

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
UNIVERSITE d'ADRAR
FACULTE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE
DEPARTEMENT DES HYDROCARBURES ET ENERGIES RENOUVELABLES



**MEMOIRE DE FIN D'ETUDE EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME DE
MASTER EN GENIE CHIMIQUE**

Thème

Etude de l'influence de l'entartrage des tubes à ailettes des aéros réfrigérants humides E651 et E652 sur le taux de récupération de GPL au niveau de l'unité GPL1/CIS Hassi-Messaoud

Présenté par :

Mr BENELARBI Eltayeb

Mr MAZZER Moustafa

Encadreur : Mr A. BENABDELKABIR

MAA Univ d'Adrar

Membres de jury

Président : Mr M. RAHMOUNI

MAA Univ d'Adrar

Examineur : Mr I. ARBAOUI

MAB Univ d'Adrar

Année Universitaire : 2018 / 2019

Remerciements

Nous tenons à présenter nos plus vifs remerciements à notre encadreur **Mr.A.BENABDELKABIR**, pour nous avoir accordé de son temps et surtout pour son aide précieuse et ses conseils constructifs, aussi pour son suivi et pour sa patience durant la période de rédaction de notre mémoire.

Nous remercions **Mr.MOURAHImedet Mr. MENCEUR Amin**ed'avoir formé et surtout pour leur aide précieuse et leurs conseils constructifs.

Nos remerciements vont également à l'encontre du personnel du service GPL1 sud pour leur accueil, gentillesse et générosité, ainsi que pour le personnel des autres unités visitées.

Nous remercions tous les enseignants du département Génie chimique université Ahmed Daria Adrar afin de nous transmettre des connaissances théoriques solides dans le domaine.

Enfin nous remercions nos parents qui n'ont jamais cessé de nous soutenir et de nous encourager, ainsi que toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail.

Résumé

La formation des dépôts solides (**tartre**) sur les ailettes des tubes des aéroréfrigérants humides E651 et E652 et les dépôts de sels (sulfates) côté tube du condenseur à eau de la boucle de propane sont causés principalement par l'utilisation de l'eau brute de l'ALBIEN très dure. Cette étude nous a permis de quantifier la perte en GPL dues à l'entartrage des tubes à ailettes des aéroréfrigérants humides E651 et E652 et l'encrassement des tubes de l'échangeur à eau de la boucle de propane. Les résultats de calcul montrent qu'il y a une perte de 238 tonnes par jour en GPL dans le gaz résiduel.

L'installation d'une unité de traitement d'eau d'une capacité de 50 m³/j est indispensable, pour éradiquer le problème de l'entartrage des équipements thermiques depuis sa source à savoir l'eau saumâtre. Le choix du procédé d'électrodialyse ou l'Osмосe inverse s'avère intéressant d'un point de vu coût et qualité de l'eau traitée obtenue.

Mots Clés : Albien, saumâtre, aéroréfrigérants, condenseur, entartrage, perte, retubage, traitement, électrodialyse, Osмосe inverse.

Table des Matières

Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Liste des annexes	
Introduction générale.....	1
Problématique.....	3
Chapitre 1 : Présentation du complexe industriel sud de Hassi Messaoud.....	4
1.1 Complexe industriel sud (CIS).....	6
1.2 Présentation de l'unité GPL1	8
1.3 Description du procédé de fonctionnement de l'unité	12
Chapitre 2 : Généralités sur les GPL.....	21
2.1 Généralités sur les GPL	21
2.1.1 Définition des GPL.....	21
2.1.2 Propriétés des GPL	21
2.1.3 Caractéristiques des GPL	22
2.1.4 Caractéristiques du butane et propane commerciaux.....	24
2.1.5 Sources des GPL	25
2.1.6 Utilisations des GPL.....	25
2.1.7 Stockage des GPL	27
2.1.8 Risque des GPL.....	28
2.2 Situation internationale et nationale des GPL	29
2.2.1 Demande mondiale de GPL	28
2.2.2 Le GPL en Algérie	30
Chapitre 3 : Encrassement et analyse de l'eau ALBIEN	32
3.1 Encrassement des équipements thermiques	32
3.1.1 Classification des différents types d'encrassement	32
3.1.2 Prévention de l'encrassement dans l'échangeur	35
3.1.2.1 Prévention pendant la phase de fonctionnement	35
3.1.2.2 Nettoyage des échangeurs pendant la phase d'arrêt	35
3.2 Analyse de l'eau de refroidissement de GPL1	38
3.2.1 Analyse de l'eau brute (ALBIEN).....	38
3.2.2 Analyse chimique des dépôts (tartre).....	39
Chapitre 4 : Partie Calcul.....	41
4.1 Simulation de la boucle propane	41
4.1.1 Généralités sur la simulation	41
4.1.2 Simulation de la boucle de propane cas design	43
4.1.3 Etude de cas d'encrassement de l'échangeur E674	47

4.2 Evaluation des pertes de production de GPL	50
4.2.1 Bilan de matière global autour de l'unité GPL1.....	50
4.2.2 Etude de l'effet de l'entartrage sur le taux de récupération de GPL	52
4.2.2.1 Etude de cas des aéroréfrigérants E651 et E652 à l'état entartré.....	56
4.2.2.1.1 Bilan de matière autour des ballons de flash	56
4.2.2.1.2 Bilan thermique autour des échangeurs de la section cryogénique	63
4.2.2.2 Etude de cas des aéroréfrigérants E651 et E652 à l'état neuf.....	70
4.2.2.2.1 Résultats des bilans de matière autour des ballons de flash	70
4.2.2.2.2 Résultats de bilans thermiques à l'état neuf	71
4.2.3 Comparaison des résultats des deux cas d'étude.....	72
4.2.4 Solutions préconisées.....	75
4.3 Calcul économique	76
4.3.1 Conception des aéroréfrigérants humides E651 et E652.....	76
4.3.2 Conception de l'échangeur E674	76
4.3.3 Coût global de l'opération de retubage.....	76
4.3.4 Coût d'investissement et temps d'amortissement	77
conclusion	78
Chapitre 5 : Traitement de l'eau.....	79
5.1 Sélection du procédé de traitement.....	80
5.2 Principe de l'électrodialyse	82
5.3 Etapes de traitement de l'eau.....	84
5.4 Osmose inverse	85
5.4.1.Principe de l'osmose inverse	85
5.4.2.Description générale de processus Osmose Inverse :	86
5.4. 3. Membranes et modules d'osmose inverse	88
5.4.4.Procédé de prétraitement dans l'osmose inverse.....	90
5.4.5.Prétraitement conventionnel.....	90
5.4.6.Caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse	92
<u>5.4.7.Applications de l'osmose inverse</u>	<u>92</u>
Conclusion générale.....	93
Bibliographie	94
Annexe A : Les Abaques.....	96
Annexe B : Les propriétés des mélanges	101
Annexe C : Résultats de calcul des bilans de matière et thermique à l'état neuf	103
Annexe D : Les données de calcul économique	114

Liste des tableaux

Tableau 1.1: Spécifications des produits finis.....	8
Tableau 1.2: Cycles de déshydratation gaz et liquide	13
Tableau 2.1: Comparaison de pouvoir calorifique entre l'essence et GPL	23
Tableau 2.2: Caractéristiques des composants des GPL.	23
Tableau 2.3: Point d'ébullition et masse volumique des GPL	24
Tableau 2.4: Caractéristiques du butane et propane commerciaux	24
Tableau 2.5: Puissance énergétique d'un kg de GPL par rapport aux autres combustibles	25
Tableau 3.1: Résultats d'analyse d'agressivité des échantillons d'eau des piscines E51 et E80	38
Tableau 3.2: Composition de l'eau brute Albien	39
Tableau 3.3: Résultats d'analyse des dépôts	39
Tableau 4.1: Composition du fluide réfrigérant	43
Tableau 4.2: Paramètres des dimensionnements de l'échangeur E674 B	45
Tableau 4.3: Comparaison des résultats de simulation avec ceux du design	46
Tableau 4.4: Résultats de calcul du bilan global de l'unité GPL	51
Tableau 4.5: Composition du gaz d'alimentation HP	56
Tableau 4.6: Résultats du calcul de flash dans le ballon V651	57
Tableau 4.7: Résultats de flash à la sortie E652 à l'état entartré.....	58
Tableau 4.8: Résultats de flash V654 à l'état entartré.....	59
Tableau 4.9: Résultats de flash V658 à l'état entartré.....	60
Tableau 4.10: Résultats de flash V665 à l'état entartré.....	61
Tableau 4.11: Résultats de flash V656 à l'état entartré.....	62
Tableau 4.12: Récapitulatif des quantités de GPL récupérées	63
Tableau 4.13: Résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté tube à l'état entartré	67
Tableau 4.14: Résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté calandre E656.....	67
Tableau 4.15: Résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté calandre E655.....	68
Tableau 4.16: Résultats d'enthalpie à l'entrée et sortie côté calandre E654 à l'état entartré.....	68
Tableau 4.17: Résultats finals de calcul de l'enthalpie de la batterie cryogénique	69
Tableau 4.18: Résultats de bilan énergétique des échangeurs cryogéniques.	70
Tableau 4.19: Récapitulatif des quantités de GPL récupérées	71
Tableau 4.20: Résultats de bilan énergétique des échangeurs cryogéniques.	71
Tableau 4.21: Paramètres utilisés (T et P).....	72
Tableau 4.22: Taux de condensation aux différents ballons de flashes	72
Tableau 4.23: Quantités des GPL récupérées dans la section cryogénique.....	73
Tableau 4.24: Quantités des propanes perdus dans le gaz sortant du V656 (ballon de reflux du dééthaniseur)	73
Tableau 4.25: Quantités des GPL récupérées.....	73
Tableau 4.26: Paramètres des aéroréfrigérants E651 et E652.....	78
Tableau 4.27: Paramètres des dimensionnements de l'échangeur E674 B	78
Tableau 4.28: Bordereaux des couts de retubage	78
Tableau 4.2.9: Tableau récapitulatif de résultat de la partie économique	77

Liste des figures

Figure 1.1 : Schéma simplifié du centre industriel sud de Hassi Messaoud.....	5
Figure 1.2 : Schéma synoptique de l'unité GPL1.....	9
Figure 1.3 : Schéma simplifié de l'unité GPL1.....	20
Figure 2.1 : Utilisations de n-Butane.....	26
Figure 2.2 : Utilisations de Propane.....	27
Figure 2.4 : Demande nationale en GPL.....	30
Figure 2.5 : Offre prévisionnelle nationale de GPL (en MT).....	31
Figure 3.1 : Echangeur propre.....	33
Figure 3.2 : Echangeur encrassé.....	33
Figure 3.3 : Entartrage des ailettes des aéroréfrigérants humides.....	34
Figure 3.4 : Nettoyage à l'aide d'un pistolet hydraulique.....	37
Figure 4.1 : Schéma de la boucle de propane.....	44
Figure 4.2 : Schéma de la boucle de propane établi par le simulateur HYSYS.....	45
Figure 4.3 : Influence du facteur d'encrassement sur la température du propane.....	47
Figure 4.4 : Influence du facteur d'encrassement sur le taux de condensation du propane.....	48
Figure 4.5 : Influence du facteur d'encrassement sur le débit du reflux récupéré.....	48
Figure 4.6 : Schéma simplifié de la déshydratation du gaz.....	53
Figure 4.7 : Schéma simplifié de la section cryogénique.....	53
Figure 4.8 : Ballon de flash.....	54
Figure 4.9 : Schéma de la batterie d'échangeurs cryogéniques.....	64
Figure 5.1 : Sélection du procédé membranaire.....	83
Figure 5.2 : Schéma explicatif du fonctionnement d'un électrodialyseur.....	85
Figure 5.3 : Etapes de traitement de l'eau ALBIEN.....	87
Figure 5.4 : Principe de l'osmose et de l'osmose inverse.....	88
Figure 5.5 : Processus de traitement de l'eau par Osmose Inverse.....	89
Figure 5.6 : Structure interne d'une membrane.....	91
Figure 5.7 : Prétraitement conventionnel typique.....	93
Figure 5.8 : Les différents constituants des filtres à sable.....	93

Liste des annexes

Annexe A : Les Abaques

Annexe B : Les propriétés des mélanges

Annexe C : Résultats de calcul des bilans de matière et thermique à l'état neuf

Annexe D : Les données de calcul économique

Annexe E : l'impact de l'encrassement sur les propriétés physiques

Liste des abréviations

GPL: Gaz pétrole liquéfiés.

Q: Débit (kg/h).

PM: Poids moléculaire.

Ki: La constante d'équilibre

E651:Aéro-Réfrigérant à air humidifié de l'alimentation de gaz HP.

E652:Aéro-Réfrigérant à air humidifié du gaz de refoulement du C652.

TH: Un titre hydrométrique.

PiscinesE651/652 et E680A/B: Les piscines des deux tours des aéroréfrigérants humides et l'échangeur à eau de la boucle de propane.

C655:Compresseur de propane réfrigérant.

E601:Aéro-refrigérant de la boucle de propane.

V673: Ballon de recette du propane de réfrigération.

V674: Ballon d'aspiration de compresseurs C655.

E674: Condenseur de propane de réfrigération à eau.

V672: Ballon de recettes du propane condensé.

E662: Condenseur à propane de la tête du déethaniseur.

Ft: le facteur d'encrassement en (C.m².h/kJ).

Q_{VGA}: Débit volumique du gaz

Hm: Enthalpie molaire(kcal / kmole).

Problématique

Durant les périodes chaudes de l'année la température de sortie du gaz d'alimentation HP de la batterie d'aéroréfrigérants humides E651 et E652 de l'unité GPL1 sud augmente par rapport au design. Cela est dû à un dépôt massif de tartre sur les ailettes des tubes qui engendre la diminution de la surface de contact entre le fluide chaud (gaz HP) et le fluide froid (l'air humide), d'où la diminution du transfert de chaleur. Il en résulte un mauvais refroidissement du gaz HP.

