sont utilisées pour toutes parties en contact avec le CO₂ humide.

- **Colonne d'absorption**

Elle a pour but de :

- Mettre en contact l'amine pauvre (régénérée) avec le gaz brut.
- Tout le gaz acide doit être absorbé par la solution d'amine.
- Que le gaz en tête de colonne soit propre.

- **Echangeurs**

La meilleure exploitation du potentiel thermique existant entre la source chaude et la source froide en agençant au mieux la circulation des fluides dans les divers échangeurs dans une usine commence à être étudiée.

La technologie d'échangeurs la plus souvent rencontrée sur les grosses installations sera du type « tube-calandre ». Le matériau utilisé est : cupro –Nickel 0.5% Iron.

- **Colonne de régénération**

Elle a pour but de permettre la mise en contact de la solution d'amine riche avec les vapeurs d'amine arrivant des rebouilleurs.

La vapeur d'amine permet de :

- augmenter la température de l'amine riche
- enlever le gaz acide de la solution d'amine (strip-gas)
- faire monter le gaz acide vers le sommet de la colonne. (le gaz acide chaud quitte la colonne sous forme de vapeur)

L'amine strippée sort du fond de colonne sous forme amine pauvre

- **Ballons**

Il existe deux types de ballon de séparation : le ballon vertical et le ballon horizontal. Les séparateurs peuvent être équipés de demister et de déflecteur.

On opte pour un séparateur vertical si le rapport débit vapeur et débit liquide est élevé, et pour un séparateur horizontal si le rapport de débit vapeur et débit liquide est faible. Donc, on a intérêt à utiliser un séparateur vertical dans le procédé.

- **Filtre**

Les filtres nettoient l'amine pauvre avant de la renvoyer dans la colonne d'absorption. L'amine chargée d'impuretés passe au travers d'un filtre à cartouche (filtrage des particules solides- génératrices de moussage ≥ 50 microns) et d'un filtre à charbon actif (extraction des hydrocarbures). Une périodicité de réfection de la filtration est définie en fonction des analyses de l'amine.

Pour prévenir les moussages, une injection de produit à base de silicones est faite dans l'absorbeur.

b. Procédés d'absorption physique ..[10]

Les procédés de solvants physiques utilisent des solvants organiques pour absorber physiquement les composants du gaz acide plutôt que de réagir chimiquement.

L'élimination du CO₂ par des procédés d'absorption physique est basée sur la solubilité du CO₂ dans le solvant. Cette dernière dépend de la pression partielle et de la température du gaz d'alimentation. Elle est favorisée par une basse température et une pression partielle du CO₂ élevée, dans ces conditions l'élimination complète du gaz acide à partir du gaz naturel est possible. La régénération du solvant peut être obtenue par une pression plus basse (détente successive) ou par entraînement à la vapeur ou un gaz inerte, alors que certains est régénéré par l'abaissement de pression ne nécessitent pas de chaleur (diméthyl éther de Polyéthylène glycol).

La sélection des procédés physiques pour l'élimination de CO₂ à partir du gaz naturel est favorisée dans les conditions suivantes :

- ✓ Le gaz à traiter doit être à une pression relativement élevée;
- ✓ La pression partielle du CO₂ dans la charge d'alimentation doit être de 50 psi ou plus;
- ✓ La concentration des hydrocarbures lourds dans l'alimentation devrait être faible. C'est-à-dire le gaz d'alimentation doit être pauvre en C₅₊;
- ✓ Seulement prélèvements massifs de gaz acide est nécessaire;
- ✓ sélectivité de H₂S/CO₂ recherché.

Il existe différents procédés physiques pour l'élimination de CO_2 à partir du gaz naturel.

Les procédés les plus utilisés sont les suivants :

- Procédé Selexol.
- Procédé Rectisol.
- Procédé Fluor.

Leurs principes sont représentés dans le paragraphe ci-dessous :

Dans le procédé Selexol développé par Allied Chemical Corporation, le solvant utilisé est le diméthyléther de polyéthylène glycol (Johnson et Homme, 1984). La figure (VI.4) présente le principe de fonctionnement du procédé (ATG. 1988).

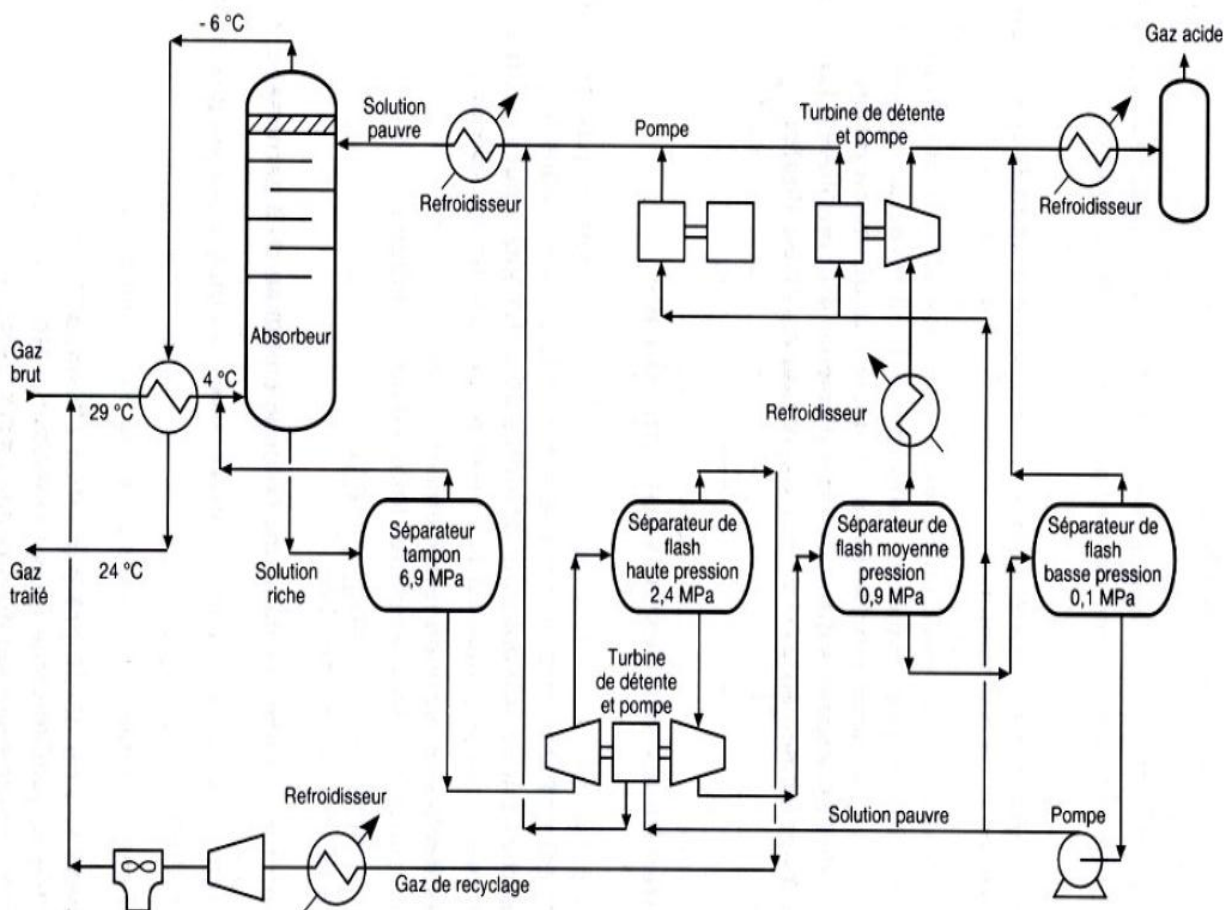


Figure VI.4 : Schéma du principe du procédé Selexol

Le gaz est refroidi avant d'entrer dans l'absorbeur où les gaz acides se solubilisent dans le solvant. Celui-ci est ensuite régénéré dans trois séparateurs successifs opérant à des pressions distinctes. Le gaz sortant du premier séparateur est renvoyé à l'absorbeur car il est riche en méthane. L'énergie libérée par détente de la solution riche est en partie récupérée pour faire circuler le solvant.

Le procédé Rectisol, développé par Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik mbH, met en jeu le méthanol comme solvant. Compte tenu de la forte tension de vapeur du méthanol, l'étape d'absorption est réalisée à basse température (-30 °C à -80 °C).

Ce procédé est surtout adapté au traitement de gaz de synthèse (Weiss, 1988). En présence d'hydrocarbures lourds, l'absorption de ceux-ci dans le méthanol représente un inconvénient du procédé. Le méthanol est également utilisé comme solvant dans le procédé intégré de traitement du gaz naturel développé par l'institut Français du Pétrole.

Le procédé Fluor Solvant, détenu par Fluor Corporation, utilise le carbonate de propylène comme solvant. Il s'agit d'un procédé surtout utilisé pour décarbonater un gaz ayant une teneur élevée en dioxyde de carbone.

➤ **Critères de choix d'un solvant physique**

- Capacité élevée d'absorption du CO₂.
- Faible pression de vapeur.
- faible capacité d'absorption des hydrocarbures.
- Non corrosif.
- Faible viscosité.
- Non réactif avec les composants du gaz.
- Coût raisonnable.

c. Procédés de séparation par un solvant hybridé ..[10]

Les solvants dits « hybrides » utilisés pour l'absorption des gaz acides sont constitués de mélanges de solvant chimique et de solvant physique. L'utilisation de ces mélanges permet de combiner leurs avantages. Ces mélanges peuvent être des solutions aqueuses d'alcanolamines dans lesquels l'eau est remplacée en partie ou complètement par un solvant physique. Certains auteurs, se sont intéressés à démontrer l'avantage de ces solvants hybrides par rapport aux solvants classiques pour l'absorption des gaz acides en considérant soit les études des cinétique d'absorption, soit les mesures de solubilité.

- Le procédé Sulfinol développé par Shell et largement utilisé pour le traitement du gaz naturel, et des gaz de synthèse est un exemple de procédé hybride. Le solvant est un mélange de Sulfolane, d'une alcanolamine la DiIsoPropanolAmine (DIPA) ou la MéthylDiEthanolAmine (MDEA), en solution aqueuse.
- Le mélange sulfolane (40 %) et DIPA (40 %) en solution aqueuse, Sulfinol-D, est préférentiellement utilisé pour une récupération complète d'H₂S et de CO₂. Le mélange sulfolane (22 %) et MDEA (50 %) en solution aqueuse, Sulfinol-M, est utilisé pour une récupération sélective d'H₂S sur CO₂. Les pertes en solvants dues à des dégradations sont faibles avec le Sulfinol-D et les problèmes de corrosion sont rares.
- Le procédé Amisol, a été créé par Lurgi GmbH, il est commercialisé depuis les années 1970 et utilise comme solvant hybride un mélange de méthanol et d'alcanolamine (MEA ou DEA). Ce procédé permet tout aussi bien d'assurer une absorption sélective de H₂S qu'une récupération totale des gaz acides, COS et autres composés organiques soufrés. Il permet d'atteindre des concentrations inférieures à 5 ppm en CO₂ et à 1 ppm en soufre dans le gaz purifié, Kohl et Nielsen (1997).

IV.3.2 Séparation par membrane ..[10]

Les membranes conviennent techniquement et économiquement à une grande gamme de séparation de gaz industriels. Les principes de perméabilité des membranes sont relativement simples ; la conception du procédé concerne essentiellement la tuyauterie et la compression. Bien que cette technologie soit bien établie en tant qu'alternativement attrayant par rapport aux procédés traditionnels, les membranes à forte sélectivités offrent les plus grands avantages en terme de performance et d'économie de système.

Le mécanisme de séparation des gaz est indépendant de la configuration de la membrane. Il est basé sur le principe selon lequel certains gaz traversent plus rapidement que d'autres. Cette différence de vitesse est due à une combinaison de différence de diffusion et de solubilité. Un mélange de deux ou plusieurs gaz de perméabilité différente peut donc être séparé en deux courants, dont l'un est plus riche en constituant ayant la perméabilité la plus élevée, et l'autre plus riche en constituant ayant la perméabilité la plus faible.

Jusqu'à présent, ces installations sont utilisées que pour décarbonater de petites quantités de gaz brut.

IV.3.3 Procédé d'adsorption ..[10]

Le procédé d'adsorption consiste à capter les gaz acides par un adsorbant solide. Les procédés d'élimination se fait soit par réaction chimique ou par liaison ionique du solide des particules avec le gaz acide. Utilisent couramment des procédés d'adsorption, l'oxyde de fer, l'oxyde de zinc et le procédé tamis moléculaire (zéolithes). L'adsorbant est généralement caractérisé par une structure microporeuse qui retient sélectivement les composants à séparer, une fois le lit de la colonne d'adsorption est saturé par le gaz acide, ce derniers est retiré au cours de la régénération par l'écoulement du gaz non corrosif chaud à travers le lit. Parmi les procédés d'adsorption mentionnée ci-dessus le tamis moléculaire est le plus approprié pour l'enlèvement de la petite concentration de CO₂ à partir du gaz naturel.

Le tamis fait usage de la zéolithe cristalline synthétique solide pour éliminer les impuretés du gaz. La structure cristalline crée un grand nombre de charges polaires localisées appelé site actif. La molécule de gaz polaire comme H₂S et H₂O forme une liaison ionique faible avec le site actif. Les molécules non-polaires, tels que les hydrocarbures ne se lie pas au site actif.

Bien que la molécule du dioxyde de carbone est non-polaire et ne se lie pas au site actif, mais en raison de la structure linéaire CO₂, une petite concentration de CO₂ sera piégée dans les pores. Le procédé est donc plus applicable pour les gaz d'alimentation avec une faible teneur en CO₂.

IV.4 Les paramètres considérés pour le choix d'un procédé ..[12] [13]

- Débit, pression, température et composition chimique du gaz brut.
- La pression partielle du CO₂.
- Type et concentration des autres contaminants.
- Spécifications du gaz traité.
- Considérations économique et environnementales.

IV.5 Conclusion

Pour conclure, les procédés applicable pour la décarbonatation sont multiples, selon la composition du gaz et les conditions opératoires, le tableau ci-dessous résume les avantages et les inconvénients des ces procédés.

Procédé	Avantages	Inconvénients
Absorption chimique	<ul style="list-style-type: none"> -Technologie maîtrisée. -Ne nécessite pas une section de déshydratation du gaz brut. 	<ul style="list-style-type: none"> -Perte et dégradation du solvant. -Besoins énergétiques élevés pour régénérer le solvant.
Absorption physique	<ul style="list-style-type: none"> -Nécessite moins d'énergie pour régénérer le solvant. 	<ul style="list-style-type: none"> -Le solvant physique a une affinité vers les hydrocarbures lourds (solubilité des hydrocarbures). -Pression opératoire élevée. -Pression partielle élevée du CO₂.
Absorption par un solvant hybride	<ul style="list-style-type: none"> -Faible besoin en énergie. - Le solvant hybridé n'est pas moussant et non corrosif. -Pouvoir absorbant élevé. 	<ul style="list-style-type: none"> -La Co-absorption élevé des hydrocarbures lourds. -Une installation de récupération est nécessaire pour éliminer les produits oxazolidones, à cause de la réaction secondaire du DIPA avec CO₂.
Adsorption	<ul style="list-style-type: none"> -Disponibilité commerciale 	<ul style="list-style-type: none"> -Faible capacité d'adsorption. -Faible sélectivité des adsorbants actuellement utilisés. -Nécessité d'une section de déshydratation avant la colonne d'adsorption.
Procédé membrane	<ul style="list-style-type: none"> -Peu de maintenance. -Nécessite peu d'espace. 	<ul style="list-style-type: none"> -Perte d'hydrocarbure élevée. -Différence de pression élevée avant et après la membrane.

Tableau IV.3 : Avantages et inconvénients des différents procédés de décarbonatation.

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation dans le complexe gazier d'Alrar

Chapitre IV

Procédés de décarbonatation

IV.1 Introduction

Le dioxyde de carbone (appelé parfois, de façon impropre « gaz carbonique ») est un composé chimique composé d'un atome de carbone et de deux atomes d'oxygène et dont la formule brute est : CO_2 .

Le dioxyde de carbone peut se former dans les gisements par dégradation aérobie des débris organiques en cours de sédimentation.

Le dioxyde de carbone existant dans le gaz naturel peut être éliminé par plusieurs procédés, ce présent chapitre résume ces procédés existants.

IV.2 Le dioxyde de carbone dans le gaz naturel

IV.2.1 Le dioxyde de carbone

Le CO_2 est un gaz incolore, inodore et non toxique, qui peut se dissoudre dans l'eau. Sa masse volumique est d'environ 2 grammes par litre, soit une densité 1,5 fois supérieure à celle de l'air. D'un point de vue chimique, le CO_2 appartient à la catégorie des gaz neutres, autrement dit il ne se combine qu'avec un tout petit nombre d'éléments.

L'ensemble de ses propriétés physico-chimiques ainsi que sa saveur aigrelette en font un produit très apprécié dans l'industrie alimentaire : le CO_2 est utilisé pour conserver les produits emballés sous atmosphère contrôlée (chips, cacahuètes...) ou pour gazéifier certaines boissons (eaux minérales, jus de fruits, sodas).

Il est présent dans l'atmosphère dans une proportion approximativement égale à 0,0375 % en volume, dans cette décennie (années 2000), soit 375 ppmv (parties par million en volume). Mais elle augmente rapidement, d'environ 2 ppmv/an, de par les activités humaines de consommation des combustibles fossiles : charbon, pétrole, gaz. C'est un gaz à effet de serre.

IV.2.2 L'acidité du gaz naturel ..[11]

On dit qu'un gaz naturel est acide selon son teneur en CO_2 et en H_2S qu'il contient. Le tableau ci-dessous exprime la classification des gaz selon leur composition :

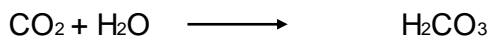
Catégories	Gaz sec non acide (non associé)	Gaz sec acide (non associé)	Gaz humide non acide (associé ou à condensat)	Gaz humide acide (associé ou condensat)
Hydrocarbures	< 10	< 10	> 10	> 10
Hydrogène sulfuré	< 1	> 1	< 1	> 1
Dioxyde de carbone	< 2	> 2	< 2	> 2

Tableau IV.1 : Acidité du gaz naturel (% volumique)

IV.2.3 Les problèmes provoqués par le dioxyde de carbone

a. Corrosion :

- Risque de corrosion des pipes (en présence d'eau libre, il se forme l'acide carbonique qui est corrosif selon la réaction :



- Favorise le moussage et perte effective d'amine.
- Accumulation des produits de corrosion au niveau des équipements d'échange thermique, donc un mauvais transfert de chaleur.
- Augmentation des coûts de filtration dus essentiellement au remplacement fréquent des filtres.
- Érosion au niveau des pipes et des pompes.

b. Risque de solidification dans les procédés cryogéniques

Lors d'une opération de refroidissement d'un gaz naturel contenant du CO_2 , il ya un changement de phase du CO_2 de la phase liquide à la phase solide.

c. Diminution du pouvoir calorifique du gaz

Le dioxyde de carbone est un gaz inerte donc ne fournit pas de chaleur de combustion, par conséquent sa présence dans le gaz naturel diminue son pouvoir calorifique.

IV.3 Les procédés d'absorption de dioxyde de carbone ..[10] [13] [14]

IV.3.1 Séparation par absorption

Il existe un grand nombre de procédés dans l'industrie, chacun ayant un domaine d'application spécifique.

Certains procédés deviennent moins intéressants du point de vue économique (investissements, consommation d'énergie...) pour des débits importants de gaz à traiter.

L'absorption est le procédé le plus utilisé dans le domaine industriel pour la purification et l'élimination des gaz acides.

IV.3.1.1 Description du procédé d'absorption

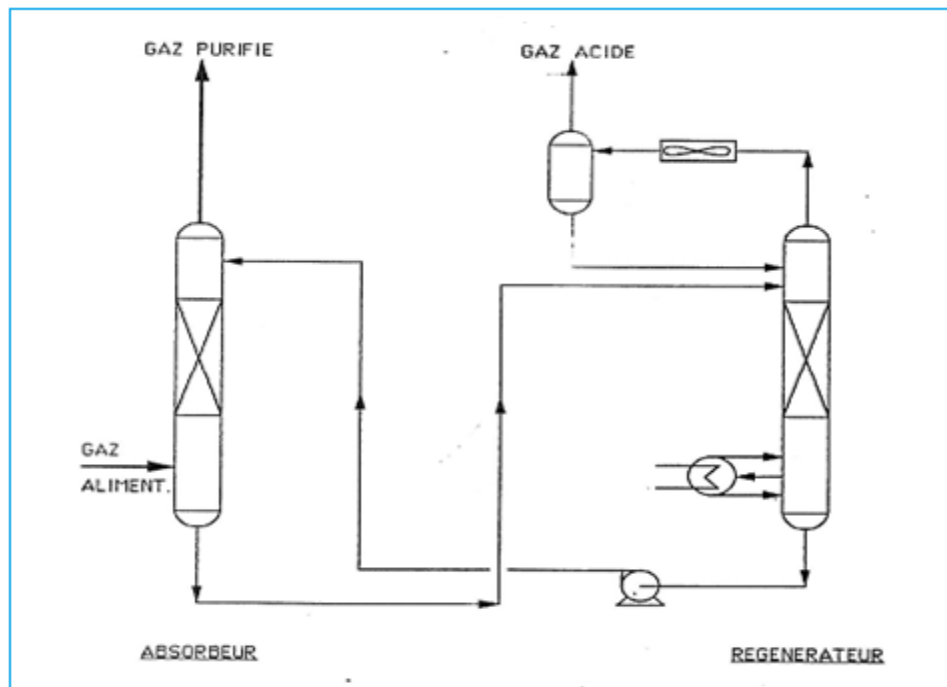


Figure IV 1 : L'installation du procédé d'absorption.

- L'absorbeur fonctionne à haute pression et basse température.
- Le régénérateur fonctionne à basse pression et haute température.

Le choix des conditions opératoires est en fonction de la solubilité des gaz, qui augmentent quand leur pression partielle augmente. On a donc toujours intérêt à faire fonctionner les colonnes d'absorption à la pression la plus haute possible. Ce sera en générale la pression à laquelle le gaz à traiter est disponible.

La solubilité du gaz est d'autant plus grande quand la température du solvant est faible. Par conséquent, dans les installations de traitement de gaz par absorption chimique, il y'a une colonne d'absorption et colonne de régénération, on refroidit toujours le solvant régénéré et en chauffant la solution qui sort en fond de l'absorbeur.

IV.3.1.2 Les différents procédés d'absorption

a. Procédé d'absorption chimique

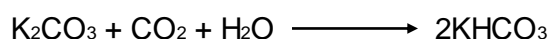
Les procédés d'absorption chimique sont basés sur la réaction exothermique du solvant avec le CO₂ contenu dans le gaz naturel pour l'éliminer. La plupart de ces réactions chimiques sont réversibles. Dans ce cas, la matière réactive (solvant) élimine le CO₂ dans le contacteur à pression élevée et de préférence à basse température. La réaction est alors inversée par un procédé d'extraction endothermique à haute température et à basse pression. Le procédé d'absorption chimique est appliqué dans le cas où la pression partielle du gaz acide est faible et pour une faible teneur en gaz acide dans le gaz traité. La teneur en eau de la solution minimise l'absorption des hydrocarbures lourds, ce qui rend le solvant chimique le plus adapté pour éliminer les gaz acides d'alimentation riche en hydrocarbures lourds. La majorité des procédés de solvants chimiques utilisent soit une solution d'amine ou une solution de carbonate.

➤ Procédé de carbonate de potassium (solvant inorganique) ..[10]

Le procédé de carbonate utilise du carbonate de potassium (K₂CO₃) pour éliminer le CO₂ du gaz naturel. Cela fonctionne mieux pour une gamme de pression partielle du CO₂ entre 30 à 90 psia.

Généralement le carbonate de potassium chaud est utilisé pour la purification des gaz naturels ayant des teneurs moyennes élevées de gaz acides (de 5 à 35 % en volume).

Les principales réactions dans ce procédé sont :



Ruziska a proposé en 1973 que la réaction ci-dessus se déroule en deux étapes :

- La première étape est l'hydrolyse de carbonate de potassium :



- La deuxième étape comporte la réaction de l'hydroxyde de potassium formé au cours du procédé d'hydrolyse avec du CO_2 pour former le bicarbonate de potassium :



La réaction avec le dioxyde de carbone donne deux parties de bicarbonate de potassium pour chaque partie de carbonate de potassium qui a réagi. Par conséquent, la concentration de la solution du solvant utilisé (K_2CO_3) pour l'enlèvement de CO_2 est contrôlée par la solubilité du bicarbonate de potassium au lieu de la solubilité du carbonate de potassium.

L'absorption par une solution "chaude" de carbonate de potassium permet d'augmenter considérablement la vitesse d'absorption. Dans les procédés actuels, les étapes d'absorption et de régénération sont réalisées à des températures voisines (aux environs de 110 °C). L'augmentation de la température au cours de l'étape d'absorption permet également d'opérer à une concentration plus élevée en carbonate compte tenu de l'augmentation correspondante de solubilité du bicarbonate. Pour cela, on utilise généralement des solutions de carbonate de potassium ayant une concentration entre 20 et 40% en masse.

- **Description du procédé de carbonate de potassium**

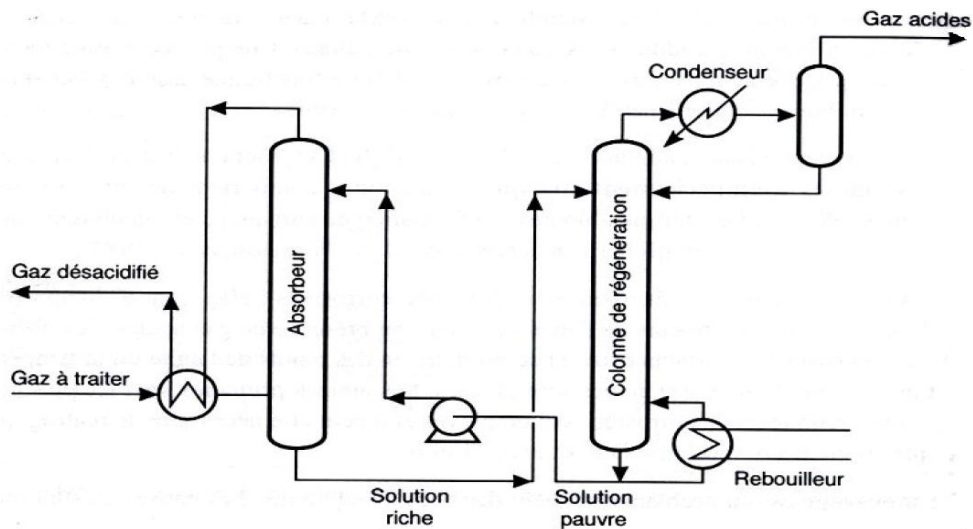


Figure IV.2 : Procédé au carbonate de potassium

Pour le procédé de carbonate, le gaz brut coule à travers un échangeur de chaleur (gaz brut / gaz traité). Le gaz brut chauffé entre par la partie inférieure de l'absorbeur et mis à contre courant avec le carbonate de potassium (chaud et pauvre) pour l'absorption des gaz acides. Le gaz désacidifié sortant en tête de l'absorbeur passe à travers l'échangeur (gaz-gaz). Typiquement, l'absorbeur est exploité à environ 110°C. L'échangeur (gaz brut/gaz traité) est utilisé pour récupérer chaleur et réduire les exigences de l'énergie du système.

Le carbonate de potassium riche en CO₂ sortant du bas de l'absorbeur passe dans le stripper qui fonctionne à environ 120°C pour en débarrasser des gaz acides absorbés.

Le gaz acide sort par la tête du stripper et le solvant régénéré obtenu au fond de la colonne est recyclé vers l'absorbeur.

- **Avantages du procédé**

- L'exigence de vapeur d'eau pour l'installation est faible car l'absorbeur et le désorbeur sont exploités à peu près à la même température (système isotherme).
- La dégradation du solvant est minimale.
- Le solvant chimique utilisé est moins cher.

- **Inconvénients du procédé**

- Le carbonate de potassium provoque la corrosion sous contrainte générale de l'unité.
- Le solvant réagit avec certains inhibiteurs de corrosion et causer l'érosion de l'unité.
- Le moussage et la présence des solides en suspensions sont élevés, ce qui réduit le pouvoir absorbant.

La solution régénérée quittant le régénérateur à sa température de saturation et vaporisé partiellement dans l'aspiration de la pompe, ce qui provoque les vibrations et l'usure excessive des rotors des pompes.

➤ **Procédés amines (solvants organiques) ..[10]**

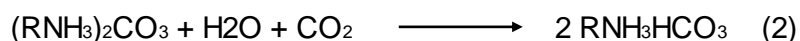
Les alkanolamines sont largement utilisés par rapport aux divers solvants disponibles pour l'élimination du CO₂ dans le flux du gaz naturel.

Les amines agissent par affinité chimique en raison de leur caractère basique. La monoéthanolamine (MEA), la diéthanolamine (DEA), la diglycolamine (DGA), la diisopropanolamine (DIPA) et la méthyl-diéthanolamine (MDEA) sont utilisées pour désacidifier le gaz naturel. Le préfixe "mono", "di" ou "tri" caractérise le degré de substitution autour de l'atome

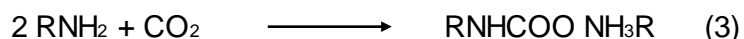
d'azote. Ainsi, R désignant le groupement fonctionnel HO-CH₂-CH₂, la monoéthanolamine a comme formule chimique R-NH₂, la diéthanolamine R₂-NH et la triéthanolamine R₃-N.

Leur réactivité et leur disponibilité à bas coût particulièrement le Monoéthanolamine (MEA) et le Diéthanolamine (DEA). Le principe de l'absorption de CO₂ par solvants amines est expliqué par les équations suivantes : Par exemple, la MEA :

- Formation du carbonate et du bicarbonate:



- Formation du carbamate:



Les réactions (1) et (2) sont lentes. En effet, le dioxyde de carbone doit former avec l'eau de l'acide carbonique (réaction lente) avant de réagir avec l'amine. La réaction (3) qui prédomine dans le cas de la monoéthanolamine est relativement rapide. Par contre, dans le cas des amines tertiaires, la réaction (3) est impossible.

La MEA et la diéthanolamine restent à l'heure actuelle les amines les plus utilisées. D'autres amines introduites plus récemment telles que la diglycolamine DGA, la diisopropanolamine et la méthyl-diéthanolamine, suscitent toutefois un intérêt croissant.

- Les différents solvants amines ..[12] [10]

- **Monoéthanolamine (MEA)**

La concentration de MEA en solution est habituellement environ 10 -20 % en masse. La MEA est très réactive et peut absorber le CO₂ et H₂S simultanément.

La MEA a une pression de vapeur relativement haute causé des pertes plus importantes en comparaison avec d'autres amines. Pour cette raison, il est utilisé pour une purification intensive, le gaz à traité contient des concentrations relativement faibles en H₂S et totalement pauvre en COS ou CS₂ à cause de la réaction irréversible de la MEA avec ces composés.

- **Diéthanolamine (DEA)**

Il aide à surmonter la limitation de la MEA, et peut être utilisé en présence de COS et CS₂. L'application de DEA dans le traitement du gaz naturel a été décrite par Berthier en 1959 (Kohl et Riesenfeld, 1985). Fonctionnant avec des solutions contenant 25 -35 % en masse, le DEA peut être utilisé pour traiter le gaz naturel contenant une teneur élevée en gaz acides.

- **Diglycolamine (DGA)**

Il présente des propriétés similaires avec le monoéthanolamine, mais elle est moins volatile, et donc être utilisé en concentration beaucoup plus élevée (40 - 60%). Cela contribue à réduire la vitesse de circulation, donc d'augmenter la rentabilité du procédé.

- **Diisopropanolamine (DIPA)**

Il est utilisé, en concentration relativement élevée de (30 - 40%) par le Procédé Adip (Shell International Petroleum Company) (Klein, 1970). Cette solution est le plus souvent utilisée dans le traitement de gaz de raffinerie ou un gaz à haute teneur en COS.