Le mauvais refroidissement du gaz d'alimentation à la sortie des aéroréfrigérants E651 et E652 engendre une baisse du rendement de l'opération de liquéfaction au niveau de la section cryogénique. D'où une baisse du taux de récupération du GPL et de la production.

Introduction générale

Vu l'importance que représente le pétrole brut et ses dérivés sur l'économie de notre pays, il est nécessaire de faire fonctionner les unités de production à leur rendement maximal, afin d'éviter toutes pertes de nos richesses nationales, après le gaz naturel, le pétrole brut, l'exportation des GPL et condensats constitue l'une des plus importantes sources de revenus du pays.

Les pertes de GPL dans le gaz résiduel de l'unité GPLI / SUD de HASSI-MESSAOUD ou nous avons effectué notre mise en situation professionnelles, s'estiment à environ 238 tonnes par jour ce qui représente une grande perte en devises. Sachant que ces pertes sont partagées en deux parties à savoir : en tête du déethaniseur, et de la section cryogénique (froide). Les pertes au niveau du déethaniseur sont contrôlables par le respect des paramètres opératoires (pression, température de fond et le débit de reflux), tandis que les pertes dans la section cryogénique sont fonction du rendement de l'opération de liquéfaction qui dépend de la température et de la pression en amont de la section. Plus la température en amont de la section cryogénique est basse et plus le taux de liquéfaction est plus important.

Durant les périodes chaudes de l'année la température de sortie du gaz d'alimentation HP des batteries d'aéroréfrigérants humides E651 et E652 de l'unité GPL1 sud augmente par rapport au design, cela est dû au dépôt massif d'une couche de tartre sur les ailettes des aéroréfrigérant humides. Nous constatons aussi le mauvais fonctionnement de l'échangeur à eau de la boucle de propane (suite à l'encrassement des tubes) servant à liquéfier le propane qui refroidit le produit de tête du déethaniseur. Ces problèmes engendrent un mauvais refroidissement et par conséquent des pertes considérables en GPL dans le gaz résiduel.

C'est dans ce contexte qu'une étude de l'influence de l'entartrage des aéroréfrigérants humides E651 et E652, nous a été proposée.

Notre mémoire se divise en deux parties :

Une partie théorique, composée de trois chapitres décrivant la présentation du complexe industriel sud de Hassi Messaoud ,la description du fonctionnement de l'usine GPL1,les généralités sur les GPL, généralités sur l'encrassement et l'analyse de l'eau de refroidissement « ALBIEN » ainsi que le dépôt formé au niveau des ailettes des aéroréfrigérants humides.

Une partie pratique, composée de deux chapitres décrivant la simulation de la boucle de propane afin de montrer l'impact de l'encrassement sur le refroidissement du produit de tête du déethaniseur, l'évaluation des pertes de production de GPL,le calcul économique et enfin le traitement des eaux « ALBIEN ».

Chapitre 1 :
Présentation du complexe
industriel sud de Hassi
Messaoud

1.1. Introduction

Le gisement pétrolier de Hassi-Messaoud d'une superficie de 2500 km² est subdivisé géographiquement en deux zones nord et sud.

Cette répartition remontant à 1956 lors de la découverte et l'exploitation des champs par les 2 compagnies françaises CFPa au nord et la SNREPAL au sud, a engendré la création de deux centres de production.

Au début ces centres regroupaient uniquement des installations de séparation, de traitement, de stockage et expédition du pétrole brut, par la suite, d'autres unités de traitement de gaz et de réinjection sont venues s'y greffer pour étendre davantage les centres de production.

Actuellement, l'ensemble de ces unités nombreuses et diversifiées, forme deux complexes industriels sud et nord (CIS et CINA).

Les deux complexes CIS et CINA composés d'une chaîne de procédés plus ou moins complexe ont pour fonction le traitement des effluents en provenance des puits producteurs. Ces procédés sont faits pour prendre en charge :

- Le traitement de l'huile : séparation huile-eau-gaz, dessalage, et stabilisation ;
- Le traitement des gaz associés pour la production des GPL et condensat ;
- Le traitement des eaux huileuses pour la protection de l'environnement ;
- Le raffinage d'une partie du brut pour la production des carburants ;
- La réinjection des gaz résiduels pour le maintien de la pression du gisement ;
- L'injection d'eau pour le maintien de la pression du gisement. [1]

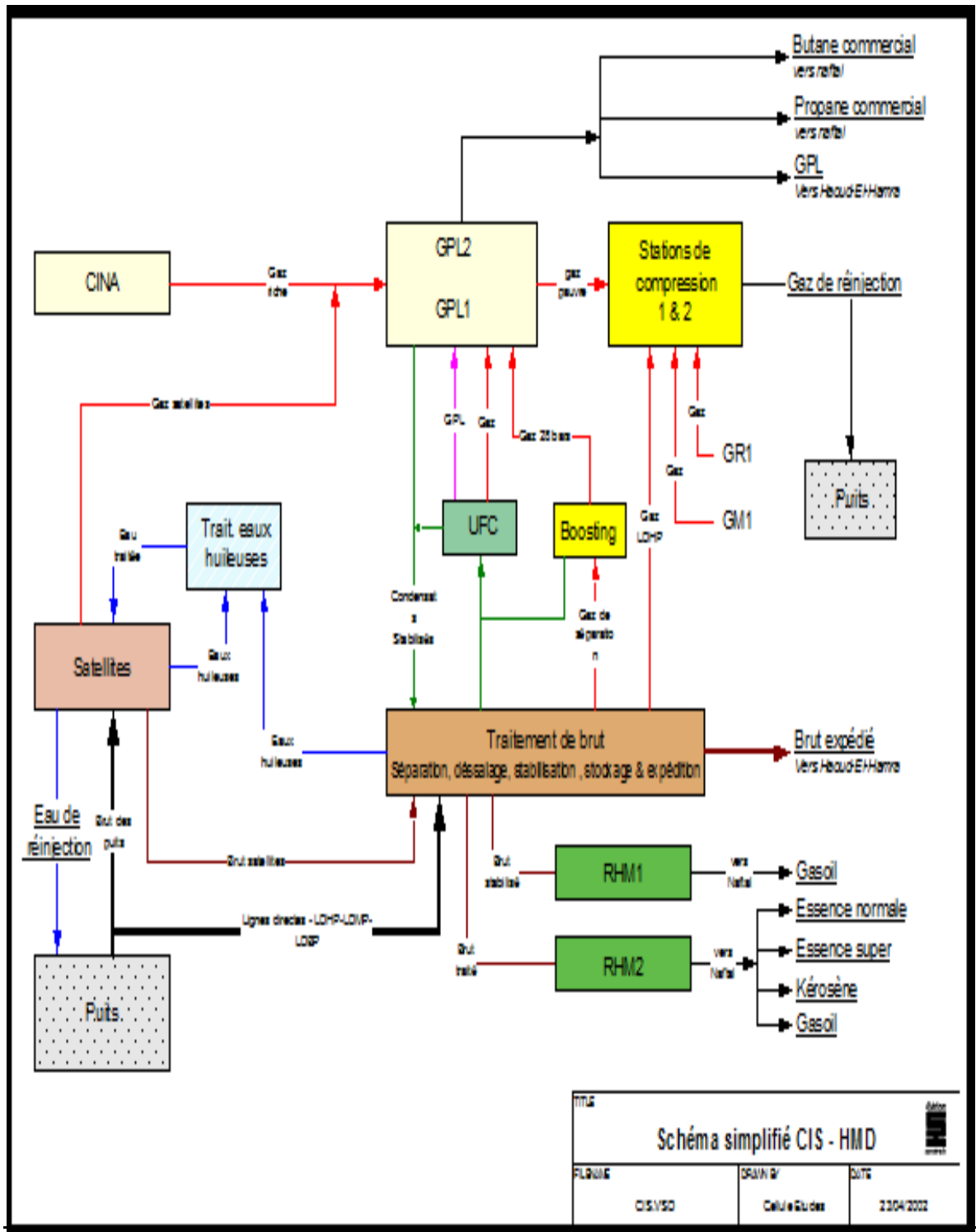


Figure 1.1 : Schéma simplifié du centre industriel sud de Hassi Messaoud

1.2. Le complexe industriel CIS

Situé au sud du champ, reçoit la production totale en huile de la zone sud, cette production provient essentiellement des unités satellites d'une part et directement des puits en LDHP (ligne directe haute pression), en LDBP (ligne directe basse pression) et en LDMP (ligne directe moyenne pression) d'autre part, Ce complexe se compose de six départements :

1.2.1. Département Traitement

Il reçoit le brut arrivant des puits de HMD à travers le réseau de collecte du champ.

1.2.2. Département GPL (Gaz du Pétrole Liquéfié)

Il consiste à liquéfier les gaz provenant du brut afin de produire le GPL, propane, butane et condensats.

1.2.3. Département injection

Il possède deux services : le service compression qui se compose de sept stations de compression opérationnelles qui assurent la compression du gaz provenant du GPL et de service traitement (pression initial = 28 bars).

Chaque station de compression possède deux types de compressions ; basse pression et haute pression. Le gaz reçu par le groupe basse pression a 26 bars subit deux étages de compression intercalés par deux refroidissements pour atteindre une pression moyenne de 110 bars et une température moyenne de 65°C et passera par la suite au groupe haute pression où on effectuera deux étages de compression intercalés par deux refroidissements pour atteindre une pression moyenne de 420 bars et une température de 90°C. Et le service satellites qui s'occupe de l'expédition et de la réinjection du gaz dans les zones d'injection de gaz dans le but de maintenir la pression du gisement.

1.2.4. Département Raffinerie

La raffinerie a été construite en 1979. Elle est conçue pour traiter 1.700.000 tonnes de brut par an.

1.2.5. Département Contrôle

Il s'occupe de l'analyse des différents paramètres concernant la charge de brut ainsi que les produits finis et semi-finis (contrôle suivi des normes).

En fonction du type de contrôle, plusieurs paramètres sont mesurés :densité, viscosité, salinité, PH, TV Read, indice d'octane, température de trouble, température de gel de gasoil, point de congélation de kérosène, indice de cétone,...etc.

1.2.6. Département Programmation

Il s'occupe de l'élaboration des programmes des stages et formation au niveau de la direction, et le planning de production.

Il comporte 03 cellules:

- ☞ Cellule Formation.
- ☞ Cellule Etudes.
- ☞ Cellule Calcul.

1.2.7. Département ordonnancement

Il s'occupe de la gestion du personnel et la comptabilité de la direction. [1]

1.3. Présentation de l'unité GPL1

L'unité GPL1 du complexe industriel sud a été construite par ALTRA d'après une étude de FLUOR ENGLAND-LTD et a démarré en 1973.

Le but principal de l'unité est de traiter les gaz associés pour récupérer :

- ✓ Un mélange propane-butane (GPL)
- ✓ Le butane commercial et le propane commercial

Le propane et le butane produits sont livrés au centre enfuteur de NAFTAL adjacent au complexe industriel sud pour satisfaire les besoins du sud-est Algérien en ces produits.

Le mélange propane-butane (GPL) est expédié à Haoud el Hamra puis pompé vers les centres industriels d'Arzew (GP1Z et GP2Z).

La production design de l'unité GPL1 est de 1330 T/J dont 150 T/J de butane et 300 T/J de propane avec un taux de récupération de 90%. Les spécifications des produits finis sont résumées dans le tableau 1.1 ci-dessous.

Tableau 1.1: Spécifications des produits finis

Produits	GPL	Butane	Propane
C1 et C2 (% mol)	< 3	Traces	5.1 max
C3 (% mol)		22.1 +/- 9	94.5 min
C4 (% mol)		76.4 +/- 9	0.4 max
C5 (% mol)	< 0.4	1.5 max	-

L'unité de GPL1 du complexe industriel sud est alimentée en gaz par deux sources :

- ✓ Un gaz riche constitué par le mélange des vapeurs de tête des colonnes de stabilisation de brut et de fractionnement des condensats (UFC) du service de traitement de brut appelé gaz de stabilisation et ayant une pression d'entrée de 18.8 kg/cm² (UFC en arrêt actuellement)
- ✓ Un gaz haut pression provenant du manifold gaz 28 bars appelé gaz HP.

Le schéma synoptique ci-dessous illustre les étapes de production de GPL de l'unité GPL1 :

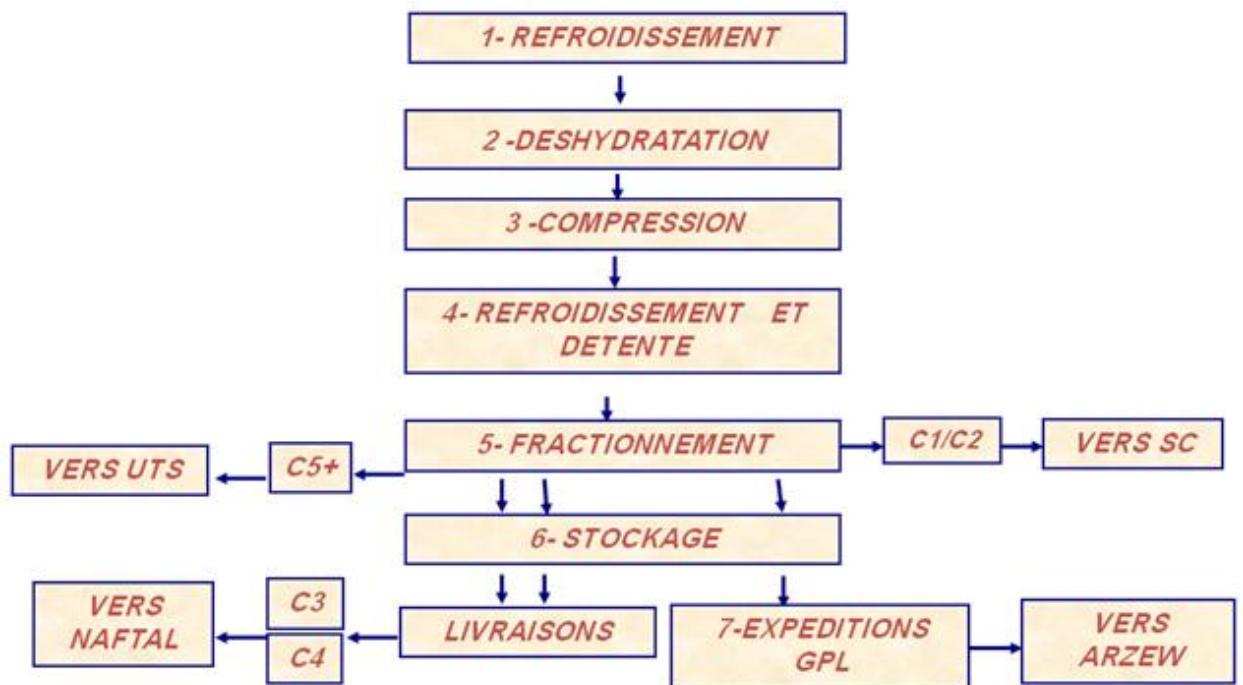


Figure 1.2 : Schéma synoptique de l'unité GPL1

1°) Section de pré-refroidissement

Elle a pour but le pré-refroidissement du gaz d'alimentation et est composée d'une batterie de huit aéroréfrigérants humides.