- **Méthyl-diéthanolamine (MDEA)**

Permet l'absorption sélective de l'H₂S en présence de CO₂, mais il est efficace pour éliminer le CO₂ à partir de gaz naturel en présence d'additifs (Meisner et le pari, 1983). La plage normale de collecte de gaz acide, mol / mol d'amine (MDEA) est de 0,2 à 0,55 (Perry, 1974).

- Comparaison entre les solvants amines

Amine	Avantages	Inconvénients
MEA	<ul style="list-style-type: none"> - Coût faible - Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur. - Forte réactivité - Faible absorption des hydrocarbures 	<ul style="list-style-type: none"> - Non sélective - Dégradation irréversible en présence de COS, CS₂ - Produits de dégradation sont corrosifs. - Besoins énergétiques élevés durant la régénération. - Pression de vapeur élevée
DEA	<ul style="list-style-type: none"> - Moins corrosive que la MEA - Pression de vapeur plus faible que celle de la MEA - Résistance à la dégradation par COS et CS₂ - Besoins énergétiques moins élevés que MEA 	<ul style="list-style-type: none"> - Réactivité plus faible que MEA - Débit de circulation plus élevé que MEA - Coût du solvant plus important que MEA
DGA	<ul style="list-style-type: none"> - Débit de circulation plus faible que celui de la MEA. - Produits de dégradation peuvent être enlevés par l'utilisation d'un récupérateur. - Forte réactivité - Capture partielle de COS et CS₂ 	<ul style="list-style-type: none"> - Non sélective - Solubilité élevée des hydrocarbures - Produits de dégradation sont corrosifs. - Besoins énergétiques élevés durant la régénération. - Coût élevé du solvant
DIPA	<ul style="list-style-type: none"> - Certaine sélectivité. - Besoins énergétiques relativement modérés. 	<ul style="list-style-type: none"> - Coût relativement élevé. - Dégradation par COS et CS₂.
MDEA	<ul style="list-style-type: none"> - Sélectivité élevée. - Faible corrosivité et volatilité. - Besoins énergétiques relativement faibles. - Faible dégradation en présence de CO₂ et COS 	<ul style="list-style-type: none"> - Coût le plus élevé. - Réactivité la plus faible.

Tableau IV.2 : Comparaison entre les solvants amines

- Description du procédé

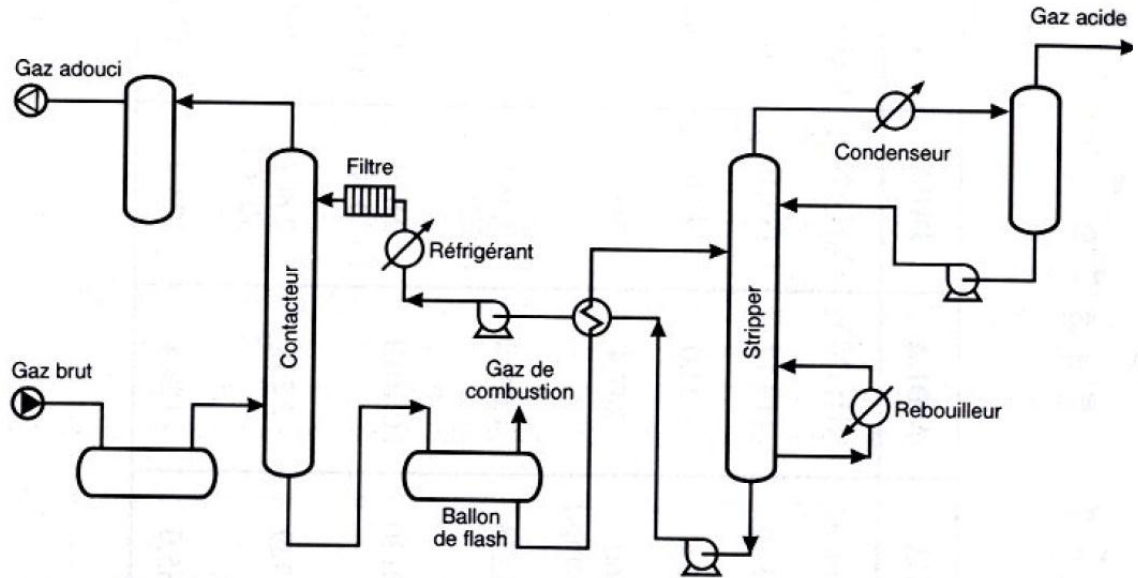


Figure IV.3 : Procédé lavage aux amines

Le gaz brut passe par un séparateur pour enlever tout liquide ou solides d'entraînement. Le gaz acide sort en haut d'un ballon de flash et entre le fond de l'absorbeur en contact à contre-courant avec une solution aqueuse d'amine pauvre. Le gaz purifié quitte la partie supérieure de l'absorbeur. Le flux d'amine pauvre passe à contre-courant avec le gaz acide et absorbe le CO_2 et devient une solution riche. Le solvant riche sortant de la partie inférieure de l'absorbeur est détendu dans un séparateur pour récupérer les hydrocarbures absorbés dans le solvant riche et ensuite passe à travers l'échangeur de chaleur amine-amine puis au désorbeur dans lequel le gaz acide absorbé est enlevé à une haute température et basse pression. Le gaz acide quitte le haut de la colonne de distillation. L'amine pauvre sort du bas du rebouilleur passe à travers l'échangeur de chaleur amine-amine et par un refroidisseur avant d'être introduit vers le haut de l'absorbeur.

L'échangeur de chaleur amine/amine sert de dispositif de conservation de la chaleur. Une partie absorbée du gaz acide est flashé à partir de la solution riche chauffée sur le haut plateau de la colonne de régénération.

Les produits en tête (gaz acide et de la vapeur) passent à travers un condenseur où la vapeur est condensée et refroidie et renvoyée à la partie supérieure de la colonne de régénération comme reflux, tandis que le gaz acide est séparé dans un séparateur.

- **Choix et rôle des équipements** ..[24]

Le principe du choix et le rôle des équipements principaux composant le procédé de lavage aux amines sont les suivant :

- **Conduites**

Des conduites en acier inoxydable à faible teneur en carbone sont utilisées pour toutes parties en contact avec le CO₂ humide.

- **Colonne d'absorption**

Elle a pour but de :

- Mettre en contact l'amine pauvre (régénérée) avec le gaz brut.
- Tout le gaz acide doit être absorbé par la solution d'amine.
- Que le gaz en tête de colonne soit propre.

- **Echangeurs**

La meilleure exploitation du potentiel thermique existant entre la source chaude et la source froide en agençant au mieux la circulation des fluides dans les divers échangeurs dans une usine commence à être étudiée.

La technologie d'échangeurs la plus souvent rencontrée sur les grosses installations sera du type « tube-calandre ». Le matériau utilisé est : cupro –Nickel 0.5% Iron.

- **Colonne de régénération**

Elle a pour but de permettre la mise en contact de la solution d'amine riche avec les vapeurs d'amine arrivant des rebouilleurs.

La vapeur d'amine permet de :

- augmenter la température de l'amine riche
- enlever le gaz acide de la solution d'amine (strip-gas)
- faire monter le gaz acide vers le sommet de la colonne. (le gaz acide chaud quitte la colonne sous forme de vapeur)

L'amine strippée sort du fond de colonne sous forme amine pauvre

- **Ballons**

Il existe deux types de ballon de séparation : le ballon vertical et le ballon horizontal. Les séparateurs peuvent être équipés de demister et de déflecteur.

On opte pour un séparateur vertical si le rapport débit vapeur et débit liquide est élevé, et pour un séparateur horizontal si le rapport de débit vapeur et débit liquide est faible. Donc, on a intérêt à utiliser un séparateur vertical dans le procédé.

- **Filtre**

Les filtres nettoient l'amine pauvre avant de la renvoyer dans la colonne d'absorption. L'amine chargée d'impuretés passe au travers d'un filtre à cartouche (filtrage des particules solides- génératrices de moussage ≥ 50 microns) et d'un filtre à charbon actif (extraction des hydrocarbures). Une périodicité de réfection de la filtration est définie en fonction des analyses de l'amine.

Pour prévenir les moussages, une injection de produit à base de silicones est faite dans l'absorbeur.

b. Procédés d'absorption physique ..[10]

Les procédés de solvants physiques utilisent des solvants organiques pour absorber physiquement les composants du gaz acide plutôt que de réagir chimiquement.

L'élimination du CO₂ par des procédés d'absorption physique est basée sur la solubilité du CO₂ dans le solvant. Cette dernière dépend de la pression partielle et de la température du gaz d'alimentation. Elle est favorisée par une basse température et une pression partielle du CO₂ élevée, dans ces conditions l'élimination complète du gaz acide à partir du gaz naturel est possible. La régénération du solvant peut être obtenue par une pression plus basse (détente successive) ou par entraînement à la vapeur ou un gaz inerte, alors que certains est régénéré par l'abaissement de pression ne nécessitent pas de chaleur (diméthyl éther de Polyéthylène glycol).

La sélection des procédés physiques pour l'élimination de CO₂ à partir du gaz naturel est favorisée dans les conditions suivantes :

- ✓ Le gaz à traiter doit être à une pression relativement élevée;
- ✓ La pression partielle du CO₂ dans la charge d'alimentation doit être de 50 psi ou plus;
- ✓ La concentration des hydrocarbures lourds dans l'alimentation devrait être faible. C'est-à-dire le gaz d'alimentation doit être pauvre en C₅₊;
- ✓ Seulement prélèvements massifs de gaz acide est nécessaire;
- ✓ sélectivité de H₂S/CO₂ recherché.

Il existe différents procédés physiques pour l'élimination de CO₂ à partir du gaz naturel.

Les procédés les plus utilisés sont les suivants :

- Procédé Selexol.
- Procédé Rectisol.
- Procédé Fluor.

Leurs principes sont représentés dans le paragraphe ci-dessous :

Dans le procédé Selexol développé par Allied Chemical Corporation, le solvant utilisé est le diméthyléther de polyéthylène glycol (Johnson et Homme, 1984). La figure (VI.4) présente le principe de fonctionnement du procédé (ATG. 1988).

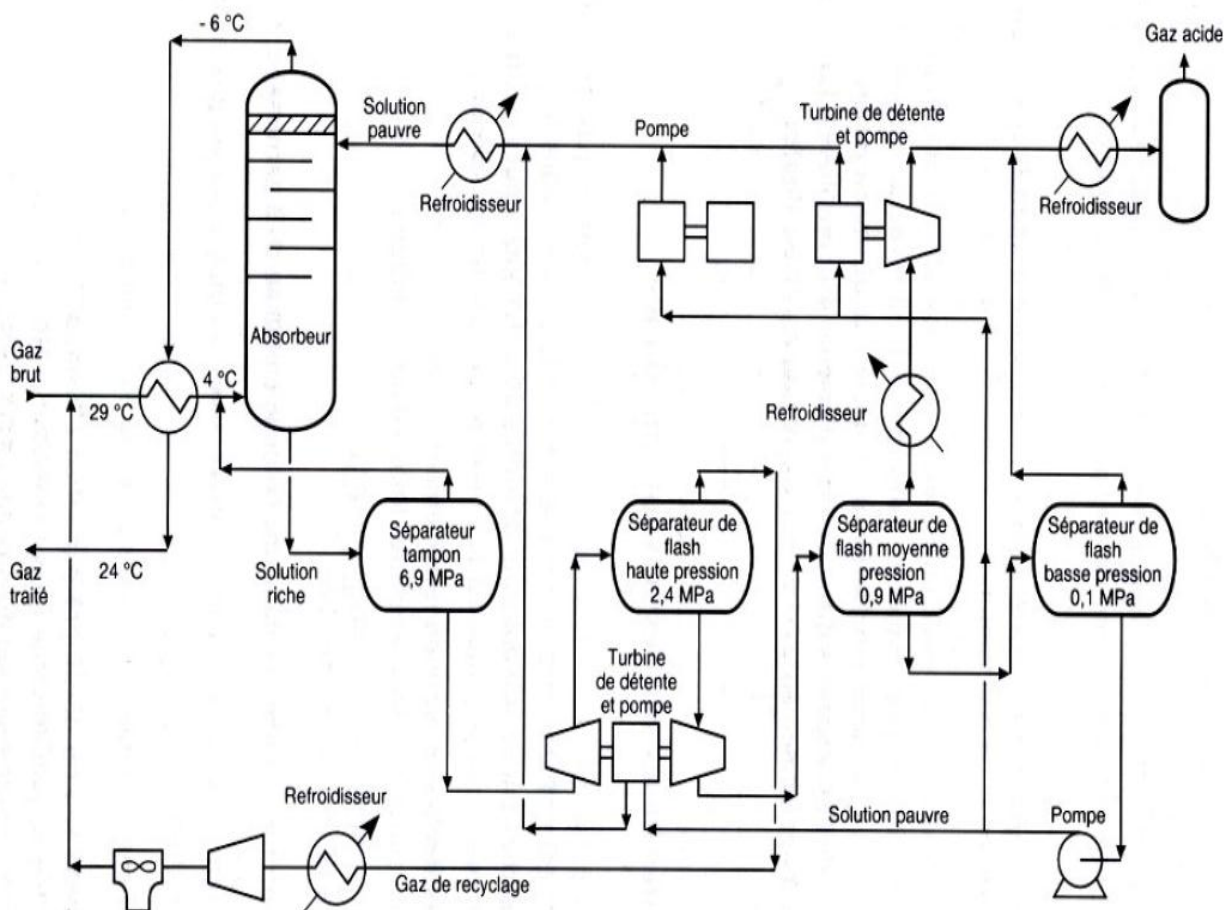


Figure VI.4 : Schéma du principe du procédé Selexol

Le gaz est refroidi avant d'entrer dans l'absorbeur où les gaz acides se solubilisent dans le solvant. Celui-ci est ensuite régénéré dans trois séparateurs successifs opérant à des pressions distinctes. Le gaz sortant du premier séparateur est renvoyé à l'absorbeur car il est riche en méthane. L'énergie libérée par détente de la solution riche est en partie récupérée pour faire circuler le solvant.

Le procédé Rectisol, développé par Lurgi Gesellschaft für Wärmetechnik mbH, met en jeu le méthanol comme solvant. Compte tenu de la forte tension de vapeur du méthanol, l'étape d'absorption est réalisée à basse température (-30 °C à -80 °C).

Ce procédé est surtout adapté au traitement de gaz de synthèse (Weiss, 1988). En présence d'hydrocarbures lourds, l'absorption de ceux-ci dans le méthanol représente un inconvénient du procédé. Le méthanol est également utilisé comme solvant dans le procédé intégré de traitement du gaz naturel développé par l'institut Français du Pétrole.

Le procédé Fluor Solvant, détenu par Fluor Corporation, utilise le carbonate de propylène comme solvant. Il s'agit d'un procédé surtout utilisé pour décarbonater un gaz ayant une teneur élevée en dioxyde de carbone.

➤ **Critères de choix d'un solvant physique**

- Capacité élevée d'absorption du CO₂.
- Faible pression de vapeur.
- faible capacité d'absorption des hydrocarbures.
- Non corrosif.
- Faible viscosité.
- Non réactif avec les composants du gaz.
- Coût raisonnable.

c. Procédés de séparation par un solvant hybridé ..[10]

Les solvants dits « hybrides » utilisés pour l'absorption des gaz acides sont constitués de mélanges de solvant chimique et de solvant physique. L'utilisation de ces mélanges permet de combiner leurs avantages. Ces mélanges peuvent être des solutions aqueuses d'alcanolamines dans lesquels l'eau est remplacée en partie ou complètement par un solvant physique. Certains auteurs, se sont intéressés à démontrer l'avantage de ces solvants hybrides par rapport aux solvants classiques pour l'absorption des gaz acides en considérant soit les études des cinétique d'absorption, soit les mesures de solubilité.