2°) Section de déshydratation

Le rôle de cette section est d'éliminer l'eau contenue dans le gaz d'alimentation et condensat afin d'éviter le bouchage dans les parties froides de l'unité.

Elle est composée principalement de :

- ✓ 03 déshydrateurs gaz V652 A/B/C dont 02 en service et 01 en régénération
- ✓ 02 déshydrateurs liquide V659 A/B dont 01 en service et 01 en régénération
- ✓ 02 échangeurs de chaleur E653 A et B

3°) Section de compression

Son rôle est de comprimer le gaz de 27 kg/cm² à 64 kg/cm² à travers un compresseur centrifuge C652 entraîné par une turbine à gaz de type ROLLS ROYCE.

4°)Section de refroidissement et détente

Le but de cette section est de refroidir le gaz à une température de -20°C à travers une batterie d'échangeurs puis le détendre par un turbo-expander jusqu'à 26 kg/cm² à une température de - 50°C.Elle est composée de :

- ✓ 03 échangeurs cryogéniques E654, E655 A/B, E656 A/B
- ✓ 03 ballons séparateurs V654, V658 et V665
- ✓ Un turbo expander C653B

5°)Section de fractionnement

Elle est constituée de 03 colonnes de distillation

- ✓ Un déethaniseur qui a pour but l'élimination des fractions légères telles que le méthane et l'éthane.
- ✓ Un débutaniseur qui a pour rôle de séparer le GPL des condensats.

- ✓ Un dépropaniseur qui a pour but de produire le propane et le butane suivant les besoins de NAFTAL.

Le gaz résiduel est envoyé vers les stations de compression pour la réinjection et les condensats sont envoyés vers l'unité de valorisation des condensats de l'usine GPL2.

6°) Section de stockage et expédition

La zone de stockage et expéditions se compose principalement de :

- ✓ 40 réservoirs cylindriques horizontaux (cigares) d'une capacité de 255 m³ chacun, ayant chacun une hauteur de 3962 mm.
- ✓ 02 sphères FB 2501 et FB 2502 ayant chacune une capacité de 1750 m³ et une hauteur de 15170 mm.
- ✓ 04 pompes d'expéditions de GPL P1701 A/B/C/D en série ayant chacune un débit de 200 m³/h.

Les réservoirs sont répartis comme suit :

- 1 - V663 A à J : stockage de GPL à 14,5 bars
- 2 - V663 K à N : réservoirs tampons de la pomperie avec une pression de 14 bars
- 3 - V668 A à F: stockage du GPL/UFC à 14,5 bars
- 4 - V668 G à N : Stockage du propane : 08 réservoirs à 14,5 bars
- 5 - V669 A à L : stockage de butane à 5,5 bars
- 6- Les sphères FB 2501/2502 sont réservées pour stocker soit du GPL ou du butane.

Les pompes d'expéditions sont des pompes centrifuges immergées à 12 étages chacune, destinées à refouler le produit GPL le long du pipeline 8" en direction de Haoud el Hamra. [1]

1.4. Description du procédé de fonctionnement de l'unité

1.4.1. Refroidissement et compression du gaz d'alimentation

Le gaz de stabilisation en provenance de l'unité de stabilisation et de l'UFC (unité de fractionnement des condensats) arrive à l'unité saturé en eau à une pression de $18,8 \text{ kg/cm}^2$ et 35°C , il est comprimé par le compresseur alternatif à un seul étage et à entraînement par moteur électrique C651 jusqu'à la pression du gaz de séparation HP (haute pression) 27 kg/cm^2 , le refoulement du compresseur C651 rejoint la deuxième alimentation le gaz HP pour former ainsi l'alimentation combinée.

Le gaz combiné à 68°C est refroidi par les aéroréfrigérants à air humidifié E651 jusqu'à 38°C .

La charge est ensuite séparée dans un ballon séparateur triphasique V651 en : gaz, condensats et eau ; l'eau est purgée tandis que le gaz et les condensats sont déshydratés respectivement dans les déshydrateurs de gaz V652 A/B/C et les déshydrateurs de liquide les V659 A/B.

1.4.2. Déshydratation et régénération

Afin d'éviter la formation des hydrates dans la section froide le liquide hydrocarbure du V651 est pompé par les P659 A/B vers les déshydrateurs liquide V659 A/B renfermant un dessiccant du type tamis moléculaire 4A° ; les condensats déshydratés rejoignent ensuite les condensats en provenance des refroidisseurs de gaz pour former l'alimentation du dééthaniseur V655 ; Le deuxième déshydrateur est régénéré simultanément.

Le gaz provenant du V651 est séché dans deux déshydrateurs en parallèles, le troisième déshydrateur de gaz est régénéré pendant que les deux autres sont en service.

Le gaz de régénération à la fois pour les déshydrateurs de gaz et de liquide fait partie du gaz de tête en provenance du ballon de reflux V656 du déethaniseur V655.

Le gaz de régénération est d'abord préchauffé dans le préchauffeur de gaz de régénération E654 par échange de chaleur avec le gaz d'alimentation d'arrivée, il est ensuite réchauffé jusqu'à 274°C dans le réchauffeur de gaz de régénération E653 A/B qui utilise un circuit d'huile chaude à 299°C comme fluide de réchauffage, le gaz utilisé dans la phase de refroidissement est le même que le gaz de réchauffage si ce n'est qu'il contourne E653 A/B.

Les cycles des déshydrateurs sont comme suit dans le tableau ci dessous :

Tableau 1.2 : Cycles de déshydratation gaz et liquide

ETAPE	Durée en heures			
	Déshydrateur gaz		Déshydrateur liquide	
	Design	Actuel	Design	Actuel
Dépressurisation (vidange)	-	-	7	0,25
Réchauffage	4	4	5	8,5
Refroidissement	2	1,5	2,5	1,5
Pressurisation (remplissage)	-	-	7	0,75
Réserve	-	-	2,5	-
Déshydratation (service)	12	11	24	11

Après l'étape de réchauffage, les tamis moléculaires sont ensuite refroidis.

Le gaz utilisé dans l'étape de refroidissement est le même que celui de l'étape de réchauffage, si ce n'est qu'il contourne les échangeurs E653 A/B. Après désorption de l'eau, le gaz humide de régénération est refroidi dans les aéroréfrigérants à air sec E660 à 66°C.

L'eau et les condensats entraînés sont récupérés dans un ballon séparateur : l'eau est purgée, les condensats sont mélangés avec les C5+ sortie unité, tandis que le gaz rejoint le gaz résiduel à la sortie des échangeurs cryogéniques.

1.4.3. Compression et refroidissement de l'alimentation combinée

Une fois le gaz déshydraté, il sera aspiré par le compresseur centrifuge principal C652 pour être comprimé de 25,6 kg /cm² à 64 kg/cm² (design)

Le compresseur C652 est entraîné par une turbine à gaz GT652 du type turbo jet ; le gaz refoulé à une température de 105°C est en premier lieu refroidis jusqu'à 35°C dans les aéroréfrigérants à air humidifié E652.

1.4.4. Réfrigération de l'alimentation

Le gaz d'alimentation refroidi par les aéroréfrigérants E652 est réfrigéré jusqu'à -20°C dans les échangeurs cryogéniques :

- E656 A/B : préchauffeurs de l'alimentation du déethaniseur ;
- E655 A/B : réchauffeurs du gaz résiduel ;
- E654 : préchauffeur du gaz de régénération.

Une condensation partielle de l'alimentation se passe dans les aéroréfrigérants E652 mais le liquide n'est pas séparé. Des colonnes de séparation (conduites longues) sont installées pour assurer une distribution régulière du liquide dans le courant de gaz vers chaque échangeur.

Les diamètres de chaque conduite sont choisis de telle façon à diriger 65% du gaz d'alimentation vers les échangeurs cryogéniques E656 A et B, 10% vers l'échangeur E654 et les 25% restant vers l'échangeur E655 A.

Les sorties cotés tubes des échangeurs E654 et E655 A se combinent pour former l'entrée du E655 B.

Le gaz passant par les échangeurs E656 A et B refroidi par l'alimentation du déethaniseur provenant du ballon de flash V658 et du ballon de séparation de la sortie de l'expander V665.

Le gaz passant par les échangeurs E655 A et B est refroidi par le gaz résiduel provenant des deux ballons V658 et V665.

Le gaz passant par l'échangeur E654 est refroidi jusqu'à -4°C par le gaz de régénération provenant de la tête du déethaniseur.

1.4.5. Détente de la charge

Le gaz d'alimentation réfrigéré à -20°C est séparé dans le ballon V654 d'alimentation du détendeur C653 B.

Le liquide du V654 est détendu par la vanne Joule-Tomson LV657 de 63 à $31,5 \text{ Kg/cm}^2$ sous la commande du régulateur de niveau du ballon V654 puis séparé dans le ballon V658.

Le gaz du V654 est détendu à son tour jusqu'à 27 Kg/cm^2 par le détendeur (expander) C653 B, le liquide récupéré par détente est recueilli dans le ballon séparateur V665. Les gaz des ballons V665 et V658 se combinent pour donner avec le gaz de tête du déethaniseur le gaz résiduel qui refroidira l'alimentation en passant par les échangeurs E655 A et B côté calandre.

Les liquides de ces deux ballons se combinent à leur tour pour former ainsi la charge du déethaniseur qui refroidira l'alimentation en passant côté calandre des échangeurs E656 A et B.

1.4.6. Groupe compresseur et détendeur

Le groupe compresseur détendeur se compose d'un turbo expander à un seul étage chargé par un compresseur centrifuge intégré à un seul étage situé à l'extrémité opposée de l'arbre du détendeur.

La pression dans le ballon Knock-out de l'expander V654 est régulé par un PIC qui agit sur l'ouverture des tubulures d'entrée ajustable sur le détendeur ; la vitesse de l'expander est contrôlée par un SIC qui agit sur une vanne Joule Tomson pour by-passer le détendeur.

Les phases vapeurs des ballons séparateurs V665, V658 et celle du ballon de reflux du déethaniseur V656 se combinent pour former le gaz résiduel qui refroidira la charge dans les échangeurs E655A /B puis se combine avec le gaz de régénération avant d'être aspiré par le compresseur C653A qui le comprime de 26,5 à 28,5 kg/cm² et l'envoi vers les stations de compression sud ; une partie du gaz résiduel servira comme fuel gaz pour l'unité.

1.4.7. Description du déethaniseur

La charge du déethaniseur est constituée du liquide déshydraté recueilli dans le ballon V651 et les condensats recueillis dans les ballons V658 et V665.

La charge entre dans la colonne en état de mélange liquide –vapeur à une température de 21°C ; cette colonne constituée de 35 plateaux fonctionne à une pression de 30 kg/cm² et elle est dimensionnée pour donner un produit de fond exempt d'éthane.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans le condenseur de tête E662 en utilisant le propane liquide comme agent réfrigérant à une température de - 23,5°C.

Le liquide séparé dans le ballon de reflux se sépare du gaz non condensé à une température de -15°C, il est pompé par les pompes P657 pour constituer ainsi un reflux total.

La colonne est rebouillie par un rebouilleur du type 'KEETLE ' E658 ; la chaleur nécessaire au rebouillage est assurée par un système de circulation d'huile chaude comme agent caloporteur à une température de 299°C.

Le produit de fond du déethaniseur s'écoule sous la commande du régulateur de niveau du rebouilleur vers le débutaniseur V657.

1.4.8. Description du débutaniseur

Le débutaniseur est une colonne de 37 plateaux fonctionnant à une pression de 17 bars, cette colonne est conçue pour séparer les produits de fond du déethaniseur C3+ en deux parties :

- produit de tête : GPL (propane + butane)
- produit de fond : essence légère C5+

Les vapeurs de tête du débutaniseur sont entièrement condensées dans les aéroréfrigérants E657 à air sec.

Le produit GPL recueilli du ballon de reflux V660 est divisé en trois parties à savoir :

- Une partie aspirée par les pompes P652A/B qui servira comme reflux de tête sous le contrôle du régulateur de débit.
- Une deuxième partie est refoulée par les pompes P660A/B vers le dépropaniseur sous la commande d'un régulateur de débit.
- Le reste de GPL est refroidi avant d'être stocké ; De même que pour le déethaniseur, le débutaniseur est rebouilli par un rebouilleur du type ' KEETLE' à circulation d'huile chaude E659.

L'essence légère C5+ du fond du débutaniseur est refroidie puis envoyée vers l'unité de valorisation des condensats au niveau de GPL2.

1.4.9. Description du dépropaniseur

Le dépropaniseur est une colonne de 43 plateaux qui fonctionne à une pression de 22 bars, elle a été conçue pour traiter une charge de GPL en la séparant en propane et en butane commerciaux.