- Le procédé Sulfinol développé par Shell et largement utilisé pour le traitement du gaz naturel, et des gaz de synthèse est un exemple de procédé hybride. Le solvant est un mélange de Sulfolane, d'une alcanolamine la DiIsoPropanolAmine (DIPA) ou la MéthylDiEthanolAmine (MDEA), en solution aqueuse.
- Le mélange sulfolane (40 %) et DIPA (40 %) en solution aqueuse, Sulfinol-D, est préférentiellement utilisé pour une récupération complète d'H₂S et de CO₂. Le mélange sulfolane (22 %) et MDEA (50 %) en solution aqueuse, Sulfinol-M, est utilisé pour une récupération sélective d'H₂S sur CO₂. Les pertes en solvants dues à des dégradations sont faibles avec le Sulfinol-D et les problèmes de corrosion sont rares.
- Le procédé Amisol, a été créé par Lurgi GmbH, il est commercialisé depuis les années 1970 et utilise comme solvant hybride un mélange de méthanol et d'alcanolamine (MEA ou DEA). Ce procédé permet tout aussi bien d'assurer une absorption sélective de H₂S qu'une récupération totale des gaz acides, COS et autres composés organiques soufrés. Il permet d'atteindre des concentrations inférieures à 5 ppm en CO₂ et à 1 ppm en soufre dans le gaz purifié, Kohl et Nielsen (1997).

IV.3.2 Séparation par membrane ..[10]

Les membranes conviennent techniquement et économiquement à une grande gamme de séparation de gaz industriels. Les principes de perméabilité des membranes sont relativement simples ; la conception du procédé concerne essentiellement la tuyauterie et la compression. Bien que cette technologie soit bien établie en tant qu'alternativement attrayant par rapport aux procédés traditionnels, les membranes à forte sélectivités offrent les plus grands avantages en terme de performance et d'économie de système.

Le mécanisme de séparation des gaz est indépendant de la configuration de la membrane. Il est basé sur le principe selon lequel certains gaz traversent plus rapidement que d'autres. Cette différence de vitesse est due à une combinaison de différence de diffusion et de solubilité. Un mélange de deux ou plusieurs gaz de perméabilité différente peut donc être séparé en deux courants, dont l'un est plus riche en constituant ayant la perméabilité la plus élevée, et l'autre plus riche en constituant ayant la perméabilité la plus faible.

Jusqu'à présent, ces installations sont utilisées que pour décarbonater de petites quantités de gaz brut.

IV.3.3 Procédé d'adsorption ..[10]

Le procédé d'adsorption consiste à capter les gaz acides par un adsorbant solide. Les procédés d'élimination se fait soit par réaction chimique ou par liaison ionique du solide des particules avec le gaz acide. Utilisent couramment des procédés d'adsorption, l'oxyde de fer, l'oxyde de zinc et le procédé tamis moléculaire (zéolithes). L'adsorbant est généralement caractérisé par une structure microporeuse qui retient sélectivement les composants à séparer, une fois le lit de la colonne d'adsorption est saturé par le gaz acide, ce derniers est retiré au cours de la régénération par l'écoulement du gaz non corrosif chaud à travers le lit. Parmi les procédés d'adsorption mentionnée ci-dessus le tamis moléculaire est le plus approprié pour l'enlèvement de la petite concentration de CO₂ à partir du gaz naturel.

Le tamis fait usage de la zéolithe cristalline synthétique solide pour éliminer les impuretés du gaz. La structure cristalline crée un grand nombre de charges polaires localisées appelé site actif. La molécule de gaz polaire comme H₂S et H₂O forme une liaison ionique faible avec le site actif. Les molécules non-polaires, tels que les hydrocarbures ne se lie pas au site actif.

Bien que la molécule du dioxyde de carbone est non-polaire et ne se lie pas au site actif, mais en raison de la structure linéaire CO₂, une petite concentration de CO₂ sera piégée dans les pores. Le procédé est donc plus applicable pour les gaz d'alimentation avec une faible teneur en CO₂.

IV.4 Les paramètres considérés pour le choix d'un procédé ..[12] [13]

- Débit, pression, température et composition chimique du gaz brut.
- La pression partielle du CO₂.
- Type et concentration des autres contaminants.
- Spécifications du gaz traité.
- Considérations économique et environnementales.

IV.5 Conclusion

Pour conclure, les procédés applicable pour la décarbonatation sont multiples, selon la composition du gaz et les conditions opératoires, le tableau ci-dessous résume les avantages et les inconvénients des ces procédés.

Procédé	Avantages	Inconvénients
Absorption chimique	<ul style="list-style-type: none"> -Technologie maîtrisée. -Ne nécessite pas une section de déshydratation du gaz brut. 	<ul style="list-style-type: none"> -Perte et dégradation du solvant. -Besoins énergétiques élevés pour régénérer le solvant.
Absorption physique	<ul style="list-style-type: none"> -Nécessite moins d'énergie pour régénérer le solvant. 	<ul style="list-style-type: none"> -Le solvant physique a une affinité vers les hydrocarbures lourds (solubilité des hydrocarbures). -Pression opératoire élevée. -Pression partielle élevée du CO₂.
Absorption par un solvant hybride	<ul style="list-style-type: none"> -Faible besoin en énergie. - Le solvant hybridé n'est pas moussant et non corrosif. -Pouvoir absorbant élevé. 	<ul style="list-style-type: none"> -La Co-absorption élevée des hydrocarbures lourds. -Une installation de récupération est nécessaire pour éliminer les produits oxazolidones, à cause de la réaction secondaire du DIPA avec CO₂.
Adsorption	<ul style="list-style-type: none"> -Disponibilité commerciale 	<ul style="list-style-type: none"> -Faible capacité d'adsorption. -Faible sélectivité des adsorbants actuellement utilisés. -Nécessité d'une section de déshydratation avant la colonne d'adsorption.
Procédé membrane	<ul style="list-style-type: none"> -Peu de maintenance. -Nécessite peu d'espace. 	<ul style="list-style-type: none"> -Perte d'hydrocarbure élevée. -Différence de pression élevée avant et après la membrane.

Tableau IV.3 : Avantages et inconvénients des différents procédés de décarbonatation.

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation dans le complexe gazier d'Alrar

Chapitre V

Décarbonatation par la MEA

V.1 Choix du procédé

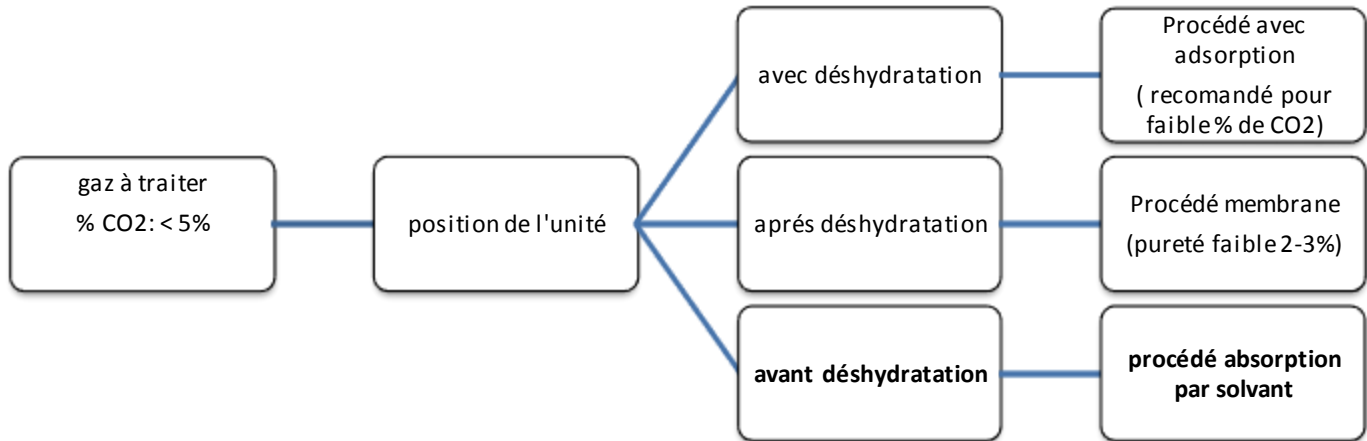


Figure V.1 Schéma comparatif pour le choix du procédé d'extraction du CO₂ du gaz d'Alrar

Le choix du procédé de décarbonatation est surtout dicté par des considérations thermiques et économiques.

D'une manière générale, les solvants utilisés dans l'absorption doivent être dans la mesure des possibles, thermiquement stables, peu volatiles, pas chers, non toxiques, non corrosifs, et non inflammables. Ils doivent être en plus sélectifs et facilement séparables des constituants entraînés.

En plus de cela, les solvants ne doivent pas être visqueux et ne doivent pas produire des mousses, afin d'avoir une grande capacité d'absorption et une facilité de régénération.

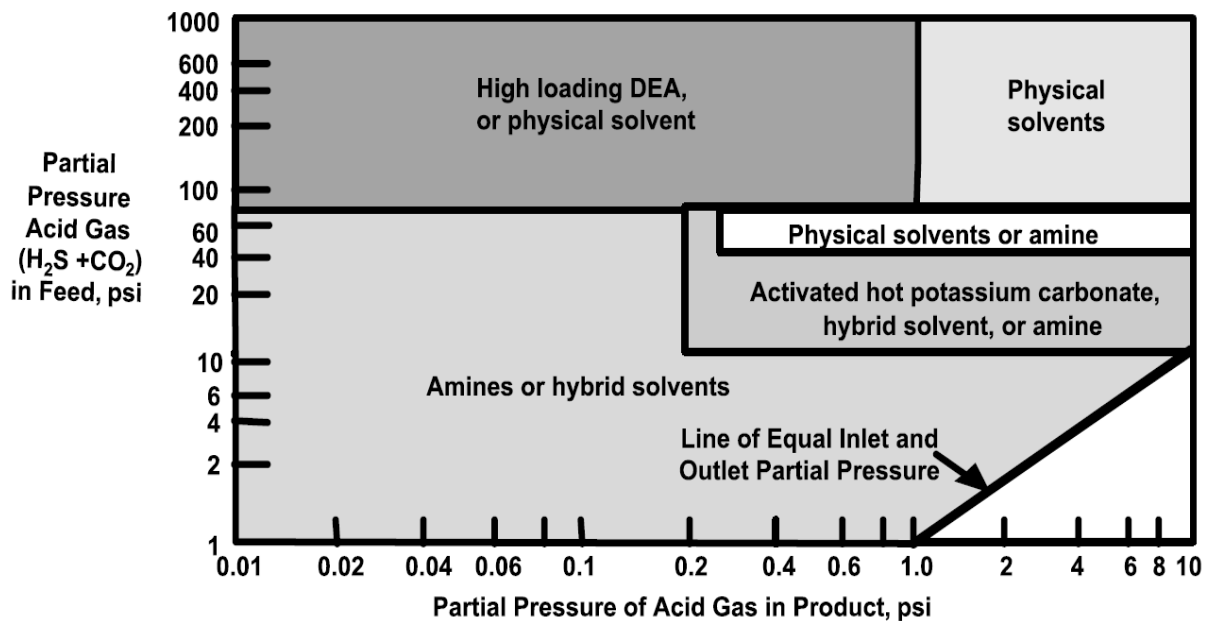


Figure V.2 : Diagramme de sélection du type du solvant utilisé pour la décarbonatation

Selon le schéma précédent, la figure V.1 et après une étude comparative, le procédé choisi est la décarbonatation par absorption chimique en utilisant un alcanolamine comme solvants.

➤ **Justification du choix**

On a choisi la décarbonatation par absorption chimique (solvant : solution amine) pour les raisons suivants :

- ✓ La concentration du CO₂ dans le gaz brut est relativement faible (4% dans notre cas), avec la présence des hydrocarbures lourds, les amines sont considérés les plus recommandés dans ce cas là (Tennyson et al, 1977).
- ✓ Les amines sont les moins corrosifs parmi les absorbants utilisés, ils sont parfois utilisés comme des inhibiteurs de corrosion, ils sont un peu corrosifs en présence de CO₂ à haute température.
- ✓ Les amines peuvent traiter le gaz naturel jusqu'à de très faibles teneurs en CO₂.

Une fois qu'une solution d'alcanolamine a été identifiée comme étant de choix, la sélection de la solution de procédé appropriée dépend surtout des points suivants :

- Pression et température du gaz à traiter.
- La composition.
- Degré de pureté.

Le meilleur choix du solvant le plus adapté à ce procédé est le monoéthanolamine car :

- ✓ le monoéthanolamine est caractérisé par sa faible absorption des hydrocarbures, sachant que le gaz à traiter est un gaz à condensat, la MEA reste le meilleur choix.
- ✓ la teneur de gaz acide dans la charge est relativement faible (4,18%).
- ✓ la charge ne contient pas de COS et CS₂, d'où, l'absence du phénomène de dégradation de MEA.
- ✓ la MEA est caractérisée par sa forte réactivité.
- ✓ il est utilisé à des concentrations plus faibles (15 à 25%), d'où il est le plus rentable du point de vue économique.

La MEA comme tous les éthanolamines sont des absorbants utilisés pour éliminer le dioxyde de carbone (CO₂) du gaz naturel. A la température ambiante, les éthanolamines sont des liquides visqueux et incolores ou des solides cristallins qui ont une odeur légèrement aminée, elles sont hygroscopiques et miscibles à l'eau en toute proportion.

V.2 Propriétés de la MEA ..[15] [16]

V.2.2 Propriétés physiques

Ses principales caractéristiques physiques sont :

État physique	Liquide
Couleur	Incolore
Odeur	Ammoniacale
Masse molaire	61,08 g/mole
Point de fusion	10,03°C
Point d'ébullition	170,5°C (à 1 atm)
Densité (D_4^{20})	1,018
Tension de vapeur	0,5 KPa à 20°C 0,78 KPa à 60°C 2,6 KPa à 80°C
Point d'éclair	85°C en coupelle fermée 93°C en coupelle ouverte
Limites d'explosivité dans l'air (% vol)	Limite inférieure 5,5% Limite supérieure 17%
Température d'auto-inflammation	780°C
Viscosité (cst)	24 à 20°C
Limite d'explosivité dans l'air (% en volume)	Limite inférieure : 5,5% Limite supérieure : 17%

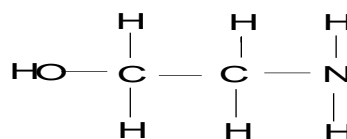
Tableau v.1 : Propriétés physiques de MEA.

La MEA est un liquide légèrement visqueux et de faible volatilité. Elle est complètement miscible dans l'eau à 20°C mais peu soluble dans les hydrocarbures.

V.2.1 Propriétés chimiques

La Monoéthanolamine est obtenue par fixation d'une molécule d'Oxyde d'Éthylène sur l'ammoniac.

La formule structurale de la MEA est :



La MEA est un composé mixte qui possède à la fois les propriétés des alcools primaires et des amines primaires, mais réagit plutôt comme ces derniers. Elle possède de fortes propriétés basiques ($pH=12,05$) à une température ambiante. La présence du groupe hydroxyde (OH) et d'un groupe aminé donnent au composé les caractéristiques nécessaires qui le rend adéquat à l'élimination des gaz acides, le groupe hydroxyde permet de réduire la tension de vapeur et augmente la solubilité dans l'eau, et le groupe amine fournit l'alcalinité nécessaire dans les solutions aqueuses pour permettre l'absorption des solutions acides. Cela se fait en donnant des sels avec les acides minéraux ou organiques, et la réaction est exothermique.

V.3 Utilisation de la solution MEA

La MEA est utilisée dans différents domaines, et on peut citer :

- Absorbante des gaz acides (notamment H_2S , SO_2 et CO_2), pour l'épuration de gaz naturel, de cokéfaction, de raffinerie, et les sels formés sont hydrosolubles et dissociables par la chaleur.
- Matière première pour la préparation d'agents tensio-actifs, de savons ou d'émulsifiants pour lubrifiants, produits d'entretien, cosmétiques ...
- Matière première pour la préparation des catalyseurs pour résines synthétiques, de plastifiants, et des produits pharmaceutiques.

V.4 Problèmes rencontrés dans l'unité de décarbonatation par MEA ..[16]

L'utilisation de la solution de MEA dans le procédé de décarbonatation du gaz naturel peut provoquer de sérieux problèmes.

Ces problèmes peuvent avoir des répercussions nuisibles sur le traitement ultérieur du gaz, par conséquent le rendement globale de l'unité accuse une baisse relativement importante.