La charge est préchauffée jusqu'à 70°C dans l'échangeur E669 par le produit de fond à savoir le butane.

Actuellement, le dépropaniseur est alimenté par le GPL produit à l'unité GPL1 et GPL2 suite à la forte demande du butane par NAFTAL; Les vapeurs de tête sont entièrement condensées dans les aéroréfrigérants E670 à air sec. Les pompes P661 renvoient le reflux vers la tête de colonne sous la commande du régulateur de débit, tandis que le propane restant au ballon de reflux est envoyé vers stockage après refroidissement.

La colonne est rebouillie par le même type de rebouilleur que ceux des autres colonnes ; Le produit butane de fond est envoyé vers stockage après refroidissement.

1.4.10. Système d'huile chaude

Le système utilise une huile caloporteuse ' TORADA 55 ' pour le rebouillage des trois colonnes ainsi que pour le réchauffage du gaz de régénération des déshydrateurs.

L'huile est aspirée d'un ballon tampon puis dégazée avant d'être pompée vers le four par deux pompes en parallèle P655A/B/C ;

Le four H651 est un four cylindrique à tubes verticaux chauffé au gaz à l'aide de 12 brûleurs ; La température de sortie est maintenue proche de 299°C en agissant sur la pression du fuel gaz.

1.4.11. Unité de réfrigération de propane

C'est une boucle frigorifique de propane réfrigérant requise pour le condenseur de tête du dééthaniseur, le propane liquide froid refroidit les vapeurs de tête et les condense partiellement en se vaporisant lui-même.

Le régulateur de niveau du condenseur E662 contrôle le débit de propane liquide entrant côté calandre, sa consigne est donnée par le régulateur de température de tête par un système de régulation en cascade ; le propane vaporisé au condenseur passe par le ballon épurateur V674 pour former la première aspiration du compresseur C655 qui est un compresseur centrifuge à gaz entraîné par un moteur électrique, un deuxième compresseur C655S qui est en service entraîné par un moteur électrique.

Le propane est comprimé de (1,18 bars ; -23,8°C) à (17 bars ; 67°C), puis condensé à 45°C dans les échangeurs à eau E674 après passage par les aéroréfrigérants à air sec les E601, le propane liquide est recueilli dans le ballon V672 avant d'être détendu à 8.4 bar par la vanne régulatrice de niveau de ce ballon vers le ballon V673.

Le propane est séparé dans le ballon V673 à une pression de 8,4 bars et 19,4°C, et delà le liquide s'écoule vers le condenseur E662 après être détendu une deuxième fois jusqu'à 1,18 bars par le biais de la vanne de régulation du niveau du condenseur E662 ; La vapeur du V673 est recyclée vers le compresseur C655 pour former ainsi sa deuxième aspiration.

1.4.12. Système d'humidification de l'air

La température de l'air humide est plus basse que celle de l'air sec, et vu les valeurs très élevées que peut atteindre la température ambiante dans les zones sahariennes telle que HASSI-MESSAOUD pendant les saisons chaudes, on procède à humidifier l'air ambiant pour mieux refroidir ; Des aéroréfrigérants sont installés au-dessus de la tour d'humidification, l'air est aspiré par les ventilateurs et humidifié en passant à contre courant avec l'eau froide pompée du bassin de la tour.

1.4.13. Tour de refroidissement de l'eau de la boucle de propane

Elle est conçue pour refroidir l'eau qui condense le propane réfrigérant à la sortie du compresseur C655 ; c'est une tour de refroidissement à air forcé classique, l'eau est circulé par les pompes P662A/B du réservoir jusqu'au côté tube du condenseur de propane E674 et retourne à la tour E680 du haut pour être pulvérisée.

Actuellement, vu le problème de bouchage des tubes des échangeurs E674 causé par la salinité de l'eau utilisée (ALBIEN) on a installé des aéroréfrigérants à air sec E601 entre le refoulement du compresseur C655 et le condenseur E674 afin de compenser les pertes thermiques du condenseur E674 suite à l'entartrage des tubes.

1.4.14. Système de fuel gaz

Le fuel gaz de l'unité provient du gaz résiduel, il alimente :

- Le four d'huile chaude H651 ;
- Le turbo-jet GT652 ;
- Le réseau de pressurisation de la zone de stockage.

1.4.15. Système d'air instrument

L'air instrument et l'air service sont fournis par deux compresseurs alternatifs entraînés par des moteurs électriques ; un compresseur est en service tandis que l'autre est en stand-by. L'air est refroidi puis une partie est séchée pour la production de l'air instrument.

1.4.16. Système d'injection du méthanol

Le système est utilisé seulement en cas de détection d'hydrates alors le méthanol est pompé vers quatre points :

- Le filtre d'entrée du détendeur (expander) ;
- Les entrées côté tubes des échangeurs cryogéniques ;
- L'aspiration des pompes P658 (pompe de liquide du V665) ;
- L'aspiration des pompes P657 (pompe de reflux du V655)

Dans la figure I.3 ci-dessous est illustré un schéma simplifié regroupant les sections décrites de l'unité GPL1. [1]

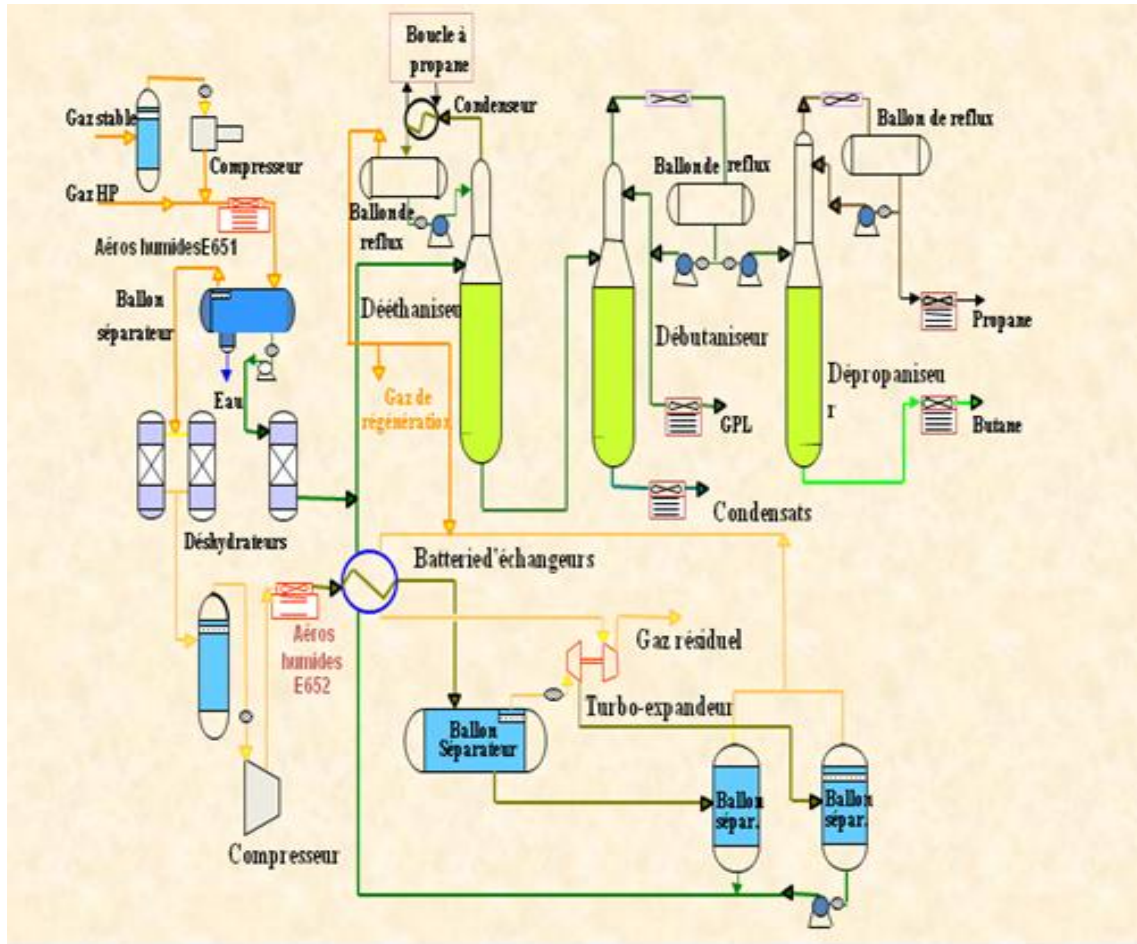


Figure 1.3 : Schéma simplifié de l'unité GPL1

Chapitre 2 :

Généralités sur les GPL

2.1. Introduction

L'appellation « gaz pétrole liquéfiés » est exclusivement réservée et au propane et au butane, car ils sont seuls à être à l'état gazeux à température et pression ambiante et à se laisser liquéfier sous faible pression (7.5 bar et 1.5 bars respectivement).

Ceci, présente l'intérêt de stocker une quantité importante d'énergie, dans un volume réduit, ce qui permet de le transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane et éthane) qui exigent des pressions très élevées et aussi de le commercialiser aisément dans des bouteilles en acier puisqu'il gazéifie au moment de son utilisation.

L'utilisation du GPL présente des avantages par rapport au diesel en permettant de réduire

- 50% des émissions d'oxyde d'azote.
- 60% de celles du monoxyde de carbone.
- 90% de celles des hydrocarbures et particules.

2.2. Généralités sur les GPL

2.2.1. Définition des GPL

Le GPL ou gaz de pétrole liquéfiés, représente les fractions légères d'hydrocarbures paraffiniques qui sont des hydrocarbures gazeuses liquéfiées composés majoritairement de coupe en C₃ et C₄, le propane et le butane étant les principaux composants.

La composition chimique des GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays. Il peut contenir le propylène, butène, une faible quantité de méthane, éthylène, pentane et exceptionnellement des hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacétylène. [2]

2.2.2 Propriétés des GPL

A température ambiante et à pression atmosphérique, les GPL ont la propriété d'être à l'état gazeux. Mais ils se liquéfient aisément en augmentant leur pression, facilitant ainsi leur stockage et utilisation.

Les GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout en plus un léger pouvoir anesthésiant, s'ils sont inhalés longuement et peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac. [3]

Les GPL lorsqu'ils se répandent sous forme liquide, hors d'un container sous pression, ils s'évaporent en produisant du froid: au contact de la peau, ils provoquent des brûlures caractéristiques appelées « brûlures froides ». [4]

Les vapeurs de GPL constituent avec l'air un mélange extrêmement inflammable et dangereux. Leur domaine d'inflammabilité dans l'air à 20°C et 1 atm varie de 2 à 10% (% volumique). Ce mélange est détonnant au contact d'une source de chaleur (flamme ou étincelle). [3]

Pour mieux les reconnaître ou déceler d'éventuelles fuites, on leur donne une odeur particulière au moyen de substances appropriées (mercaptans).

A l'état liquide, les GPL ont un haut coefficient de dilatation, ils se dilatent de 0.25% par degré de température dont il faut tenir compte lors de leur stockage dans les récipients que le remplissage ne doit jamais être dépassé au maximum 85% de sa capacité.

Le propane et le butane sont chimiquement réactifs et ils peuvent détériorer certains caoutchoucs naturels et certaines matières plastiques. Il est donné primordial d'utiliser que des accessoires et des équipements spécialement congrus pour ces gaz.

Les GPL sont insolubles dans l'eau et ils n'ont pas des propriétés lubrifiantes et cela doit être pris en considération lors du dimensionnement des pompes et compresseurs.

Les GPL sont d'une pureté parfaite et brûlent sans aucun déchet, n'encrassent ni les conduites, ni les brûlures des appareils d'utilisation.

Les GPL ne présentent aucun danger d'empoisonnement et ne sont pas à craindre par inhalation, à condition toutefois que l'organisme trouve suffisamment d'oxygène dans l'air. [2]

2.2.3. Caractéristiques des GPL

En général, les particularités physico-chimiques des GPL (courbe de distillation, tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, rendement dans les moteurs, etc.) dépendent de leur teneurs en divers hydrocarbures. [4]

Le pouvoir calorifique des GPL

Le pouvoir calorifique des GPL est pratiquement égal à celui des essences si on l'exprime en kilocalories par kilogramme de carburant, mais ses valeurs sont différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C (voir tableau I.1). Cette diversité provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence. En moyenne, la densité à 15°C des GPL est de 0.55 kg/litre et celle de l'essence de 0.73 kg/litre. Un moteur alimenté avec l'essence développe une puissance supérieure de 10 à 12%.

L'augmentation du rendement global des GPL par rapport à l'essence peut s'expliquer par une meilleure combustion due à une plus grande homogénéité du mélange gaz/air.

Tableau 2.1 : Comparaison de pouvoir calorifique entre l'essence et GPL

Pouvoir calorifique	GPL	Essence
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11850	11300
Pouvoir calorifique inférieur (kcal/kg)	11000	10500
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/litre)	6480	8200
Pouvoir calorifique inférieur (kcal/litre)	6050	7600

Un litre de GPL a une valeur énergétique de 22.5% inférieure à celle contenue dans le même volume d'essence. Un mélange de GPL doit respecter les spécifications suivantes :

- ✓ Moins de 50% de propane et plus de 19% de butane en volume.
- ✓ Pression de vapeur comprise entre 7.5 et 11.5 bar à 50°C.