Les problèmes les plus importants rencontrés dans cette section sont comme suit :

V.4.1 Problèmes de dégradation de la MEA

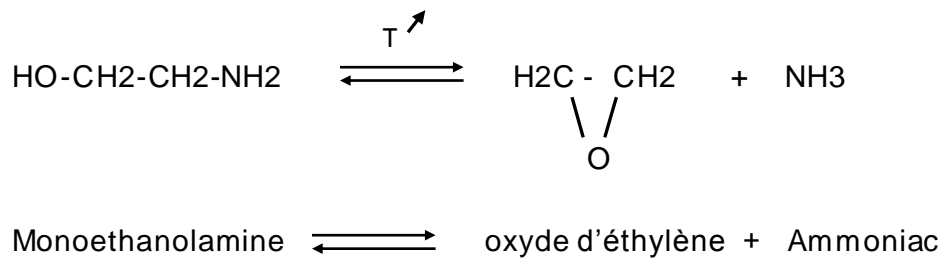
Sa dégradation peut entraîner une mauvaise absorption du CO_2 . Les produits formés lors de la dégradation de la MEA sont généralement moins volatils et peuvent être séparés de la solution par vaporisation.

Cette dégradation est due aux facteurs suivants :

V.4.2 Dégradation thermique

Elle est définie comme étant une destruction d'ordre chimique ou thermique de la MEA et cela sous l'effet de la chaleur excessive, ce qui conduit à la formation des produits de dégradation ou des sels thermiquement stables.

A haute température la MEA se décompose selon la réaction :



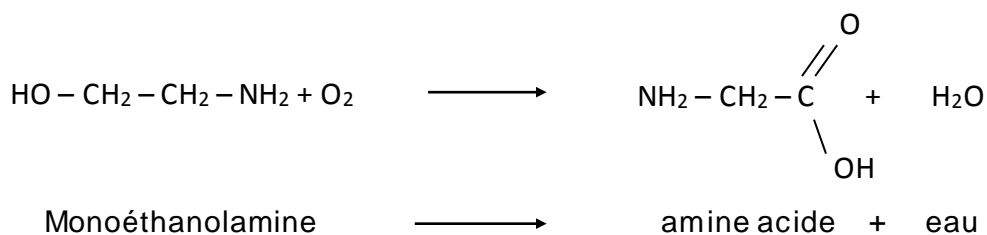
La vitesse de la réaction de décomposition est assez sensible à partir de 130°C, 180°C, la décomposition de la MEA est instantanée.

Les produits de décomposition, en particulier l'oxyde d'éthylène sont extrêmement réactifs.

V.4.3 Dégradation par formation de produits non régénérables

➤ Réaction avec l'oxygène

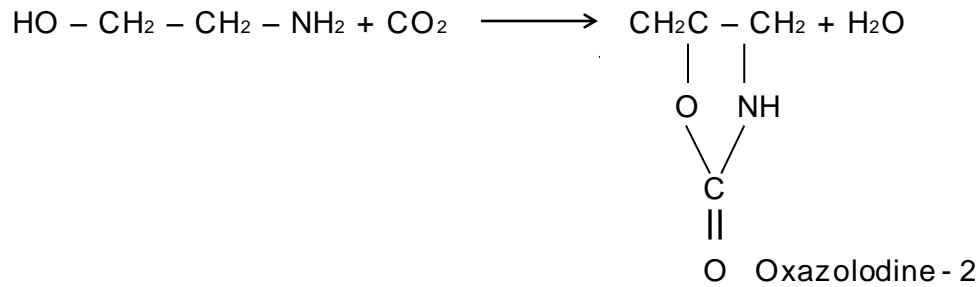
Au contact de l'air la MEA s'oxyde rapidement pour former des produits organiques corrosifs et pouvant même entamer le problème de moussage, selon la réaction suivante :



L'amine acide formée peut aussi se polycondenser et donne des polymères.

➤ Réaction avec le dioxyde de carbone

En plus de la réaction de la MEA avec le CO₂ donnant des produits régénérables, la MEA réagit aussi avec le CO₂ de façon irréversible et cette réaction est très lente, s'effectue de la manière suivante :

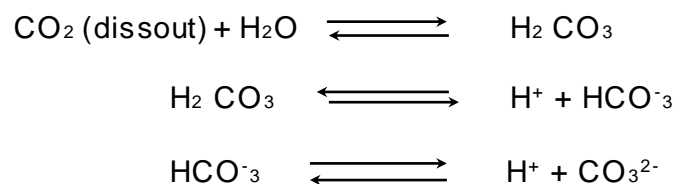


V.4.4 Problèmes de corrosion

La corrosion est considérée comme le problème le plus grave touchant les unités à monoéthanolamine (décarbonatation), l'étendue de cette corrosion dépend d'un certain nombre de facteurs tel que : le type d'amine, la nature des contaminants, la charge de la solution, les pressions et les températures qui règnent dans les différentes parties du système.

➤ Corrosion par gaz acides

L'absorbant est constitué d'une solution aqueuse de MEA, le gaz carbonique sous pression est diffusé de la phase gazeuse vers la phase liquide à la présence de H₂O. Le CO₂ réagit avec l'eau et forme l'acide carbonique suivant la réaction :



La présence de cet acide en solution dans la MEA fait de cette solution une substance agressive vis à vis des métaux des différents équipements.

➤ Corrosion par des amines

Les produits de dégradation des solvants sont les agents de corrosion les plus puissantes, ces produits résultent de la réaction irréversible entre certains constituants du gaz naturel et de la solution d'amine.

L'utilisation de la solution monoéthanolamine à forte concentration provoque l'augmentation de la température de la boucle d'absorption suite à une mauvaise évacuation de la chaleur dégagée par l'effet thermique de l'absorption suite à un faible débit de la solution MEA en circulation.

V.4.5 Problèmes de moussage ..[17] [19]

La formation de mousse peut être due à un changement trop rapide du débit de la solution ou bien à l'accumulation d'impuretés dans le système, les acides organiques dans le gaz, les inhibiteurs de corrosion, les produits de dégradation et l'eau d'appoint ayant une teneur élevée en matière minérale.

Le moussage peut réduire le débit des installations, augmenter les pertes d'amines, empêcher une régénération adéquate et affecter l'efficacité de l'adoucissement.

Lorsqu'une couche de mousse stable se constitue, la solution d'amine entraînée sera transférée à la partie supérieure de l'absorbeur. Cela affectera l'efficacité de l'élimination des gaz acides.

Le moussage réduit également l'efficacité du transfert de masse sur les plateaux à cause du mauvais contact entre le gaz et le liquide. Le moussage est presque toujours accompagné d'une élévation de la perte de charge dans la colonne. Un enregistreur de pression différentielle sera utile pour surveiller les problèmes éventuels liés au moussage. Les pertes de charge types dans les colonnes varient de 0,7 à 1,5 kPa par plateau. Une élévation soudaine de la perte de charge (pendant quelques minutes) est une indication de moussage. Une élévation graduelle sur une période de plusieurs jours au moins est une indication d'encrassement des plateaux.

Le meilleur remède contre le problème de moussage et de prendre soin de la solution amine, un bon fonctionnement du récupérateur et un filtrage de la solution sont nécessaires et l'utilisation d'anti-mousse pour contrôler le problème.

➤ **Moussage de la solution de la MEA**

La MEA a une tension superficielle de $48,8 \text{ erg/cm}^2$ à 20 °C tandis que celle de l'eau à la même température est de $72,6 \text{ erg/cm}^2$, et d'après LAPLACE, les solutions aqueuses de la MEA sont à caractères moussants même si elles sont propre, c'est pourquoi l'augmentation de la concentration de la solution en MEA fourni le moussage d'une part et augmente les pertes de la MEA d'autre part.

Il est recommandé d'opérer à des concentrations aussi basses que possible ce qui permet d'avoir une solution de MEA avec une haute tension, superficielle.

Lors du moussage, les espacements entre les plateaux et les déversoirs sont totalement remplis de mousse, le liquide ne peut plus absorber le CO_2 qui créer le bouchage au niveau des échangeurs cryogéniques.

Certains facteurs favorisent le moussage, sont :

- Matières premières finement divisées.
- Les acides organiques dans le gaz.
- Hydrocarbures lourds dissous.
- Inhibiteurs de corrosion.
- Produits de dégradation de la MEA.

V.4.6 Pertes de la solution de MEA

Les pertes d'amines peuvent se produire par entraînement de la solution, dégradation chimique de l'amine ou par fuites mécaniques et évaporation.

➤ **Pertes par entraînement**

Ces pertes sont dues à l'entraînement physique par le gaz de l'absorbeur. Afin de réduire ses pertes, la configuration actuelle des absorbeurs comprend une section de lavage.

➤ **Pertes par dégradation**

Ces pertes peuvent être causés par le contact avec l'air, comme elles peuvent être causées par des hautes températures de rebouilleur.

➤ **Pertes par évaporation**

La vaporisation d'amine est due à une élévation de la tension de la vapeur de la MEA, la température et la concentration de la MEA. Ces pertes seront récupérées par un simple lavage à l'eau.

V.4.7 Engorgement de la colonne ..[15] [16]

Ce phénomène est comparable à celui de l'inondation, mais seule la zone de déversement est engorgée à cause d'un débit de liquide élevé et le liquide se stabilise d'une manière plus ou moins longue dans le déversoir. Cet engorgement l'augmentation de la pression différentielle dans la colonne qui due :

- Au niveau du liquide de plus en plus haut sur les plateaux.
- Au manque de souplesse des clapets qui soient bouclés, soient gênés dans leurs courses par une texture fibreuse provoquant généralement de la polymérisation de l'oxyde d'éthylène.

V.5 Stockage et manipulation de la MEA ..[15][16]

- Le transport et le stockage de la MEA doivent se faire dans des récipients en fer revêtu en acier résistant à la corrosion en verre ou en polyoléfine.
- Le produit ne doit pas rester trop long temps en contact du fer pour éviter la coloration.
- Son hygroscopicité et sa propriété d'absorption du CO₂ exige une fermeture étendre à l'air.
- La MEA est considérée comme nocive pour la santé dans le journal officiel du CE n° L 360 du 30.12.1976.
- Lors de la manipulation la MEA il est recommandé de mettre des gangs, car elle irrite la peau et porter des lunettes de protection.
- Au chauffage, il faut noter que la concentration maximale sur les lieux d'utilisation et de 3 ppm en volume soit 6 mg / m³.
- Dans le réservoir d'amine pure on utilise des serpentins de chauffage en cas de température ambiante très basse on préfère des réservoirs calorifuge.
- Généralement le stockage et la manutention de la solution aqueuse de la MEA est plus facile que pour la MEA pure, cela due au fait que les solutions aqueuses aient des viscosités et des points de congélation inférieurs.

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation au niveau du complexe gazier d'Alrar

Chapitre VI

Simulation et calculs

- Simulation
- Résultats et calculs

VI.1 Simulation

VI.1.1 Introduction

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil des logiciels de simulation.

Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, ChemCAD, Hysim, Hysys, Pro-II sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum.

VI.1.2 Définition de la simulation ..[20]

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement. Autrement dit, la simulation permet de représenter les différents phénomènes : transfert de masse et de matière, se produisant dans les différentes opérations unitaires par modèles mathématiques, qui traduisent leur comportement par l'intermédiaire d'équations analytiques et leur résolution.

VI.1.3 Le modèle mathématique ..[20] [21]

Le modèle mathématique est composé par une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système en évolution (opération unitaire : séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur et autres). Ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantité de mouvement. Ces équations peuvent être algébriques ou différentielles.

VI.1.4 Présentation du simulateur ..[20] [21]

Le simulateur HYSYS est un logiciel de simulation de procédés du génie chimique développé par la société Hyprotech (Canada).

C'est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires (ballon, colonne de distillation, compresseur, vanne...etc.), ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'information généré dans ces opérations.

Donc le HYSYS est un programme informatique pour la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinage et de la pétrochimie :

- A l'état stationnaire.
- En situation dynamique.

Le HYSYS peut être utilisé pour :

- Engineering.
- Établissement des bilans matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionnement des équipements.
- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation.
- Détermination des performances des équipements.

VI.1.5 Utilisation de HYSYS

- l'utilisateur doit spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Il choisit un modèle thermodynamique.
- Il doit établir le schéma de procédé (PFD).
- Il doit aussi spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.

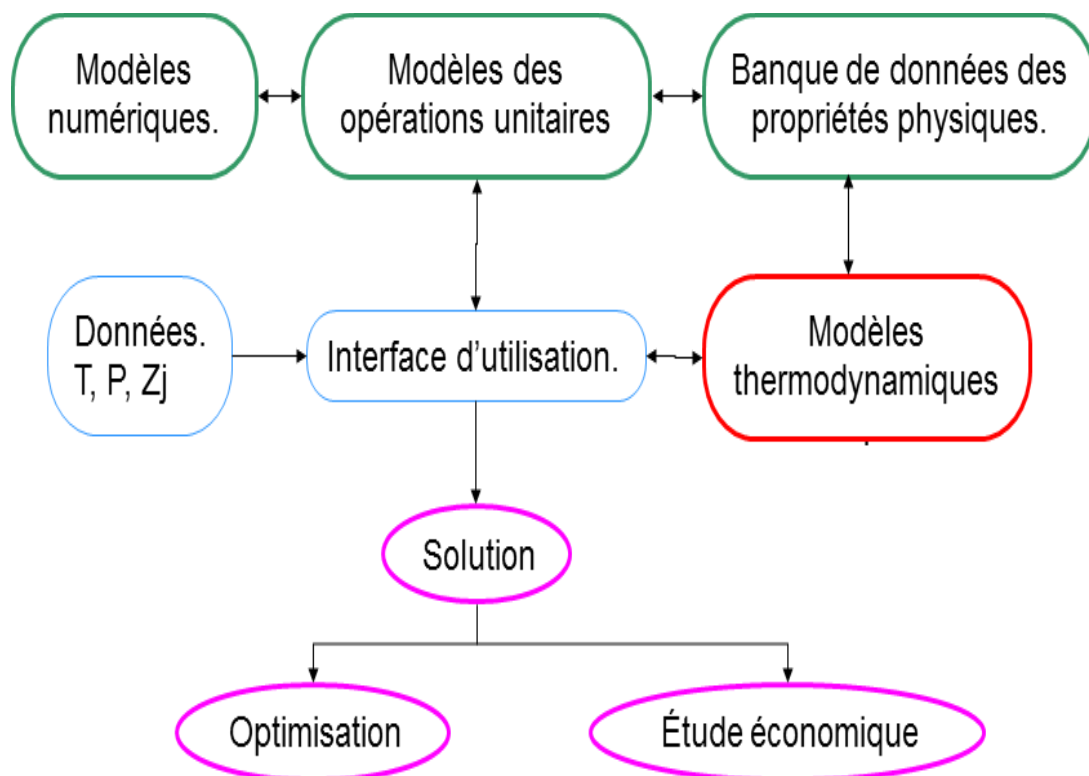


Figure VI.1 : Structure générale du HYSYS

VI.1.6 Le choix du modèle thermodynamique ..[20]

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions de pression et de température recommandées.

Pour les procédés de traitement de gaz, l'équation d'état de *Amine propriety package* est généralement le modèle recommandé.

➤ **Modèle amine package**

Les procédés de lavage par les solutions d'amines sont très connus dans l'industrie gazière. Le modèle « Acid Gas » anciennement nommé « Amine package » est développé pour faciliter la modélisation des unités de désacidification du gaz par les solutions d'alcanolamine.

Le phénomène d'absorption est contrôlé par la cinétique de la réaction chimique, mais il est influencé aussi par les règles de l'équilibre chimique.

VI.1.7 Simulation des procédés de décarbonatation du gaz naturel

Plusieurs travaux de recherche sont effectués sur la simulation de procédés d'élimination de CO₂ du gaz naturel à sa pression réel. Il y a quelques articles dans ce domaine, notamment, Freguia et al. (2003), Modelling of CO₂ Capture by Aqueous monoethanolamine, qui ont travaillé sur la capture de CO₂ par MEA en modifiant les paramètres opératoires de la colonne en utilisant le logiciel HYSYS comme outil de simulation et Kint Eistenberg comme modèle thermodynamique ; Alie et al. (2005), Simulation of CO₂ capture using MEA scrubbing a flowsheet decomposition methode, ont choisi le modèle thermodynamique Li – Mather pour l'étude de la décarbonatation, Tobiesen et al. (2005), Desorber energy consumption amine based absorption plant, ont étudié la décarbonatation et la consommation énergétique en développant un programme Fortran pour simuler le procédé.

La plupart des études citées précédemment, ont fixé le model de propriété Amine package. Les paramètres clés d'une simulation de l'absorption et de la désorption de CO₂, sont le rendement, la thermodynamique du système et la consommation d'énergie.

Le but de ce présent travail est modéliser et simuler par ASPEN HYSYS™ l'élimination de CO₂ par absorption d'amine et d'ajuster les paramètres de marche du procédé afin de trouver les conditions de marche acceptables.

VI.1.7.1 Données du problème

Débit molaire	: 1,065.10 ⁴ Kmol/h.
Débit massique	: 2,268.10 ⁵ Kg/h.
Pression de gaz brut	: 70 bars.
Température de gaz brut	: 40°C.

VI.1.7.2 Composition chimique du gaz brut d'ALRAR

Constituants	Fraction molaire	M _i (g/mole)
H ₂ O	0,0015	18
N ₂	0,0038	14
CO ₂	0,0418	44
C ₁	0,7837	16
C ₂	0,1019	30
C ₃	0,0377	44
iC ₄	0,0067	58
nC ₄	0,0118	58
iC ₅	0,0034	72
nC ₅	0,0031	72
nC ₆	0,0026	86
C ₇	0,0014	100
C ₈	0,0005	114
C ₉	0,0001	128
Σ	1	M _{moy} = 21,29

Tableau VI.1: composition du gaz d'Alrar

VI.1.7.3 Schéma et description de l'unité

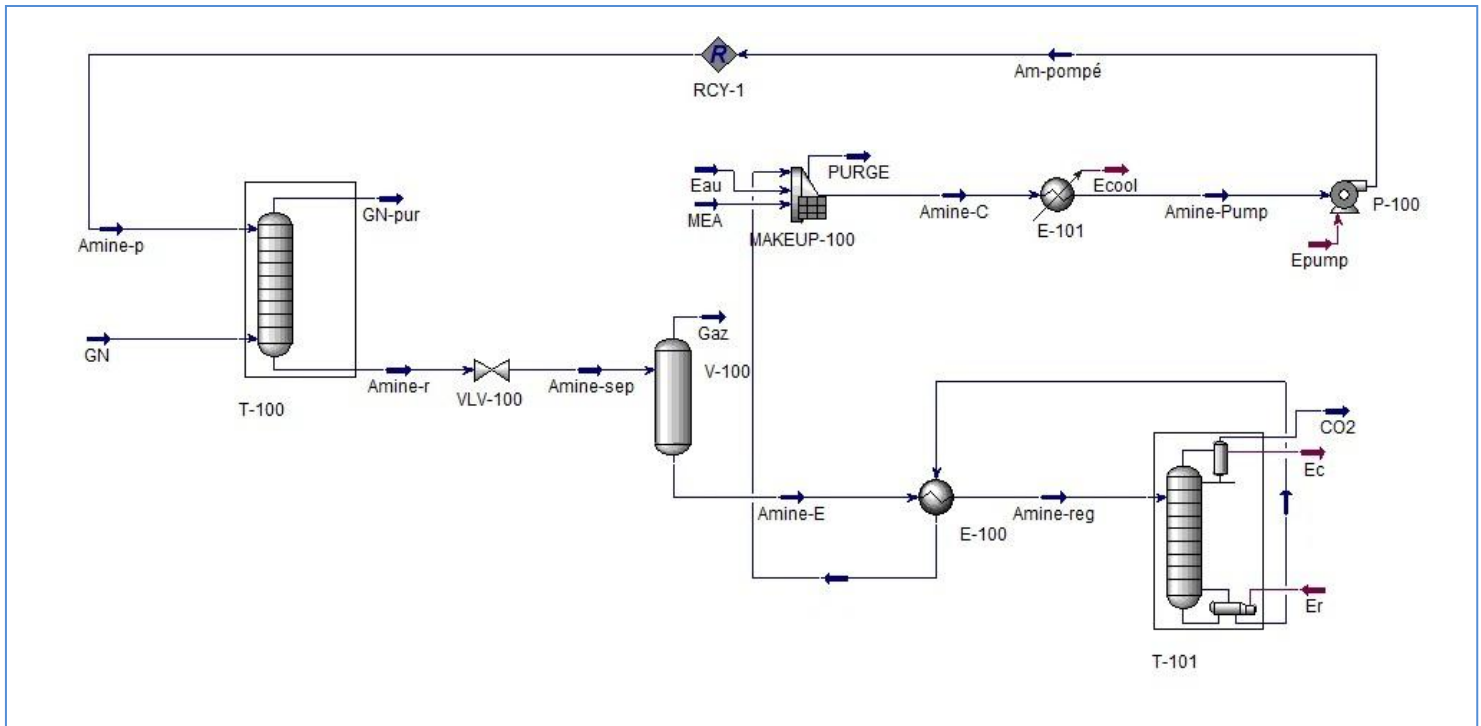


Figure VI.2 : Schéma de l'unité de décarbonation

➤ Désignations

- GN : Gaz brut à traiter.
- Amine-p : Amine pauvre (MEA pur).
- GN-pur : Gaz traité (pauvre en CO₂).
- VLV-100 : Vanne de détente.
- V-100 : Séparateur biphasique.
- E-100 : Echangeur amine-amine.
- T-101 : Stripper.
- E-101 : Aeroréfrigérant.
- P-100 : Pompe.
- RCY-1 : Recycleur.

➤ Description de l'unité

Le gaz à traiter, à une température de 40 °C et une pression de 70 bars, alimente la partie inférieure de la colonne d'absorption T-100 dans laquelle il est lavé à contre-courant par une solution d'amine MEA (20 % massique, 45 °C, 69 bars) et sort en tête purifié de CO₂ (≤100 ppm).

La solution d'amine riche sortant du fond de la colonne d'absorption T-100, à une température de 65 °C, est envoyée vers le ballon séparateur V-100, après avoir baissé la pression dans la vanne de détente jusqu'à 10 bars afin de séparer les hydrocarbures et les vapeurs de gaz brut entraînés dans l'absorbant. Dans cette détente les hydrocarbures nuisibles s'échappent par la tête du ballon V-100 et partent au réseau de gaz combustibles. La solution d'amine riche sort du fond du ballon séparateur V-100 et envoyée, après chauffage dans l'échangeur de chaleur E-100, en tête de la colonne de régénération T-101 et entre à une température de 110 °C.

Dans la colonne de régénération T-101 le CO₂ est séparé par chauffage et entraînement à la vapeur. La chaleur est fournie au fond de colonne grâce à un rebouilleur chauffé généralement à la vapeur d'eau. Les gaz séparés en tête, c'est-à-dire le CO₂, ainsi que la vapeur d'eau, traversent un condenseur dans lequel l'eau est condensée, puis renvoyée en tête de colonne. Le CO₂, quitte l'unité à l'état gazeux.

La solution régénérée sort du fond de la colonne de régénération à une température de 130°C et refroidie jusqu'à 80°C dans l'échangeur E-100. Un appoint en H₂O et MEA est prévu si nécessaire.

L'aeroréfrigérant E-101 refroidit la solution d'amine jusqu'à une température de 45 °C. Cette dernière est véhiculée par la pompe P-100 qui élève sa pression jusqu'à la pression initiale 69 bars et reprise vers la colonne d'absorption où elle recommence son cycle.

VI.2 Résultats et calculs

VI.2.1 calcul des estimations

- Estimation du débit de circulation de la solution d'amine.
- Détermination de la température de la solution d'amine à la sortie de la colonne d'absorption.
- Calcul du diamètre de la colonne d'absorption et de la colonne de désorption.
- calcul d'estimation pour les équipements d'échange thermique.

➤ Calcul du débit volumique du gaz brut Q_{VGB} ..[4] [24]

$$Q_{VGB} = \frac{10650 \times (273 + 15.6) \times 22.4 \times 24}{273} = 6052608 \text{ Sm}^3/\text{Jour}$$

➤ **Estimation du débit de MEA ..[4] [24]**

$$GPM = 41 \frac{Q \cdot y}{x}$$

Avec : GPM : Débit de MEA [gallons par minute].

Q : Débit du gaz brut [MMScfd].

y : Concentration de CO₂ dans le gaz brut [% mol].

x : Concentration du monoéthanolamine dans l'absorbant [% mas].

Application numérique :

$$GPM = \frac{213,9 \cdot 4,18}{20}$$

$$GPM = 1832,9091$$

➤ **Estimation de la température de la solution d'amine (d'après l'IFP)..[4][24]**

$$\left. \begin{array}{l} T_{ap} = T_{gb} + 5 \text{ °C} \\ T_{ar} = T_{ap} + 15 \text{ °C} \end{array} \right\}$$

Avec : T_{ap}: température de l'amine pauvre.
T_{ar}: température de l'amine riche.
T_{ap}: température de l'amine pauvre.

Application numérique :

$$T_{ap} = 40 + 5 = \mathbf{45 \text{ °C}}$$

$$T_{ar} = 45 + 15 = \mathbf{60 \text{ °C}}$$

➤ **Diamètre de l'absorbeur ..[4] [24]**

$$Da = 44 \sqrt{\frac{Q}{\sqrt{P}}}$$

Avec : Da : Diamètre de l'absorbeur [pouces].

P : Pression de l'absorbeur [PSI].

Application numérique :

$$Da = 44 \sqrt{\frac{213,9}{\sqrt{1015,2642}}}$$

$$Da = 114 \text{ pouces}$$

$$Da = 2,9 \text{ mètres}$$

➤ **Diamètre du régénérateur**

➤ Le diamètre en bas de la colonne de régénération est donné par la formule suivante :

$$Dr = 3\sqrt{\text{GPM}}$$

Application numérique :

$$Dr = 3\sqrt{1832,9091}$$

$$Dr = 128,4375 \text{ pouces}$$

$$Dr = 3,26 \text{ mètres}$$

Le diamètre de la colonne au dessus du point d'alimentation est donné par la relation suivante :

$$Dh = 0,67 \times Db$$

Application numérique :

$$Dh = 0,67 \times 3,26$$

$$Dh = 2,18 \text{ mètres}$$

➤ **Equipements d'échange thermique ..[24]**

	Quantité de chaleur à fournir [Btu/h]	Surface [ft ²]
Rebouilleur	72000.GPM	11,3.GPM
Echangeur Apauvre/Ariche	45000.GPM	11,25.GPM
Aerorefregerant	15000.GPM	10,2.GPM
Condenseur	30000.GPM	5,2.GPM

Application numérique :

	Quantité de chaleur à fournir [Btu/h]	Surface [ft ²]
Rebouilleur	131969455,2	20711,8728
Echangeur Apauvre/Ariche	82480909,5	20620,2274
Aerorefregerant	27493636,5	18695,6728
Condenseur	54987273	9531,1273

Tableau IV.2 : estimation des équipements d'échange thermique

NB : Les estimations ci-dessus sont utilisées pour la simulation comme données d'entrée que le HYSYS ajuste dans des domaines spécifiques.

VI.2.2 Résultats de la simulation

Température et débit de circulation de la solution d'amine :

Amine pauvre	Température (°C)	45,82
	Débit molaire (Kmole/h)	14872,3011
	Débit massique (Kg/h)	311954,2005
	Débit volumique (m ³ /h)	311,3576
Amine riche	Température (°C)	76,6
	Débit molaire (Kmole/h)	15366,8499
	Débit massique (Kg/h)	333905,3887
	Débit volumique (m ³ /h)	338,5943

Tableau IV.3 Température et débit de circulation de la solution d'amine

Composition de la solution d'amine avant et après la colonne d'absorption :

Composition	MEA pauvre			MEA riche		
	%massique	%molaire	%volumique	%massique	%molaire	%volumique
H ₂ O	79,98	93,12	80,29	74,65	90,04	73,76
MEA	20	6,87	19,69	18,68	6,65	18,10
CO ₂	0,02	0,01	0,02	6,53	3,22	7,84
C ₁₊	0	0	0	0,14	0,09	0,3
Σ	100	100	100	100	100	100

Tableau IV.4 Composition de la solution d'amine avant et après la colonne d'absorption

Composition chimique de MEA riche avant le ballon de flash :

Composition	% massique	% molaire	Débit (Kmol /h)	Débit (Kg/h)
MEA	18,68	6,65	1021,3441	62387,4964
H ₂ O	74,65	90,04	13835,8960	249257,5413
CO ₂	6,53	3,22	495,5252	21807,9637
C ₁₊	0,14	0,09	14,0846	452,3873
Σ	100	100	15366.8499	333905.3887

Tableau IV.5 Composition chimique de MEA riche avant le ballon de flash

Composition chimique de MEA riche après le ballon de flash :

Composition	% massique	% molaire	Débit (Kmol /h)	Débit (Kg/h)
MEA	18,69	6,65	1021,3440	62387,4934
H ₂ O	74,67	90,06	13835,6892	249253,8154
CO ₂	6,53	3,22	495,3941	21802,1947
C ₁₊	0,1	0,07	9,4964	365,971
Σ	100	100	15361,9237	333809,4745

Tableau IV.6 : Composition chimique de MEA riche après le ballon de flash

La composition chimique finale du gaz traité :

Composition	% Masse	% Mole	Kmol /h	Kg/h
H ₂ O	0,26	0,29	29,8354	537,4929
N ₂	0.54	0,39	39,494	1106,3657
CO ₂	0.01	< 100 ppm	0,3974	17,4882
C ₁	65,19	81,94	8324,4893	133547,7837
C ₂	15.75	10,56	1072,7161	32256,1856
C ₃	8.38	3.83	389,1749	17161,2601
i-C ₄	1.96	0.68	69,0286	4012,1783
n-C ₄	3.43	1.19	120,8848	7026,2370
i-C ₅	1.23	0.34	35,0167	2526,4616
n-C ₅	1.10	0.31	31,1535	2247,7355
n-C ₆	1,15	0,27	27,3502	2356,9608
C7	0,70	0,14	14,3038	1433,2979
C8	0,26	0,05	4,7425	541,7350
C9	0,03	0	0,4226	54,2062
C10	0,00	0	0,1524	21,6847
MEA	0	0	0,0544	3,3437
Σ	1.00	1.00	10159,2169	204850,4171

Tableau IV.7: Composition chimique finale du gaz traité

VI.2.3 Calculs de vérification

➤ calcul de la teneur en CO₂ dans la solution d'amine riche et pauvre

- Pression partielle de CO₂ dans le gaz brut :

$$P_{CO_2} = Y_{CO_2} \times P_T$$

Application numérique :

$$\frac{4.18}{100} \times 70 \times 100 = 292,6 \text{ KPa}$$

$$P_{CO_2} = 292,6 \text{ KPa}$$

- A $P = 292,6 \text{ KPa}$ et $T_{ar} = 40^\circ\text{C}$:

La figure VI.3 indique une concentration de CO₂ en équilibre avec la solution d'amine à 40°C égale à :

0,76 mole CO₂/mole MEA

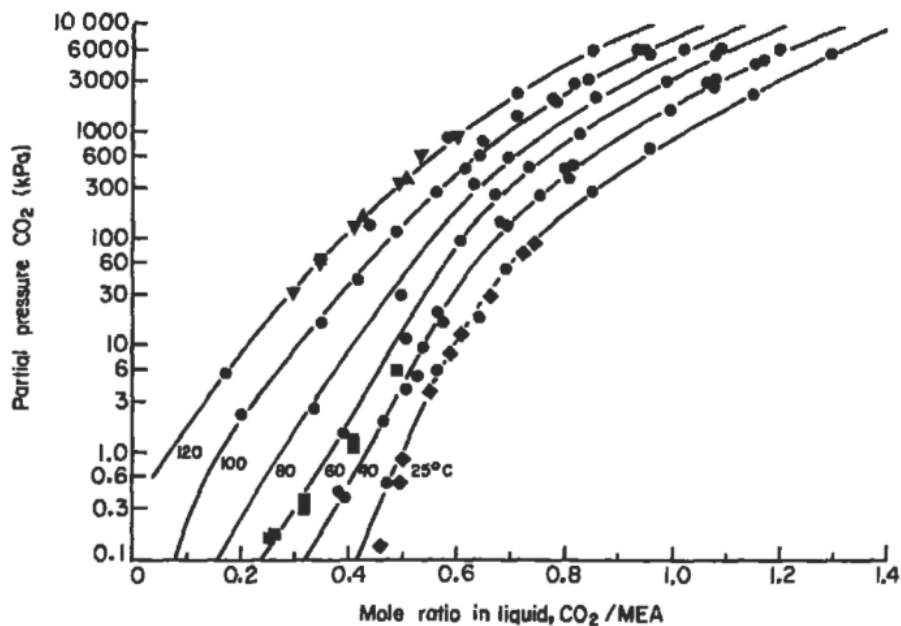


Figure VI.3 : Solubilité de CO₂ dans la solution MEA

- Si on considère que cet équilibre n'est atteint qu'à 70%, la teneur actuelle en CO₂ de la solution d'amine riche est donc :

$$0,7 \times 0,76 = 0,53 \text{ mole CO}_2/\text{mole MEA}$$

NB : Il est recommandé de maintenir la température du rebouilleur entre 225°F et 260°F lors de l'utilisation de MEA ..[23]