Tableau 2.2 : Caractéristiques des composants des GPL. [5], [6]

	Propane	Isobutane	n-butane
Formule chimique	C ₃ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀
Tension de vapeur à 10°C (kg/cm ²)	6.2	1.3	1.5

Point d'ébullition à 760 mm Hg (°C)	-42	-11.7	-0.5
Densité du liquide à 15°C	0.51	0.56	0.58
Gaz obtenu à partir d'un litre de liquide (L)	272.7	229.3	273.8
Densité de la vapeur à 15°C	1.86	2.45	2.45
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11980	11828	11586
Température d'auto inflammation (°C)	480	480	420
Kg d'air comburant par kg de gaz	15.8	15.6	15.6
Nombre d'octane	96	97	89
Limite d'explosion (%)	2.2 à 9.4	--	1.9 à 8.5
TVR à -20°C	2.6	0.6	0.5
TVR à 0°C	5	1.7	1.1
TVR à 20°C	9	2.3	2.2
TVR à 40°C	14.5	5.7	4

Point d'ébullition et la masse volumique

Le point d'ébullition et la masse volumique sont représentés dans le tableau I.3

Tableau 2.3 : Point d'ébullition et masse volumique des GPL

	Point d'ébullition (°C)	Masse volumique du liquide (kg/m ³) à 15°C	Masse volumique du gaz (kg/m ³) à 15°C
Butane	0	585	2.5
Propane	-42	515	1.85

Un litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (15°C, 1 bar) et un litre de propane liquide libère 311 litres de gaz (15°C, 1 bar). Ces caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un grand avantage d'un point de vue stockage et transport. [7]

2.2.4 Caractéristiques du butane et propane commerciaux

Le butane et le propane commercialisés ne sont pas des produits purs mais des mélanges d'hydrocarbures répondant à des spécifications bien définies.

- **Le butane commercial**

Le butane commercial est essentiellement constitué d'hydrocarbures en butane, avec moins de 19% en volume de propane. La masse volumique doit être supérieure ou égale à 0.559 kg/l à 15°C (0.513 kg/l à 50°C), la pression de vapeur maximale est de 6.9 bar à 50°C et le point final d'ébullition inférieur ou égal à 1°C. [8]

- **Le propane commercial**

Le propane commercial est défini comme un mélange renfermant environ 90% en volume de propane, sa masse volumique doit être supérieure à 0.502 kg/l à 15°C (0.443 kg/l à 50°C), la pression de vapeur à 37.8°C est de 8.3 bar (11.5-19.3 bar à 50°C), la teneur en soufre est limitée en masse et le point final d'ébullition inférieur ou égal à -15°C. [9]

Tableau 2.4 : Caractéristiques du butane et propane commerciaux

	Butane commercial	Propane commercial
Pouvoir calorifique supérieur PCS (conditions standards)	49.4 MJ par kg 120.5 MJ par m ³	49.8 MJ par kg 93.3 MJ par m ³
Pouvoir calorifique inférieur PCI (conditions standards)	45.6 MJ par kg 109.6 MJ par m ³	46 MJ par kg 85.3 MJ par m ³
Pression de vapeur (bar)	2.9 6.6	9.6 12.9
	20°C 50°C	

2.2.5 Sources de GPL

Les GPL sont extraits à partir de divers sources qui peuvent être : [10],[11]

- ❖ de la récupération à partir des champs gaziers.
- ❖ de la récupération à partir de la liquéfaction du gaz associés (champs pétroliers).

- ❖ comme sous produits à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel (GNL).
- ❖ du pétrole brut après raffinage comme sous produit.

2.2.6 Les utilisations principales des GPL

L'avenir de la production des GPL s'annonce prometteur vu la demande mondiale qui ne cesse pas de croître, et ce pour leurs diverses utilisations. Parmi les utilisations des GPL, on peut citer par ordre d'importance : la combustion, la pétrochimie, les carburants et la production de l'électricité, ..., etc.

- **La combustion**

Le butane et le propane apportent une excellente qualité de combustion et possèdent un haut pouvoir calorifique, il s'agit de la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète sous pression atmosphérique. Le GPL présente une très bonne puissance énergétique comparée à d'autres combustibles. Le tableau I.5 illustre l'équivalent de la puissance énergétique des GPL par rapport aux autres combustibles.

Tableau 2.5 : Puissance énergétique d'un kg de GPL par rapport aux autres combustibles. [12]

Bois	Charbon	Fioul	Gaz naturel	Electricité
3 à 6 kg	1.5 à 2 kg	1.29 litre	1.16 m ³	13.8 kWh

- **Les GPL/c (carburants)**

Les GPL sont utilisés comme carburant automobile depuis des décennies. Ils constituent des produits exceptionnels au plan de la préservation de la qualité de l'air, ils ne contiennent ni soufre, ni benzène, ni autres substances toxiques. Ils sont également d'une qualité de combustion complète et ne génèrent aucune particule. [13]

Les véhicules légers qui fonctionnent aux GPL ou au gaz naturel ont des émissions de CO₂ comparables ou légèrement inférieures à celles des véhicules diesels et 20% plus faibles que celles des véhicules à essence. Par contre, le moteur à essence dégage en plus les NO_x, le SO₂ et autres particules polluantes, dont les effets sont néfastes pour l'environnement et la santé. [14]

- **La production de l'électricité**

Parmi les différents secteurs d'utilisation des GPL, la génération d'électricité pourrait constituer un secteur de développement et de promotion importante.

Cette option qui permet une utilisation des GPL avec des proportions importantes dépend essentiellement des prix respectifs de la rente différentielle entre le Gaz naturel/GPL sur le marché international. Des études et analyses sont lancées pour évaluer l'impact économique de l'introduction des GPL dans la production de l'électricité. [15]

- **Dans le domaine de la pétrochimie**

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'obtenir des produits finaux ou semi finaux utilisés dans l'industrie chimique. [16]

Les figures I.1 et I.2 illustrent les différents produits que l'on peut obtenir à partir de la transformation des GPL en propane et n-butane.

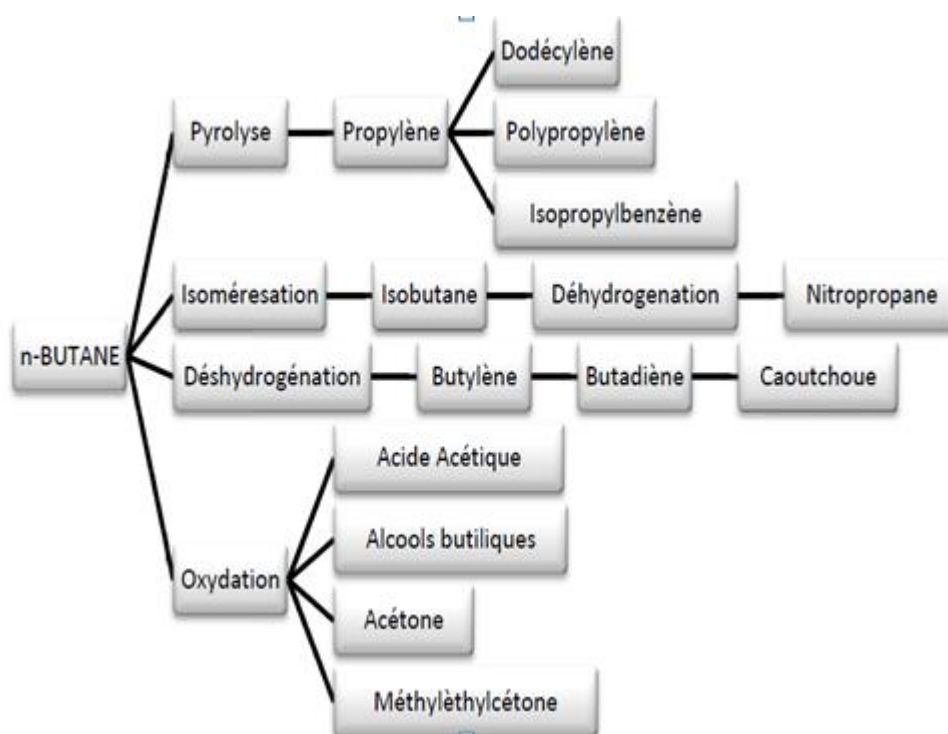


Figure 2.1 : Utilisations de n-Butane

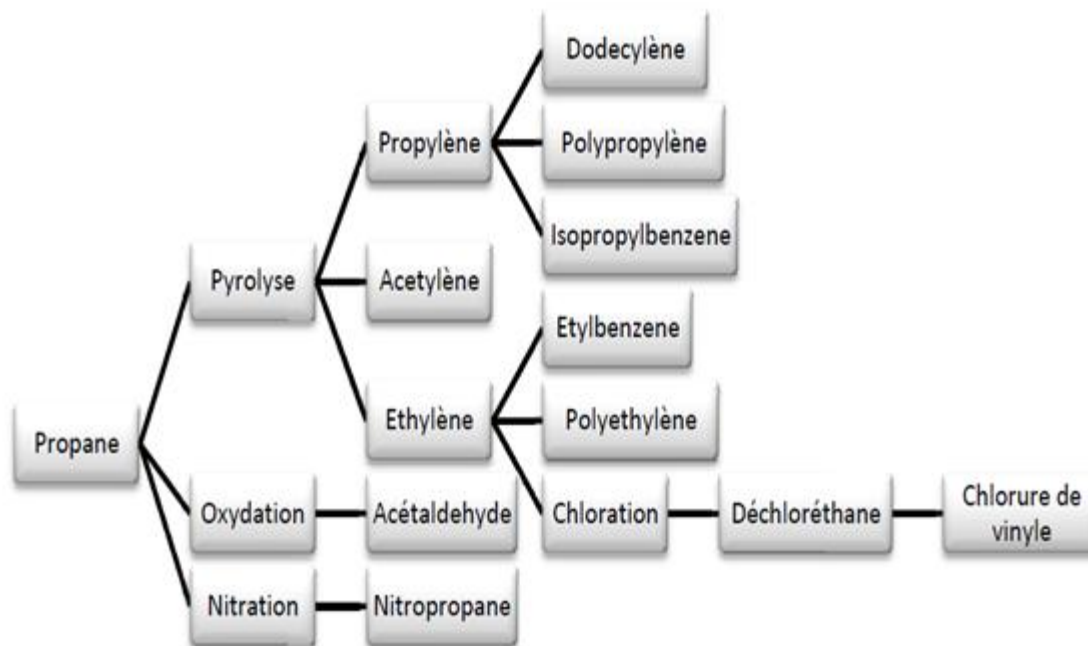


Figure 2.2 : Utilisations de Propane

2.2.7 Le stockage des GPL

Les GPL sont stockés sous pression dans des réservoirs sphérique ou cigare. Lors de leurs stockage, les vapeurs des GPL se dégagent par ébullition sous l'effet de :

- ❖ La convection et la radiation de chaleur atmosphérique.
- ❖ L'échauffement dû à la friction des GPL produits dans les canalisations.
- ❖ La différence de la température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Pour éviter la perte de ces vapeurs, les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une plage bien déterminée. Pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs est utilisé. Ces vapeurs sont comprimées de 5,3 bars à 19,0 bars, 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détentes à 5 bars. Ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

Il est à noter que certaines unités utilisent d'autres techniques de stockage à savoir :

- ✓ Stockage dans des sphères protégées par des pare soleil des pressions variables entre 12,5 et 14,5 bars.
- ✓ Stockage sous pression de fuel gaz dans des cigares. [10]

2.2.8 Risque des GPL

Les GPL peuvent constituer une source de danger dans la mesure où les précautions suivantes n'ont pas été prises en considération : [17],[10]

- ✓ Les GPL peuvent présenter un risque d'incendie dès qu'une fuite se produit ou dès que le gaz s'échappe dans l'atmosphère.
- ✓ Les GPL ne sont jamais remplis dans les réservoirs à plus de 85%
- ✓ Leurs vapeurs sont plus lourdes que l'air, ce qui provoque leur accumulation dans les points les plus bas, donc il faut éviter les cavités, il faut aérer et ventiler les endroits pollués.
- ✓ Ils ont une viscosité faible, ceci augmente les fuites, donc il faut éviter au maximum les assemblages non soudés.
- ✓ Purger les canalisations de liquide après dépotage afin d'éviter les risques de rupture des réservoirs s'ils sont remplis.

2.3 Situation internationale et nationale des GPL

2.3.1 Demande mondiale du GPL

Les principaux producteurs de GPL dans le monde sont les États-Unis, l'Arabie saoudite et la Chine. À eux trois, ils délivrent près de 37 % des GPL produits dans le monde. Ce sont également les trois principaux consommateurs de GPL.

D'après l'étude statistique annuelle « Statistical Review of Global LPG » éditée par la WLPGA et Argus Media, la production mondiale de GPL avoisine en 2015 les 292 millions de tonnes, soit une hausse de 4 % par rapport à 2014. Une tendance également suivie dans la consommation (284 millions de tonnes) où une hausse de 3,7 % (vs 2014) est également constatée, soit un écart de près de 8 millions de tonnes entre la production et la consommation. Cette différence s'explique en partie par une production de plus en plus

importante aux États-Unis, premier producteur mondial de GPL, qui a produit entre 2010 et 2015 près de 20 millions de tonnes de GPL supplémentaires, mais aussi par la hausse des exportations en provenance d’Iran et de Russie. Une croissance de la demande est également constatée pour la deuxième année consécutive sur le marché Asie-Pacifique. La Chine a dépassé le Japon en tant que plus grand importateur en Asie du Nord-Est grâce à la hausse de la consommation dans l’industrie pétrochimique du pays, complétée par une demande résidentielle et industrielle élevée. Le Japon importe 10,6 millions de tonnes par an alors que la Chine importe à présent 12 millions de tonnes contre 7,1 millions de tonnes en 2014.

Non négligeable également, la demande mondiale de GPL carburant qui a atteint en 2015 plus de 26,3 millions de tonnes, soit une hausse de presque soit 2 %. Si la croissance a été clairement constatée en 2015, elle provient principalement de petits marchés comme l’Espagne, le Tadjikistan, l’Estonie et le Bangladesh alors même que la Corée du Sud, premier consommateur de GPLc au monde, a connu une baisse de sa demande.

2.3.2. Le GPL en Algérie

- **La demande nationale de GPL :**

Le niveau de la demande nationale de GPL est de l’ordre 1,4 millions de tonnes (sources NAFTAL) dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de GPL carburant (GPL/C).