- A $T_r = 255$ °F, la figure VI.4 indique que la teneur en CO_2 dans la solution d'amine pauvre est de:

$$0,09 \text{ mole CO}_2 / \text{mole MEA}$$

- Le gaz acide capturé du GN est donc :

$$\text{GAC} = (0,53 - 0,09) = 0,44 \text{ mole CO}_2 / \text{mole MEA}$$

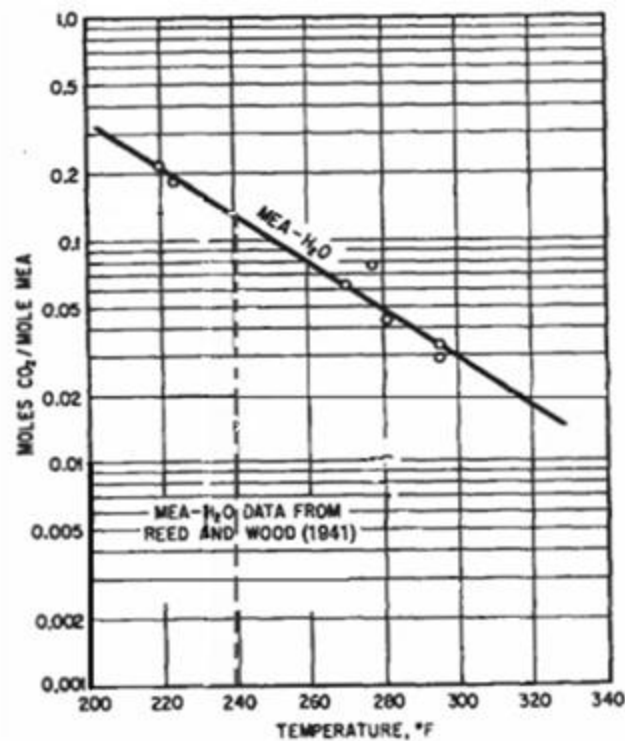


Figure VI.4 : Teneur en CO_2 dans la solution d'amine pauvre

➤ **Le débit de MEA pure**

$$Q_P = \frac{\text{Débit molaire CO}_2}{\text{GAC}}$$

$$= 10650 \times \frac{4,18}{100 \times 0,44} = 1011,75 \text{ Kmoles/h}$$

$$Q_p = 1011,75 \text{ Kmoles/h}$$

- **Calcul de débit molaire de la solution d'amine**

$$Q_{ap} = \frac{Q_p}{Y_p} = \frac{1011,75}{0,0687} = 14727,0742 \text{ Kmoles/h}$$

- **Calcul de débit massique de la solution d'amine pauvre**

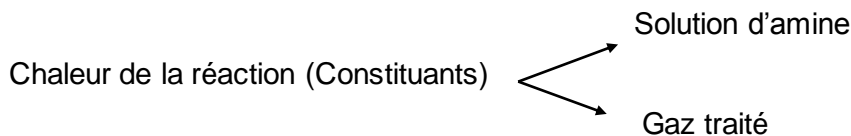
$$Q_{MAP} = Q_{ap} \times Map$$

$$= 14727,0742 \times 20,97 = 308826,746 \text{ Kg/h}$$

- **Calcul du débit volumique de la solution d'amine pauvre**

$$Q_{Vap} = \frac{Q_m}{\rho_{ar}} = \frac{308826,7467}{1001} = 308,5182 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Vérification de la température de l'amine riche**



- **Calcul de la chaleur de la réaction Q_r**

On a :

$$Q_r = m_{co_2} \times H_{co_2}$$

Avec : m_{co_2} : débit massique du CO_2 qui réagit avec l'amine.

H_{co_2} : enthalpie de réaction du CO_2 avec l'amine = 1920 KJ/Kg

Application numérique :

$$Q_r = (21765,3854 - 17,4882) \times \frac{1920}{4,184}$$

$$Q_r = 9979914,585 \text{ Kcal/h}$$

- **Répartition de la chaleur de réaction entre la solution d'amine et le gaz traité**

Soit le facteur "r" suivant :

$$r = \frac{A}{B} = \frac{M_{GT} \times C_{GT}}{Map \times Cap}$$

Avec :

M_{GT} , M_{ap} : Débit massique du gaz traité et de l'amine pauvre.

C_{GT} , C_{ap} : Chaleur spécifique du gaz traité et de l'amine pauvre.

- Si $r < 1$: $T_{gt} = T_{ap}$
- Si $r > 1$: Une fraction de la chaleur de réaction est transféré au gaz traité, donc
 $T_{gt} > T_{ap}$.

- **Calcul de la chaleur spécifique du gaz traité**

Constituant	Y_i	C_p Kcal/Kg°C	M_i Kg/Kmole	C_p Kcal/Kmole°C	$Y_i \cdot C_p$ Kcal/Kmole°C
H2O	0,0029	0,44	18	7,9	0,023
N2	0,0039	0,2475	14	3,5	0,014
CO2	0*	0,205	44	9	0
C1	0,8194	0,54	16	8,6	7,05
C2	0,1056	0,43	30	12,9	1,36
C3	0,0383	0,42	44	18,5	0,71
iC4	0,0068	0,41	58	23,8	0,16
nC4	0,0119	0,41	58	23,8	0,28
iC5	0,0034	0,40	72	28,8	0,097
nC5	0,0031	0,40	72	28,8	0,09
nC6	0,0027	0,395	86	34	0,09
C7	0,0014	0,39	100	41,5	0,058
C8	0,0005	0,385	114	43,89	0,02
Σ	1	–	–	–	10,033

Tableau VI.8 : Chaleur spécifique du gaz traité

D'après le tableau ci-dessus, la chaleur spécifique du gaz traité est égale à :

$$C_{GT} = 10,033 \text{ Kcal/Kmole}^\circ\text{C}$$

Le débit massique du gaz traité est : 10159,2169 Kmole/h

Application numérique :

$$A = 10159,2169 \times 10,033 = 101927,4232 \text{ Kcal/h}^\circ\text{C}$$

- **Chaleur spécifique de MEA pauvre**

$$B = M_{ap} \times Cap$$

D'après la figure VI.5, la chaleur spécifique de MEA pauvre à 20 % en masse à 45 °C est égale à :

$$Cap = 0,92 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

Son débit massique est égal à :

$$M_{ap} = 308826,746 \text{ Kg/h}$$

$$B = 308826,746 \times 0,92 = 284120,6063 \text{ Kcal/h}^\circ\text{C}$$

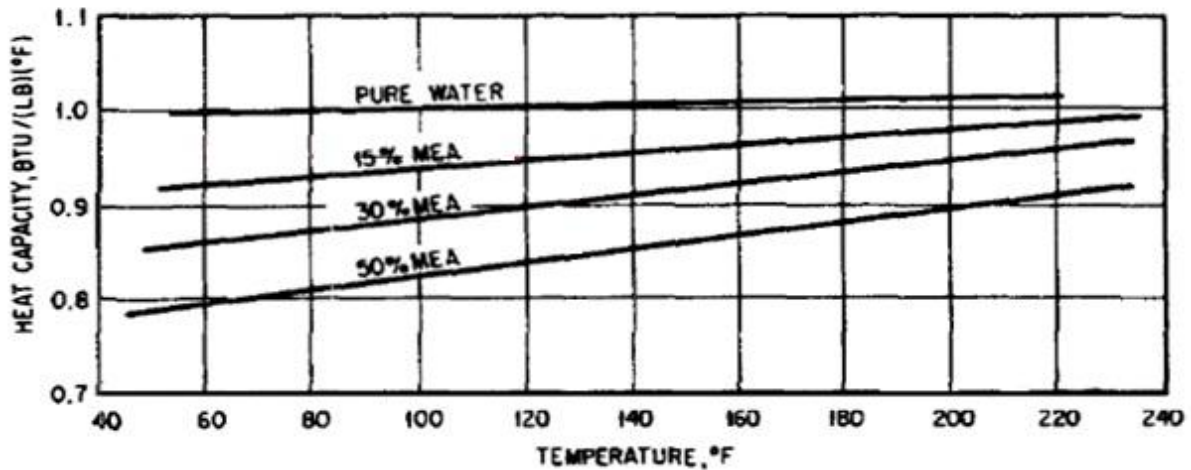


Figure VI.5 : Chaleur spécifique de la MEA en fonction de sa température et de sa concentration

- **Calcul du facteur r :**

$$r = \frac{A}{B} = \frac{101927,4232}{284120,6063} = 0,36 < 1$$

$r < 1$, alors la température du gaz traité est égale à la température de l'amine pauvre

$$T_{GT} = T_{AP}$$

❖ **Comparaison :**

Pour les résultats de la simulation, la température du gaz traité est égale 45,95°C, tandis que celle de l'amine pauvre est de 45,82°C.

- **La chaleur de réaction transférée au gaz traité**

$$Q_{GT} = M_{GT} \times C_{GT} \times \Delta T$$

Application numérique :

$$Q_{GT} = 10159,2169 \times 10,033 \times (45,95-40) = 606468,1678 \text{ Kcal /h.}$$

- **Chaleur transféré à la solution d'amine**

$$Q_{SA} = Q_r - Q_{GT} = 9979914,585 - 606468,1678$$

$$Q_{SA} = 9373446,417 \text{ Kcal /h}$$

- **Température de l'amine riche à la sortie du contacteur**

$$Q = M \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T = \frac{Q_{sa}}{M_{ap} \times C_{pap}} = \frac{9373446,417}{308826,746 \times 0,92} = 32,99 \text{ °C}$$

$$T_{ar} = T_{ap} + \Delta T$$

$$T_{ar} = 45 + 32,99 = 77,99 \text{ °C}$$

NB: on remarque que la température calculé si dessus (77,66°C) est proche de celle donnée par la simulation (75,62°C).

➤ **Quantité d'eau qui passe de la solution d'amine au gaz traité**

$$\Psi_s = \frac{18,02}{M_{gt}} \frac{P_s}{(P - P_s)}$$

P : pression du gaz traité = 70 bar

P_s : pression de vapeur de l'eau à T_{ap} = 0,09664 bar

M_{gt} : masse moléculaire du gaz traité sans eau.

➤ **Masse moléculaire moyenne du gaz traité sans présence d'eau**

Constituants	Débit molaire	% Molaire	M _w	Y _i ' * M _w
H ₂ O	0,0000	0,0000	18	0,0000
N ₂	39,4940	0,0039	14	0,0546
CO ₂	0,3974	0*	44	0
C ₁	8324,4893	0,8218	16	13,1488
C ₂	1072,7161	0,1059	30	3,1770
C ₃	389,1749	0,0384	44	1,6896
iC ₄	69,0286	0,0068	58	0,3944
nC ₄	120,8848	0,0119	58	0,6902
iC ₅	35,0167	0,0035	72	0,2520
nC ₅	31,1535	0,0031	72	0,2232
nC ₆	27,3502	0,0027	86	0,2322
C ₇	14,3038	0,0014	100	0,14
C ₈	4,7425	0,0005	114	0,057
C ₉	0,4226	0*	128	0*
C ₁₀	0,1524	0*	142	0*
TOTAL	10129,3268		-	20,059

Tableau VI.9 : Masse moléculaire moyenne du gaz traité sans présence d'eau

La masse moléculaire moyenne du gaz traité sans eau est :

$$M_{gt} = 20,059 \text{ Kg/Kmole}$$

Application numérique :

$$\Psi_s = \frac{18,02}{20,059} \frac{0,09664}{(70 - 0,09664)}$$

$$\Psi_s = 0,0012 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg GT sec}$$

NB : la quantité d'eau qui passe de la solution d'amine au gaz traité est d'une valeur minimale, d'où le phénomène d'entraînement est négligeable.

➤ **Vitesse superficielle admissible du gaz**

$$V = k_v [\rho_a - \rho_v / \rho_v]^{0,5}$$

ρ_a : masse volumique de la solution d'amine riche.

ρ_v : masse volumique du gaz brut.

K_v : constante empirique donnée par la figure VI.6

- **Calcul de la masse volumique du gaz brut**

On a :

$$\rho_v = \frac{P.Mw}{ZRT}$$

Avec : P : Pression du gaz brut = 70.10^5 Pa.

T : Température du gaz brut = $273,15 + 40 = 313,15$ °K

Z : Coefficient de compressibilité du gaz. D'après la figure VI.6, on détermine $Z = 0,87$

R : Constante = $8,3145$ J/mole°K

Application numérique :

$$\rho_v = \frac{70.10^5 \times 21,29}{0,87 \times 8,3145.10^3 \times 313,15}$$

$$\rho_v = 65,791 \text{ kg/m}^3$$

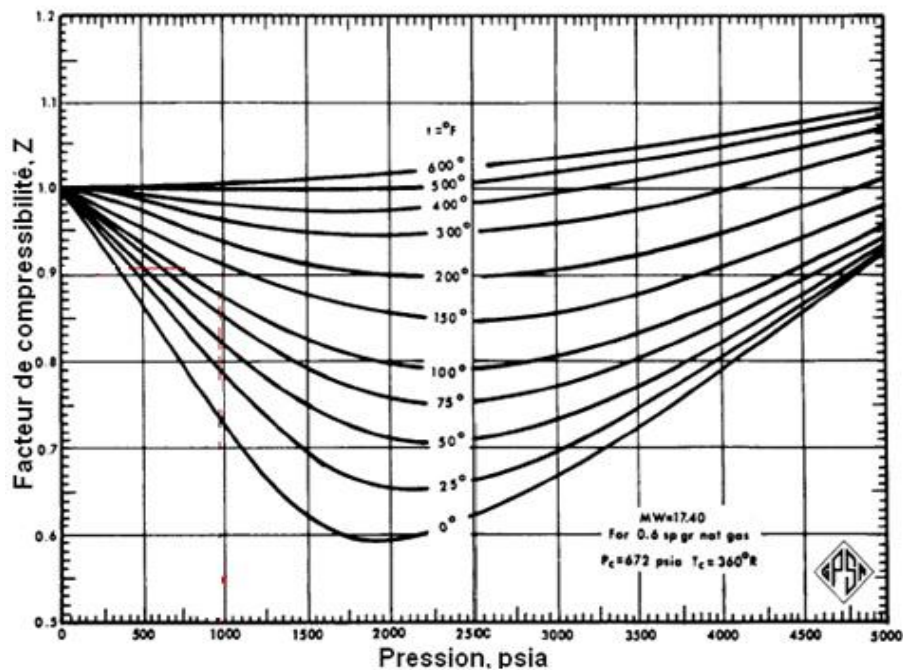


Figure VI.6 : Facteur de compressibilité pour le gaz naturel

- **Masse volumique de la solution d'amine**

$$T=77,66 \text{ C}^\circ$$

$$\% \text{ MEA dans la solution} = 18,68 \%$$

A partir de la courbe représentée dans la figure VI.7, on détermine la densité de la solution MEA :

:

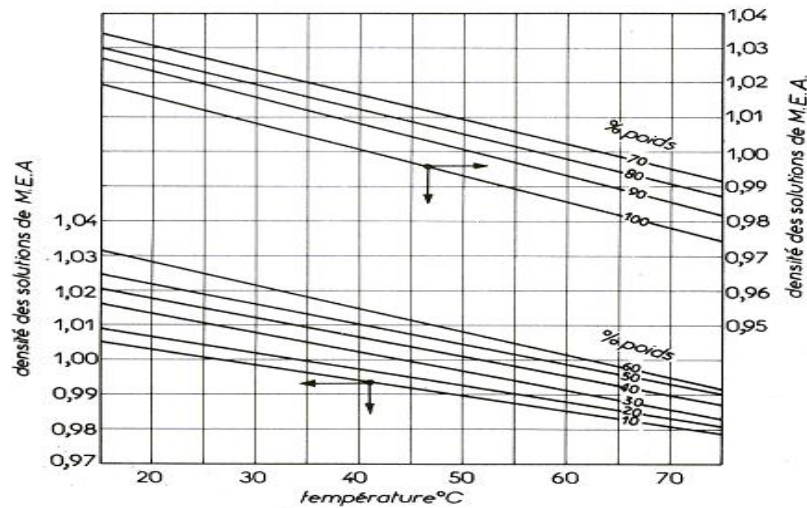


Figure VI.7 : Densité des solutions de M.E.A. (Dow Chemical Co.).