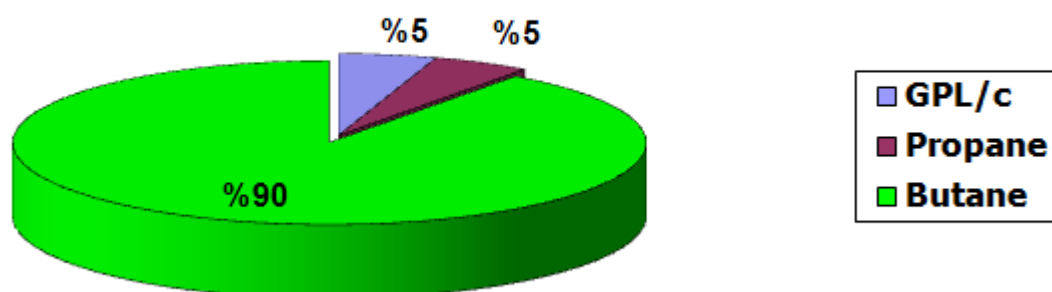


Figure 2.4: Demande nationale en GPL

La production algérienne de gaz naturel liquéfié (GNL) a augmenté de 3% en 2005, atteignant 42 millions de m³. Concernant le GPL (gaz de pétrole liquéfié, butane et propane), la production est passée à 8,8 millions de tonnes, en 2005, soit +4%.

- **La production nationale du GPL :**

La progression reste toutefois inférieure aux prévisions qui tablaient sur 9,2 millions de tonnes. Sonatrach justifie la production limitée en Algérie durant 2004 par l'accident dans le complexe GNL de Skikda, lequel avait fait 26 morts et détruit complètement 3 unités de la raffinerie. Pour 2006, Sonatrach prévoit d'atteindre un volume de 43,9 millions de m³, notamment avec l'entrée en service d'une autre unité du complexe de Skikda, elle aussi endommagée par l'accident.

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec **87%, 9%** dans la région Est (Skikda), **2%** au Centre et **2%** dans le Sud au niveau des champs de HassiR'mel et Hssimessaoud

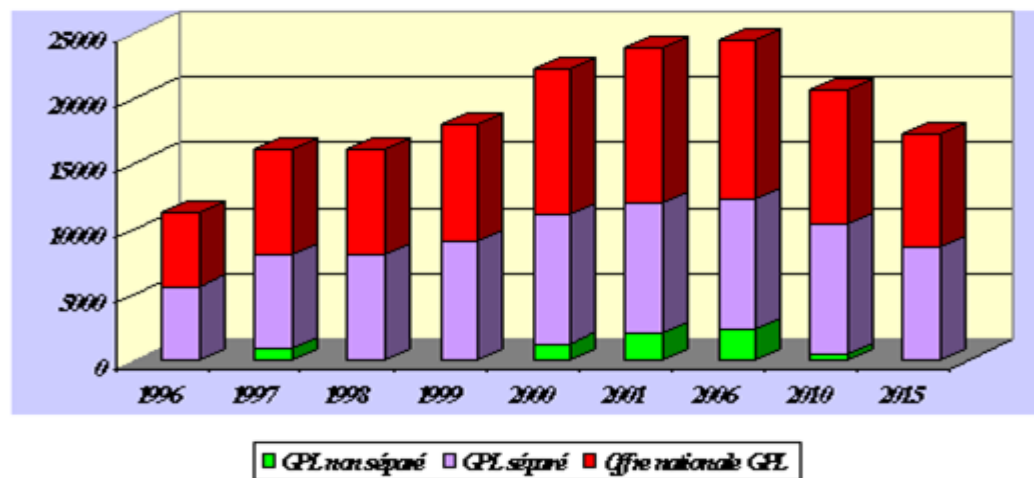


Figure 2.5: Offre prévisionnelle nationale de GPL(en MT)

- **La consommation nationale du GPL**

Selon Sonatrach, l'évolution de la consommation, sans la mise en place de nouvelles capacités de raffinage, conduira, à terme, vers le recours conséquent aux importations des carburants (essence et gasoil). La consommation des GPL, principalement dans le secteur domestique, a enregistré une croissance de l'ordre de 2%. L'utilisation du GPL comme carburant (GPL/C), suscite un intérêt croissant. L'année 2005 a enregistré un taux de croissance de l'ordre de 7%.

Chapitre 3 :
Encrassement et analyse de
l'eau ALBIEN

3.1. Encrassement des équipements thermiques

3.1.1. Introduction

L'encrassement des équipements de transfert de chaleur est un phénomène prépondérant dans la réduction des performances telles que la diminution des coefficients de transfert de chaleur, augmentation de la température du fluide chaud et donc de consommation énergétique.

L'encrassement est un problème réel qui affecte les équipements thermiques, mais il est contrôlable et son traitement doit être planifié.

3.1.2. Classification des différents types d'encrassement

L'encrassement des équipements de transfert thermique peut être défini comme le dépôt de matériaux ou de substances considérées sur les surfaces d'échanges.

Ce dépôt qui évolue avec le temps, peut être constitué de cristaux, sédiments, résidus biologiques, des produits d'une réaction chimique ou bien encore être la combinaison de plusieurs de ces éléments. [19]

Il est possible de classer l'encrassement selon le mécanisme qui contrôle la vitesse de dépôt, conditions d'utilisation de l'échangeur ou selon le mécanisme dominant, même si on ne contrôle pas la vitesse de dépôt. Pour cela on distingue [20]:

Encrassement particulaire, entartrage, corrosion, encrassement biologique, encrassement par réaction chimique et encrassement par solidification.

Mais la plupart des dépôts réels sont le résultat de la combinaison d'au moins deux des types cités, un type peut prédominer et accélérer à la contribution des autres.

En considérant qu'une seule catégorie de ce phénomène plusieurs recherches ont été faites pour prévoir des méthodes performantes qui mettent en évidence les différents moyens pour minimiser l'encrassement. La plupart des travaux se sont basés seulement sur le type d'encrassement particulaire (phénomène de déposition et de réentraînement). [21]

Nous nous intéresserons à deux types : encrassement particulaire et l'entartrage vu que ce sont les deux phénomènes qui affectent les équipements thermiques de l'unité GPL1.



Figure 3.1: Echangeur propre **Figure 3.2 :** Echangeur encrassé

3.1.2.1. Encrassement particulaire

La plupart des écoulements de fluides industriels (liquides ou gazeux) transportent des particules en suspension dont la taille varie d'une fraction de μm à quelques dizaines de μm , le dépôt est inévitable d'une partie de ces particules sur la surface d'échange. Ce phénomène est observé au niveau des tours de refroidissement et les échangeurs à eau de la boucle de propane de l'unité GPL1.

3.1.2.2. Entartrage

Il est généralement associé à la production d'un solide cristallin à partir d'une solution liquide. Il dépend donc de la composition de l'eau industrielle. Lorsque les sels dissous sont, comme le Carbonate de calcium, à solubilité inverse, le liquide devient sursaturé au voisinage de la surface d'échange plus chaude ; la cristallisation se produit alors sur la surface et le dépôt est dur et adhérent ; dans le cas contraire d'une cristallisation se produisant au sein même d'un liquide plus chaud que la surface, le dépôt est plus mou et friable. L'encrassement par les sels à solubilité normale existe, même s'il est plus rare ; il faut signaler le cas des saumures géométriques à forte teneur en silice. L'entartrage peut se produire dans des échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement

d'eau de mer ou saumâtre, dans les chaudières, dans les échangeurs de l'industrie agroalimentaire, gazière et pétrolière, dans les systèmes géothermiques. Il existe différentes méthodes de prévention de l'entartrage.

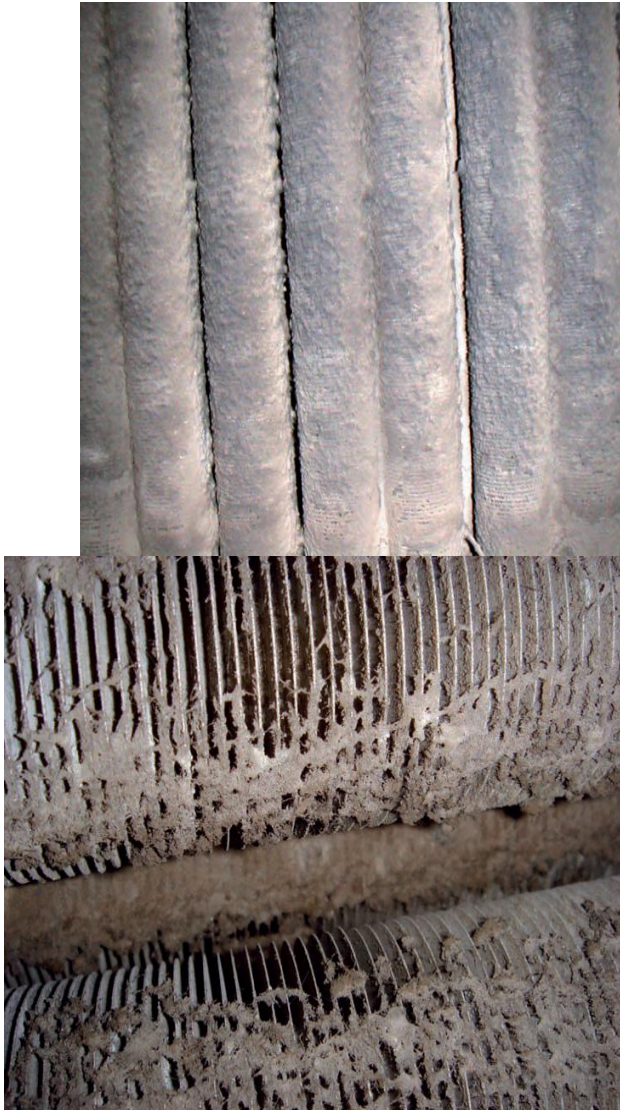


Figure 3.3: Entartrage des tubes à ailettes des aérorefrigérants humides

3.1.2.3. La corrosion

C'est le résultat d'une réaction chimique ou électrochimique entre la surface de transfert de chaleur et le fluide en écoulement.

L'encrassement par corrosion est un promoteur potentiel pour tous les autres types d'encrassement, les produits de corrosion peuvent servir de germes de nucléation pour des solutions sursaturées, piéger les particules en suspension, servir d'abris pour le développement des micro-organismes et même catalyser certaines réactions.

Les produits de la réaction qui se forment et restent sur la surface d'échange créent le dépôt, il s'agit dans ce cas là d'un mécanisme de corrosion, in situ, lorsque l'encrassement est dû à des produits de corrosion générée ex situ, l'encrassement correspondant est de type particulaire. [22]

3.1.3. Prévention de l'encrassement dans les échangeurs

Il existe de nombreuses méthodes pour limiter l'encrassement dans les échangeurs de chaleur, le choix de l'une ou de celle-ci dépend de l'efficacité de la méthode, du type d'encrassement et ainsi du coût. L'intervention qui a pour but de réduire ou éliminer l'encrassement se fait soit durant le fonctionnement de l'équipement thermique ou durant la phase d'arrêt.

3.1.3.1 Prévention pendant la phase de fonctionnement

Les procédés mécaniques ou chimiques de prévention de l'encrassement pendant la phase de fonctionnement de l'échangeur peuvent améliorer de façon significative les performances de l'appareil, mais également permettent d'augmenter le temps de service entre deux arrêts de maintenance.

Suivant la nature de l'encrassement, différents procédés existent :

- ✓ Procédés mécaniques pour les liquides pour le nettoyage en continu de la surface interne des échangeurs tubulaires (à boules, à ressorts, à brosses).
- ✓ Procédés mécaniques pour des échangeurs véhiculant des gaz encrassant tels que : projection de vapeur ou air comprimé, nettoyage à l'eau, grenailage, soufflage acoustique.

3.1.3.2 Nettoyage des échangeurs pendant la phase d'arrêt

Dans de nombreux cas, le nettoyage pendant la phase de fonctionnement de l'équipement permet de diminuer l'effet de l'encrassement momentanément et demeure insuffisant d'où le recours au nettoyage complet durant la phase d'arrêt. Le nettoyage peut être mécanique ou chimique.

3.1.3.2.1. Nettoyage mécanique

Le nettoyage mécanique pendant la phase d'arrêt peut être effectué sur l'échangeur sur place lorsque l'espace disponible le permet ou sur une aire de nettoyage (échangeur démonté), plusieurs techniques peuvent être mise en œuvre :

❖ Nettoyage à l'eau sous pression

Elle est efficace pour enlever les dépôts à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes de l'échangeur. Du sable peut être injecté avec l'eau sous pression pour arracher les dépôts durs, mais dans ce cas il y a risque d'érosion de la surface et surtout de destruction du film protecteur anticorrosion.

❖ Nettoyage à l'aide d'outils

Cette technique est utilisée pour enlever les dépôts même très durs à l'intérieur des tubes rectilignes de chaudières, de condenseurs ou de tout autre échangeur de chaleur. Ces outils peuvent être :

- A moteur d'entraînement électrique ou pneumatique entraînant une transmission flexible en rotation à l'extrémité de laquelle sont montés des outils tels que : des outils à molette travaillant par frappe élastique, des outils à lames ou à éléments expansibles travaillant par grattage, des écouvillons (brosses).
- A moteur d'entraînement pneumatique ou électrique à percussion entraînant des tubes épais se rabotant entre eux et à l'extrémité desquels sont montés les outils de nettoyage : Taillant pour enlever les dépôts très durs et épais, Trépans pour enlèvement de tous dépôts, Traceurs pour enlèvement de certains dépôts mous et pâteux, Mèches hélicoïdales pour enlèvement des dépôts collants.
- Pistolet hydraulique (pression d'utilisation : 6 à 15 bars) propulsant des écouvillons spéciaux dans les tubes permettant d'enlever des dépôts de boues ou d'algues dans des tubes de petit diamètre.