$$\rho_1 = 980 \text{ Kg /m}^3$$

- **Détermination du facteur K_v**

$$L : \text{débit de l'amine riche (kg /h), } L = 311954,2005 \text{ kg /h}$$

$$G : \text{débit du gaz brut en (kg /h), } G = 226801.6052 \text{ kg /h}$$

$$F_{LG} = (L/G) \times (\rho_G / \rho_L)^{0,5}$$

Application numérique :

$$F_{LG} = (311954,2005 / 226801.6052) \times (65,791 / 980)^{0,5}$$

$$F_{LG} = 0,36$$

A partir du graphe $F_{LG} = f(K_v)$ représenté dans la figure VI.8 : On prend plate spacing

0,6096 m = 24 inch , On trouve :

$$K_v = 0,23 \text{ ft/s}$$

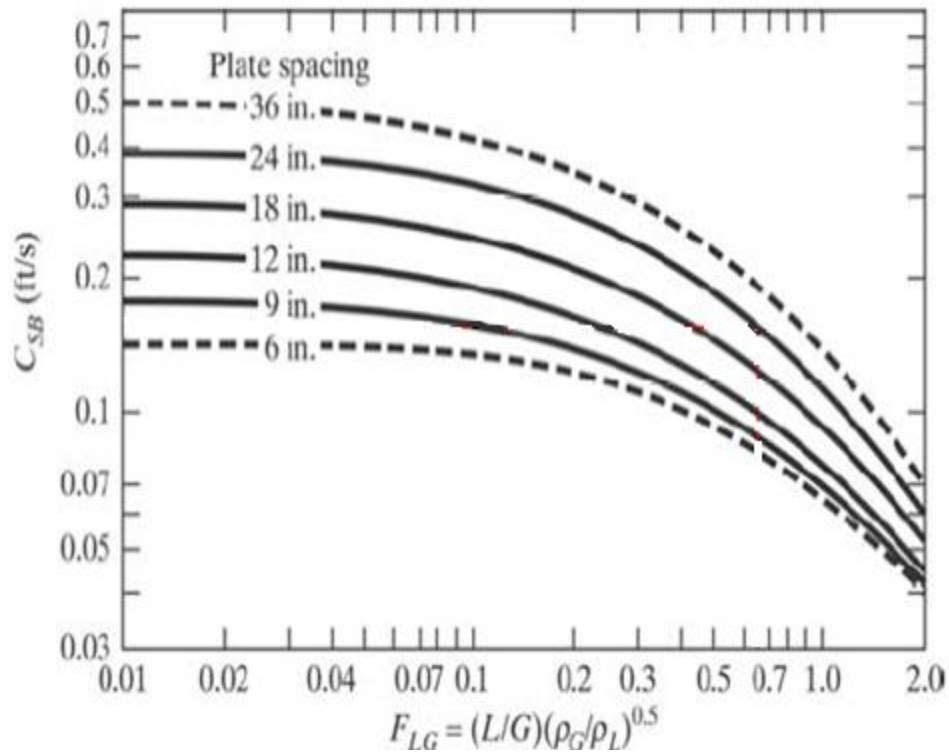


Figure VI.8 : Facteur Kv en fonction de la distance entre les plateaux et de F_{LG}

- **Vitesse maximal admissible**

$$V_{\max} = K_v \sqrt{\frac{\rho_1 - \rho_g}{\rho_g}}$$

Application numérique :

$$V_{\max} = 0,23 \sqrt{\frac{980 - 65,791}{65,791}}$$

$$V_{\max} = 0,8574 \text{ ft/s}$$

$$V_{\max} = 0,2613 \text{ m/s}$$

➤ **Calcul du diamètre de l'absorbeur :**

- **Le débit du gaz brut dans les conditions opératoires**

$$Q_{ga} = Q_{gs} \left(\frac{P_s}{P_a} \right) \left(\frac{T_a}{T_s} \right) \cdot Z_a$$

$$Q_{gs} = 6052608 \text{ Sm}^3/\text{jour} = 70,05 \text{ m}^3/\text{s}$$

P_s : pression standard : 1,013 bar = 1atm

P_a : pression du gaz brut à l'entrée = 70 bar

T_a : température du gaz brut à l'entrée : 40C° = 313,15 °K

T_s : température standard = 15C° = 288,15 °K

$$Z = 0,87$$

Application numérique :

$$Q_{ga} = 70,05 \left(\frac{1,013}{70} \right) \left(\frac{313,15}{288,15} \right) \cdot 0,87$$

$$Q_{ga} = 0,9584 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Le diamètre de l'absorbeur est donné par la relation

$$D = 2 \sqrt{\frac{Q_{ga}}{3,14V}}$$

NB : Pour éviter les problèmes de moussage et d'entraînement, il est préférable de considérer une vitesse égale à 80% de la vitesse maximale.

$$V = 0,8V_{\max}$$

Application numérique :

$$V = 0,8 \times 0,2613 = 0,209 \text{ m/s}$$

$$D = 2 \sqrt{\frac{0,9584}{3,14 \times 0,209}}$$

$$D = 2,42 \text{ m}$$

VI.2.4 Résultats des calculs

Pression partielle du CO ₂ dans le gaz brut (Kpa)	292,6
Débit molaire de l'amine pure (Kmole/h)	1011,75
Débit molaire de la solution d'amine (Kmole/h)	14727,0742
Gaz acide capturé (mole CO ₂ /mole MEA)	0,44
Chaleur de réaction (Kcal/h)	9979914,585
Température de l'amine riche (°C)	77,99
Quantité d'eau qui passe de la solution d'amine au gaz traité (Kg H ₂ O/Kg GT sec)	0,0012
Vitesse superficielle admissible du gaz (m/s)	0,2613
Diamètre de l'absorbeur (m)	2,42

Tableau VI.10 : Présentation des résultats calculés.

		Calculé	Simulé
Amine pauvre	Température (°C)	45	45,82
	Débit molaire (Kmole/h)	14727,0742	14872,3011
	Débit massique (Kg/h)	308826,746	311954,2005
	Débit volumique (m ³ /h)	308,5182	311,3576
Amine riche	Température (°C)	77,99	76,6
Absorbeur	Diamètre	2,42	2,9
Gaz traité	Température (°C)	45	45,95

Tableau VI.11 : Comparaison entre les résultats calculés et simulés.

NB :

Après avoir spécifié les données d'entrées de l'absorbeur, on a noté que tous les paramètres calculés sont proches de ceux donnés par le logiciel de simulation HYSYS.

Les résultats de calcul et de simulation prouvent l'exactitude du logiciel HYSYS et de sa convenance à l'utiliser dans ce type de procédé.

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation dans le complexe gazier d'Alrar

Interprétations et conclusion

Etant donné que le gaz naturel d'Alrar contient une quantité relativement élevée de dioxyde de carbone qui peut causer des problèmes au niveau de la séparation des produits du gaz naturel.

Pour remédier à ce problème, il est impératif de prévoir un projet de décarbonatation. L'existence de différents procédés d'élimination du dioxyde de carbone nous a amené à faire une étude comparative entre les procédés industriels mis en œuvre qui a abouti au choix du procédé d'absorption par solvant chimique qui est la monoethanolamine.

Le travail consiste à déterminer des données d'estimation nécessaire pour le HYSYS afin d'obtenir les résultats concernant la conception de l'installation.

Le calcul consistait à déterminer :

- Pression partielle de CO₂ dans le gaz brut.
- La quantité du gaz acide capturé
- Débit molaire de l'amine pure.
- Débit molaire de la solution d'amine.
- Chaleur de réaction.
- Température du gaz traité et de l'amine riche.
- Diamètre de l'absorbeur.

Sur la base des résultats HYSYS :

- La température de la MEA augmente, cela est dû à l'exothermicité de la réaction de l'amine avec le CO₂ (**Tableau IV.3**)
- Le débit de circulation de la MEA augmente, la différence entre l'amine pauvre et l'amine riche définit la quantité de dioxyde de carbone absorbé (**Tableau IV.3**).
- La quantité de CO₂ absorbée est maximale dans la colonne d'absorption, qui est ensuite parfaitement éliminée au niveau du stripper, ceci prouve le bon fonctionnement des deux colonnes dans les conditions de service (**Tableau IV.4 et IV.5**).
- La quantité des hydrocarbures C₁₊ entraînée avec la solution de MEA est réduite au niveau du ballon de flash (séparateur biphasique). Cela peut être expliqué par leur volatilité élevée par rapport aux autres constituants suite à la détente et l'augmentation de la température de l'amine riche due à l'exothermicité de la réaction qui favorise l'évaporation des hydrocarbures légers (**Tableau IV.6**).
- On confirme que la quantité de CO₂ contenu dans le gaz d'Alrar est éliminée jusqu'à une teneur inférieure à 100 ppm, et c'était l'objectif de cette simulation (**Tableau IV.7**).

Les résultats de la simulation de l'unité de décarbonatation du gaz d'Alrar avec l'environnement Aspen HYSYS nous a donné des résultats acceptables qui sont vérifiés dans la partie calculs.

Cette unité nous a permis d'abaisser la teneur en CO₂ dans le gaz naturel de 4,18 % molaire jusqu'à moins de 100 ppm. La perte de l'amine est minimale, l'entraînement des hydrocarbures dans l'amine riche d'une part, de l'eau dans le gaz traité d'autre part sont négligeables, et on est arrivé à un gaz traité avec une teneur en CO₂ inférieure à 100 ppm.

Finalement, d'après les résultats obtenus, on peut dire que notre travail est satisfaisant et que le projet de construction de cette unité de décarbonatation peut être réalisé.

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation dans le complexe gazier d'Alrar

Annexes

Liste des figures

I

Figure I.1 : Principales transformations du méthane.....	6
Figure I.2 : Principales transformations de l'éthane	8
Figure I.3 : Principales transformations de propane	13
Figure I.4 : Principales transformations du butane.....	15

II

Figure II. 1 : Situation géographique de la direction régionale STAH.....	19
Figure II. 2 : Schéma de séparation a l'entrée du train	22
Figure II 3 : schéma de déshydratation des gaz d'Alrar	24
Figure II 4 : schéma de déshydratation des liquides.....	25
Figure II 5 : refroidissement et détente.....	26
Figure II 6 : section de fractionnement	28
Figure II 7 : Boucle de réfrigération au propane	30
Figure II 8 : Système d'huile chaude	32
Figure II 9 : Station de compression du gaz d'Alrar	33
Figure II 10 : Circuit de réinjection du gaz résiduaire (Zone 15)	34
Figure II 11 : Récupération du condensât et compression du gaz de STAH/MEREKSEN..	36
Figure II 12 : Fractionnement de GPL	37
Figure II 13 : Circuit d'aire service et aire instrument.....	38
Figure II 14 : Circuit d'eau de refroidissement.....	39
Figure II 15 : Réseau de gaz combustible.....	40
Figure II 16 : Stockage de GPL	41
Figure II 17 : Stockage du condensat.....	42
Figure II 18 : Stockage du propane et du butane	43

III

Figure III 1 : Diagramme d'équilibre et droite d'opération	47
--	----

IV

Figure IV 1 : L'installation du procédé d'absorption.....	50
Figure IV.2 : Procédé au carbonate de potassium	52
Figure IV.3 : Procédé lavage aux amines	57
Figure VI.4 : Schéma du principe du procédé Selexol	60

V

Figure V.1 : Schéma comparatif pour le choix du procédé d'extraction du CO ₂ du gaz d'Alrar	65
Figure V.2 : Diagramme de sélection du type du solvant utilisé pour la décarbonatation ..	65

VI

Figure VI.1 : Structure générale du HYSYS	75
Figure VI.2 : Schéma de l'unité de décarbonations	78
Figure VI.3 : Solubilité de CO ₂ dans la solution MEA.....	85
Figure VI.4 : Teneur en CO ₂ dans la solution d'amine pauvre.....	86
Figure VI.5 : Chaleur spécifique de la MEA en fonction de sa température et de sa concentration.....	89
Figure VI.6 : Facteur de compressibilité pour le gaz naturel	92
Figure VI.7 : Densité des solutions de MEA	93
Figure VI.8 : Facteur Kv en fonction de la distance entre les plateaux et de F _{LG}	94

Liste des tableaux

I

Tableau I.1 : Spécifications d'un gaz commercial.....	5
Tableau I.2 : Composition de GPL, propane et butane	10

II

Tableau II.1 : Composition de la charge d'entrée	21
--	----

IV

Tableau IV.1 : Acidité du gaz naturel (% volumique).....	49
Tableau IV.2 : Comparaison entre les solvants amines	56
Tableau IV.3 : Avantages et inconvénients des différents procédés de décarbonatation	64

V

Tableau V.1 : Propriétés physiques de MEA	67
---	----

VI

Tableau VI.1: composition du gaz d'Alrar	77
Tableau IV.2 : estimation des équipements d'échange thermique	82
Tableau IV.3: Température et débit de circulation de la solution d'amine	82
Tableau IV.4: Composition de la solution d'amine avant et après la colonne d'absorption ..	83
Tableau IV.5: Composition chimique de MEA riche avant le ballon de flash.....	83
Tableau IV.6 : Composition chimique de MEA riche après le ballon de flash.....	83
Tableau IV.7: Composition chimique finale du gaz traité	84
Tableau VI.8 : Chaleur spécifique du gaz traité.....	88
Tableau VI.9 : Masse moléculaire moyenne du gaz traité sans présence d'eau	91
Tableau VI.10 : Présentation des résultats calculés	96
Tableau VI.11 : Comparaison entre les résultats calculés et simulé.....	96

Etude et simulation d'une unité de décarbonatation dans le complexe d'Alrar

Références bibliographiques

Chapitre I :

- [1]. Le gaz naturel, production, traitement et transport, Edition Technip.
- [2]. Traitement du gaz; CHARRON tran 98.2
- [3]. Le gaz naturel, de la production aux marchés; Edition Technip

Chapitre II :

- [4]. Manuel de l'usine ; Installations de traitement et de recyclage du gaz d'Alrar ; Fluor Texas INC Houston division.
- [5]. Accueil sécurité ; Direction régionale STA-H-SONATRACH.

Chapitre III :

- [6]. Aide mémoire ; Génie chimique ; Edition Dunod ;
- [7]. Techniques de l'ingénieur.

Chapitre IV :

- [8]. Thèse de doctorat " Absorption-désorption de gaz acides par des solutions aqueuses d'amines"; Renaud CADOURS; Ecole des Mines de Paris
- [9]. Le gaz naturel, production, traitement et transport, Edition Technip.
- [10]. Désacidification ; support de formation cours EXP-PR-PR140 ; TOTAL Révision 0.1
- [11]. Gas Conditioning & Processing, volume 4 Gas And Liquid Sweetening
- [12]. Gas Processors Suppliers Association-GPSA-Engineering-Data Book 12th Ed

Chapitre V :

- [13]. Formation d'ingénieur ; Module 26 : Décarbonatation
- [14]. Formation d'ingénieur ; Module 02 : Décarbonatation
- [15]. Le pétrole raffinage et génie chimique, P.WITHIER ;
- [16]. Fifth edition: Gaz purification Arthur Kohl Richard Nielsen.
- [17]. Procédés de transformation , P.LEPRINCE; Edition Technip

Chapitre VI :

- [18]. HYSYS Process Documentation Hypotech Ing, AEA Groupe.
- [19]. HYSYS®: An Introduction to Chemical Engineering Simulation
- [20]. Gas Conditioning & Processing, vol 4 Gas And Liquid Sweetening
- [21]. Décarbonatation du gaz naturel ; UFR/ Gas Engineering & Refining ; Formation Industrie
- [22]. Le pétrole raffinage et génie chimique, P.WITHIER.