Figure 3.4 : Nettoyage à l'aide d'un pistolet hydraulique

3.1.3.2.2. Nettoyage chimique

Le nettoyage chimique d'un dépôt entartrant dans un échangeur de chaleur consiste à injecter de l'eau additionnée de composés chimique généralement de nature acide afin de dissoudre les couches de tartre. [22]

Cette méthode de nettoyage présente plusieurs avantages à savoir :

- Opération rapide et efficace
- Les surfaces d'échanges ne subissent pas de dégâts mécaniques importants
- Les solutions chimiques pénètrent jusqu'aux zones inaccessibles de l'échangeur et le traitement de toute la surface d'échange est réalisé
- Nécessite moins de main d'œuvre et peut se réaliser sans le démontage de l'appareil

3.1.3.3. Conclusion

Il s'avère souvent rentable, pour l'utilisateur des équipements thermiques, d'être capable de détecter l'apparition de l'entartrage et de suivre son évolution au cours du temps, de manière à établir un programme d'entretien ou bien de décider d'une action pour prolonger le fonctionnement de l'échangeur jusqu'au prochain arrêt prévu.

3.3. Analyse de l'eau de refroidissement de GPL1

3.3.1. Introduction

L'eau utilisée actuellement dans le circuit de refroidissement des tours d'aéroréfrigérants humides E651 et E652 ainsi que l'échangeur à eau de la boucle de propane provient de l'ALBIEN, qui est une couche géologique constituant le sol de HASSI-MESSAOUD ; Cette couche se trouve à une profondeur de 800 à 1200 mètres environ.

L'eau de l'ALBIEN est une eau très dure, elle est caractérisée par un titre hydrométrique (TH) élevé 65°F à 70°F et une température de 50 à 60°C.

L'utilisation directe de cette eau dans les tours de refroidissements engendre une précipitation cristalline de sels (TARTRE) sur les tubes à ailettes des aéroréfrigérants.

3.3.2. Analyse de l'eau brute (Albien)

Dans les tableaux 1 et 2 ci-dessous, sont présentés les résultats d'analyse de la composition de l'eau Albien et son agressivité. Elle est prélevée des piscines E51 et E80 alimentant les aéroréfrigérants humides et l'échangeur à eau de la boucle de propane respectivement. Ces analyses ont été réalisées par le laboratoire de corrosion de Hassi Messaoud durant le mois de Décembre 2018.

Tableau 3.1: Résultats d'analyse d'agressivité des échantillons d'eau des piscines E51 et E80

Eléments	Alimentation Piscines	E51	E80
pH	5.53	8.73	8.79
Température en °C	11	8	32
Dureté calcique en (mg/l CaCO ₃)	495.2	2526	839.1
Alcalinité totale en (mg/l CaCO ₃)	189.2	817.55	257.1
Solides totaux dissous en ppm	1720	19 225	2145.00
PH de saturation	7.31	6.13	6.48
Indice de stabilité de LANGELIER	0.22	2.6	2.31
Indice de stabilité de RYZNARD	7.09	3.53	4.17
Interprétation des résultats	Légèrement corrosive	Entartrante	TrèsEntartrante

Tableau 3.2 : Composition de l'eau brute Albien

Eléments	Ca ²⁺	Mg ²⁺	Na ⁺	K ⁺	Fe ²⁺	Cl ⁻	So ₄ ²⁻	Hco ₃ ⁻
Concentration (mg/l)	205,25	75,88	296	42	3,40	457,40	675	176,90

❖ Interprétation des résultats

L'eau de l'ALBIEN est très minéralisée, la présence des ions alcalino-terreux tel que les Ca²⁺ et les Mg²⁺ font que cette eau soit dure et incrustante et favorise les dépôts sur les surfaces métalliques sous des températures élevées ; par contre la présence des ions SO₄²⁻ et Cl⁻ font qu'elle soit agressive.

Les SO₄²⁻ augmente la conductivité électrique de l'eau et favorise donc la corrosion; par contre les Cl⁻ réagissent avec l'eau en produisant de l'HCl, il s'en suit localement des pH très faibles qui accélèrent la corrosion du métal.

3.3.3. Analyse chimique des dépôts (tartre)

L'échantillon est pris des tubes à ailette des aéroréfrigérants E651 et E652. L'analyse des dépôts sont effectués au laboratoire DEP. Les Résultats de l'analyse sont présentés dans le tableau 3 ci-dessous :

Tableau 3.3 : Résultats d'analyse des dépôts

Désignation	Dépôts (%)
MgSo ₄	10,4
CaSo ₄	66,5
FeCo ₃ , Fe ₂ O ₃	1,5
NaCl	1,7
KCl	1,0
Si	12

❖ Interprétation

Les dépôts prélevés au niveau des tubes à ailettes sont composés principalement de CaSO_4 et MgSO_4 . La recirculation de l'eau de refroidissement des aéroréfrigérants humides E651 et E652 engendre une augmentation de la concentration des sels dissous causé par l'évaporation de l'eau sous des températures élevées ; d'où la teneur en ions Ca^{2+} Mg^{2+} et SO_4^{2-} qui atteint la limite de solubilité. Ils précipitent sur les surfaces métalliques avec formation d'incrustations adhérentes et dures appelée TARTRE.

3.3.4. Conclusion

A la lumière des résultats des différentes analyses effectuées sur des échantillons de l'eau Albien des deux piscines de l'unité, il s'avère que cette eau est très saumâtre et agressive engendrant la formation d'une couche solide très dure sur les tubes à ailettes des aéroréfrigérants E651 et E652 et aussi à l'intérieur des tubes de l'échangeur E674 de la boucle de propane servant à refroidir le propane. Par conséquent une diminution significative des performances thermiques de ces équipements d'où une baisse de la production en GPL que nous allons évaluer dans la partie calcul.

Chapitre 4 :

Partie calcul

4.1. Simulation de la boucle de propane

4.1.1. Introduction

Nous proposons dans ce chapitre d'étudier l'influence de l'encrassement des tubes de l'échangeur à eau de la boucle de propane sur la température et le taux de condensation du propane à la sortie de l'échangeur à eau et sur la quantité de liquide récupérée dans le ballon de reflux du déethaniseur.

Cette étude est réalisée via la simulation de la boucle de propane en utilisant le logiciel HYSYS. Dans un premier temps, nous allons simuler le cas design pour valider le modèle et apprécier les performances en comparant les résultats obtenus par simulation à ceux donnés par le design.

Puis nous effectuerons une étude de cas pour montrer l'impact de l'encrassement des tubes sur les performances de la boucle de propane et ce en variant le facteur d'encrassement.

4.1.2. Généralités sur la simulation

4.1.2.1. Définition

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide d'un modèle ou d'un ensemble de modèles mathématiques pour représenter le comportement d'un système (procédé). Elle fournit un bon aperçu du comportement du système réel sans intervenir ou expérimenter sur le procédé réel.

4.1.2.2. Choix du modèle thermodynamique

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 P et T recommandés en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques. On peut distinguer :

➤ **Modèles d'activité**

Ces modèles sont surtout utilisés pour les systèmes qui présentent une forte polarité. Parmi ces modèles : le modèle de Margules et le modèle Uniquac.

➤ **Modèles hétérogènes**

Ces modèles sont recommandés pour les systèmes de constituants présentant une forte polarité (forte déviation à l'idéalité, azéotropiques...). Dans ces modèles les phases vapeurs sont représentées par les équations d'états, et les phases liquides par des corrélations pour le calcul des coefficients de fugacité.

Leurs utilisations restent limitées à cause de la nature empirique des corrélations proposées et qui nécessitent des extrapolations en dehors des conditions expérimentales.

➤ **Modèles basés sur les équations d'état**

Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'état sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et des systèmes de faible non idéalité. Ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques tels que : le constant d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité. Leurs supériorités par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction binaire

4.1.2.3. Utilisations de la simulation

❖ **Dans la conception (engineering)**

- Etablissement des bilans matière et d'énergie d'un procédé industriel
- Dimensionnement des équipements

❖ **Dans le suivi des procédés**

- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas des changements de composition de l'alimentation.
- Détermination de la performance des équipements

4.1.3. Simulation de la boucle de propane cas design

Nous avons utilisé le logiciel HYSYS 6 pour mesurer les variations des paramètres (température et taux de condensation du propane sortant de l'échangeur à eau et le débit du reflux du déethaniseur) en fonction du facteur d'encrassement des tubes de l'échangeur à eau.

Cette partie de simulation est structurée comme suit :

4.1.3.1. Nature du fluide réfrigérant

Le fluide circulant dans la boucle est le propane avec la composition suivante du 10/02/2019.

Tableau 4.1 : Composition du fluide réfrigérant

Composé	% molaire
Ethane	2.44
Propane	97.13
Isobutane	0.11
N-butane	0.32

4.1.3.2. Modèle thermodynamique

Etant donné que nous travaillons avec du propane composé d'hydrocarbures, nous avons choisi le modèle thermodynamique basé sur les équations d'états de PENG-Robinson.

4.1.3.3. Simulation des équipements de la boucle

Nous avons ensuite constitué la boucle, avec les données design, composée de :

- ✓ Un compresseur entraîné par un moteur électrique à deux étages d'aspiration (C655) que nous avons représenté sur le simulateur par deux compresseurs à un seul étage d'aspiration.
- ✓ Un aéroréfrigérant E601, pré-refroidisseur du propane refoulé du compresseur
- ✓ Deux ballons d'aspiration du compresseur V673 et V674 respectivement.
- ✓ Un condenseur à eau E674 qui est un échangeur faisceaux calandre ou l'eau circule coté tube et le propane coté calandre.

Le condenseur de propane est simulé en mode dynamique qui prend en considération les dimensions de l'échangeur lors du calcul du bilan énergétique d'une part. Et d'autre part, ce mode nous donne la possibilité de varier le facteur d'encrassement.

Les dimensions de l'échangeur E674 sont regroupées dans le tableau ci-dessous.

Tableau4.2 :Paramètres des dimensionnements de l'échangeur E674 B.

	Dimensions (mm)			
	Boîte	Calandre	Tube	Plaque tubulaire
Longueur	13269	10944	10975	
Diamètre	1422	1422	19,05 (3/4")	1555,75 (61"1/4)
Epaisseur	12,7	20,638	1,65	77,79 (3 " 1/16)
Nombre	1×2	1×2	2836×2	2×2

Les principaux paramètres de marche des équipements introduits sont :

- ✓ Le débit de propane refoulé aspiré par le compresseur est de 127832 kg/h, la pression du premier étage d'aspiration (vapeur sortante du ballon V674) est de 0.85 bar et celle du deuxième étage (vapeur sortante su ballon V673) est de 8.4 bar et le refoulement est de 17 bar.
- ✓ Le propane est ensuite refroidi par le bais d'un aéroréfrigérant sec à 58°C avec une perte de charge de 50 kPa.
- ✓ Le propane est amené jusqu'à sa condensation totale à 45°C et 17 bar par l'eau entrant coté tube de l'échangeur E674 avec un débit de 40 m³/h à 20°C

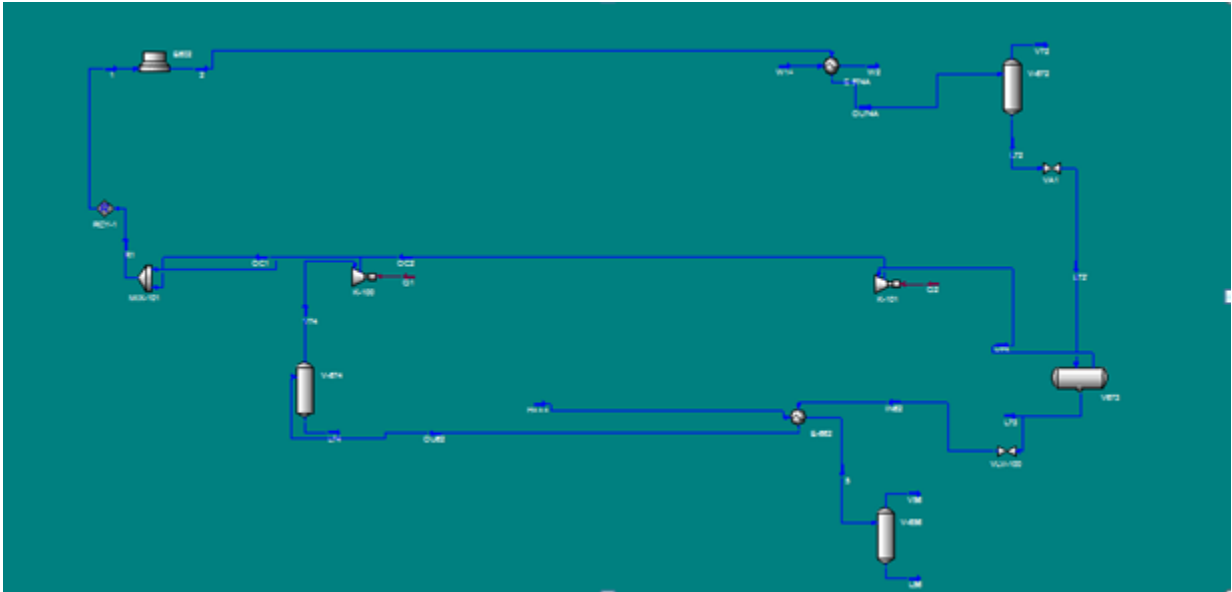


Figure 4.2: Schéma de la boucle de propane établi par le simulateur HYSYS.

4.1.3.4. Adaptation du modèle utilisé

L'adaptation du modèle est la condition nécessaire de notre simulation ; elle sera validée lorsque les résultats des propriétés thermodynamiques du fluide circulant seront similaires aux paramètres design de la boucle.

Les résultats obtenus par la simulation sont donnés dans le tableau ci-dessous qui regroupe les principaux paramètres d'exploitation que nous avons comparé aux valeurs du design.

Tableau 4.3: Comparaison des résultats de simulation avec ceux du design

	Paramètres	Design	Simulation
Premier étage d'aspiration du compresseur	Température (°C)	20.4	22.54
	Pression (bar)	8.4	7.2
	Débit (kg/h)	22832	20380
Deuxième étage d'aspiration du compresseur	Température (°C)	-22.8	-21
	Pression (bar)	1.18	0.85
Refoulement du compresseur	Température (°C)	95	98
	Pression (bar)	17	17
	Débit (kg/h)	127830	110000
Propane sortant du condenseur à eau E674	Température (°C)	47	45.8
	Pression (bar)	16.5	16
	Taux de condensation	100%	100%
Reflux du ballon V656	Température (°C)	-15	-16.02
	Débit liquide (kg/h)	80311	72840

4.1.3.5. Interprétation

L'examen des résultats de simulation montre que les valeurs obtenues par simulation sont proches de celles du design ce qui est une condition nécessaire pour notre étude.

Par conséquent, on peut utiliser ce modèle dans le cas de notre étude, afin d'évaluer l'impact du facteur d'encrassement des tubes de l'échangeur à eau E674 sur les paramètres du fluide réfrigérant et donc sur le reflux servant à refroidir le produit de tête du déethaniseur.

4.1.4. Etude de cas d'encrassement de l'échangeur à eau E674

Dans cette partie, nous avons réalisé une étude de cas qui consiste à varier le facteur d'encrassement des tubes de l'échangeur à eau servant à condenser le propane à 45°C et 17 bars.

Pour cela, nous avons varié le facteur d'encrassement entre 10^{-4} et 10^{-1} C.m².h/kJ avec un pas de $4 \cdot 10^{-3}$ C.m².h/kJ et voir l'impact de ce dernier sur la température de sortie du propane du condenseur E674, taux de condensation du propane et enfin le débit de liquide récupéré au niveau du ballon de reflux V656 du déethaniseur. Les résultats obtenus sont illustrés dans l'ANNEXE E.

❖ Interprétation des résultats

Pour assurer une condensation totale du propane à la sortie du condenseur à eau et donc un bon refroidissement du produit de tête du déethaniseur et une récupération optimale du reflux, il faut se mettre aux conditions thermodynamiques assurant la condensation totale à savoir dans notre cas une pression de 16.5 bars et une température inférieure à 45 °C.

L'encrassement des tubes de l'échangeur a une influence considérable sur les performances thermiques du condenseur, sa variation influence légèrement la température de sortie de propane du condenseur (entre 45.3 et 48°C) mais cela change complètement les conditions de condensation du propane. La figure 4.4 montre l'influence du changement de la température sur le taux de condensation qui décroît pour atteindre des niveaux bas (pour 46.8°C le taux de vaporisation est de 91%). Cela a une conséquence directe sur le débit du liquide récupéré au niveau du ballon de reflux qui décroît jusqu'à ce qu'il s'annule pour un facteur d'encrassement égal à 0.06 C.m².h/kJ, comme le montre la figure IV.5 suite aux pertes des performances thermiques du condenseur à eau dues à l'encrassement important des tubes.

4.1.5. Conclusion

Cette étude nous a permis de prévoir la variation des paramètres de la boucle de propane lorsque la facteur d'encrassement augmente et ainsi de déterminer la valeur de ce facteur à partir duquel la récupération de reflux est nulle c'est-à-dire on ne refroidit plus le produit de tête du déethaniseur.

4.2. Evaluation des pertes de production de GPL

4.2.1. Introduction

Afin de déterminer l'ampleur de ces pertes et leurs importances, nous avons fait un bilan de matière global autour de l'unité. Un bilan de matière partiel suivi d'un bilan énergétique partiel autour de la section cryogénique en calculant les quantités des GPL et leurs taux de récupération en fonction de la température de sortie du gaz procédé des aéroréfrigérants E651/E652.

4.2.2. Bilan de matière global autour de l'unité GPL1

Données

1. Débit volumique du gaz d'alimentation HP en Nm³/J (Q_{VGA}) ;
2. Débit volumique du gaz résiduel Nm³/J (Q_{VRES}) ;
3. La teneur du propane dans le gaz d'alimentation (Y_{C3GA}) ;
4. La teneur du propane dans le gaz résiduel (Y_{C3RES}) ;
5. La teneur du butane dans le gaz d'alimentation (Y_{C4GA}) ;
6. La teneur du butane dans le gaz résiduel (Y_{C4RES}) ;

Dans les conditions normales de pression et température (273,13°K) et 1 (kg/cm²) une mole de gaz occupe 22,4 litres :

Le poids moléculaire du propane est égale a 44,10 kg/ kmole ;

Le poids moléculaire du butane est égale a 58,12 kg/ kmole.

Le débit du propane dans le gaz d'alimentation :

$$Q_{C3GA} = (Q_{VGA} / 22,4) * Y_{C3GA} * 44,10 \text{ E-3} \quad (\text{Tonne / jour}) ;$$

Le débit du butane dans le gaz d'alimentation :

$$Q_{C4GA} = (Q_{VGA} / 22,4) * Y_{C4GA} * 58,12 \text{ E-3} \quad (\text{Tonne / jour}) ;$$

Le débit de GPL dans le gaz d'alimentation (potentiel en GPL) :

$$Q_{GPLGA} = Q_{C3GA} + Q_{C4}$$

Le débit du propane dans le gaz résiduel :

$$Q_{C3RES} = (Q_{VRES} / 22,4) * Y_{C3RES} * 44,10 \text{ E-3 (Tonne / jour) ;}$$

Le débit du butane dans le gaz résiduel :

$$Q_{C4RES} = (Q_{VRES} / 22,4) * Y_{C4RES} * 58,12 \text{ E-3 (Tonne / jour) ;}$$

Le débit de GPL dans le gaz résiduel :

$$Q_{GPLRES} = Q_{C3RES} + Q_{C4RES}$$

Quantité récupérée de propane : $Q_{RC3} = Q_{C3GA} - Q_{C3RES}$ (Tonne / jour) ;

Quantité récupérée de butane : $Q_{RC4} = Q_{C4GA} - Q_{C4RES}$ (Tonne / jour) ;

Quantité récupérée de GPL (production) : $Q_{RGPL} = Q_{GPLGA} - Q_{GPLRES}$ (Tonne / jour) ;

Taux de récupération du propane : $T_{RC3} = Q_{RC3} / Q_{C3GA}$ (%) ;

Taux de récupération du butane : $T_{RC4} = Q_{RC4} / Q_{C4GA}$ (%) ;

Taux de récupération de GPL : $T_{RGPL} = \text{production/potentiel} = Q_{RGPL} / Q_{GPLGA}$ (%) ;

Le tableau ci-dessous nous donne les résultats de calcul basés sur la charge et la composition du gaz d'alimentation HP et du gaz résiduel.

Tableau 4.4: Résultats de calcul du bilan global de l'unité GPL

Débit du gaz d'alimentation combiné GA (Nm ³ /J)	4800000
Débit du gaz résiduel (Nm ³ /J)	4416000
Taux de propane dans le gaz d'alimentation GA (%)	8.05%
Taux de propane dans le gaz résiduel (%)	4.94%
Taux de butane dans le gaz d'alimentation GA (%)	3.21%
Taux de butane dans le gaz résiduel (%)	0.21%
Quantité de propane dans le gaz d'alimentation GA (T/J)	760.725
Quantité de propane dans le gaz résiduel (T/J)	430.015
Quantité de butane dans le gaz d'alimentation GA (T/J)	400

Quantité de butane dans le gaz résiduel (T/J)	24.48
Quantité de GPL dans le gaz d'alimentation GA (potentiel) (T/J)	1160
Quantité de GPL dans le gaz résiduel (T/J)	454.50
Quantité de propane récupérée (T/J)	330.71
Quantité de butane récupérée (T/J)	375.3
Quantité de GPL récupérée (production)(T/J)	706.01
Taux de récupération du GPL actuel (rendement en GPL)(%)	60.86%

❖ Interprétation

Les résultats des calculs basés sur le bilan de matière global autour de l'unité GPL1 montre la présence des pertes en GPL. Ces pertes qui sont estimées à environ 450 Tonne par jour représentent le tiers de la production de l'unité en GPL.

Le taux de récupération du GPL de 60.8% est nettement inférieur à celui du design qui est de 85 %. Cet écart important a motivé l'étude de l'influence de la température de sortie des aéroréfrigérants E651 et E652 sur le taux de récupération des GPL dans la section cryogénique et leurs impacts sur la production. Des solutions permettant de réduire ces pertes et augmenter le taux de récupération des GPL sont à rechercher.

4.2.3. Etude de l'effet de l'entartrage sur le taux de récupération de GPL

4.2.3.1. Introduction

L'étude de l'influence de la température sortie des aéroréfrigérants E651 et E652 sur le taux de récupération des GPL durant les périodes chaudes de l'année se base sur l'élaboration d'un bilan de matière (calcul de flash) dans le ballon d'alimentation V651, et autour de chaque ballon de flash de la section cryogénique en se basant sur la température entrée et sortie de la batterie d'échangeurs cryogénique.

Un bilan énergétique autour de chaque échangeur cryogénique est effectué pour vérifier l'exactitude de la température de sortie prise au départ.

De ces bilans, il en résulte les températures de service, les débits liquides et vapeurs et les quantités de GPL récupérées dans chaque ballon de flash.

Pour cela, il existe plusieurs méthodes de calcul de flash, parmi lesquelles on peut citer la méthode de pression de convergence qui se base sur les abaques pour déterminer la constante d'équilibre K pour chaque constituant du mélange ; il existe d'autres méthodes qui se basent sur les équations d'état pour calculer la constante d'équilibre K parmi eux on cite la

méthode SRK (SOAVE REDLICH KWONG), PR (PING ROBINSON), BWRS (BENEDICT WEBB RUBIN), EDMISTER qui utilisent des programmes de calcul de flash .

Pour nos calculs,nous avons choisi la méthode de pression de convergence et la méthode numérique par itération dans des conditions d'états (pression et température) désignées.

Dans les deux figures ci-dessous, nous illustrons les différents ballons de séparations (V651, V654, V658, V665, V656) ou nous allons effectuer le calcul de flash.

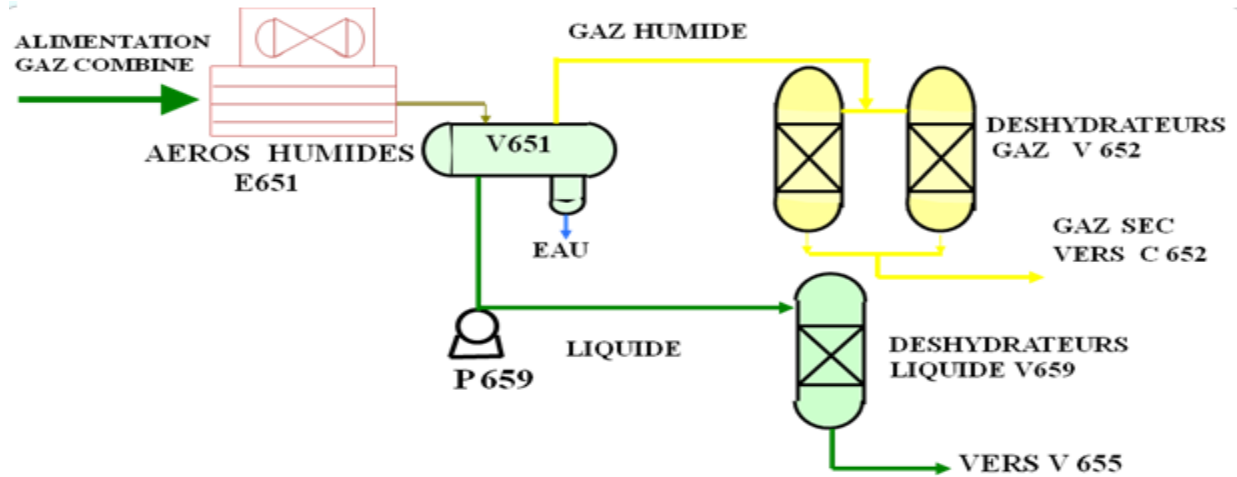


Figure 4.6 : Schéma simplifié de la déshydratation du gaz

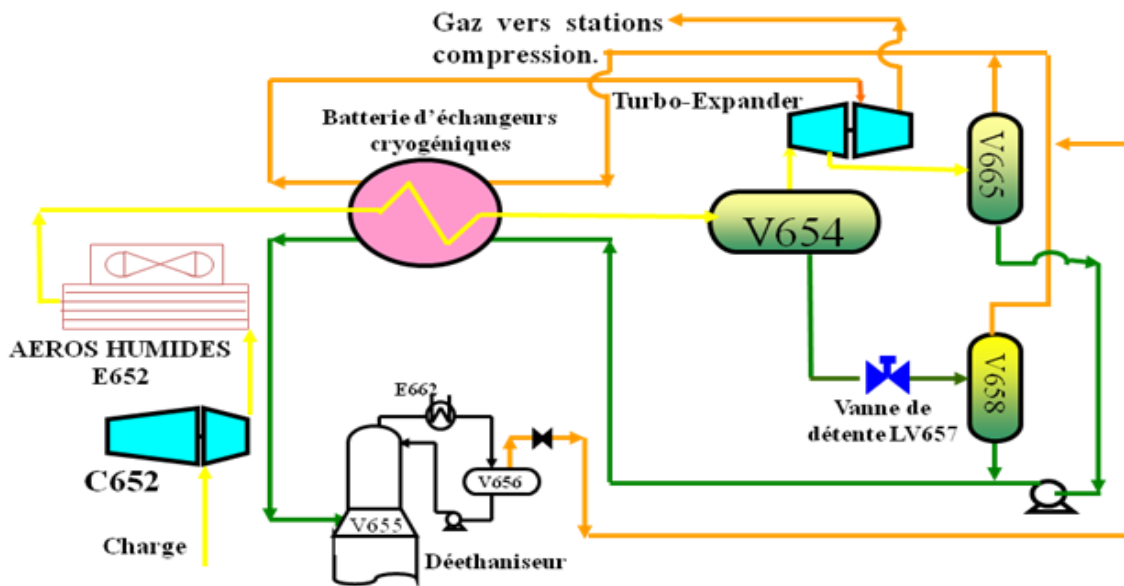


Figure 4.7 : Schéma simplifié de la section cryogénique

Méthode de calcul de flash

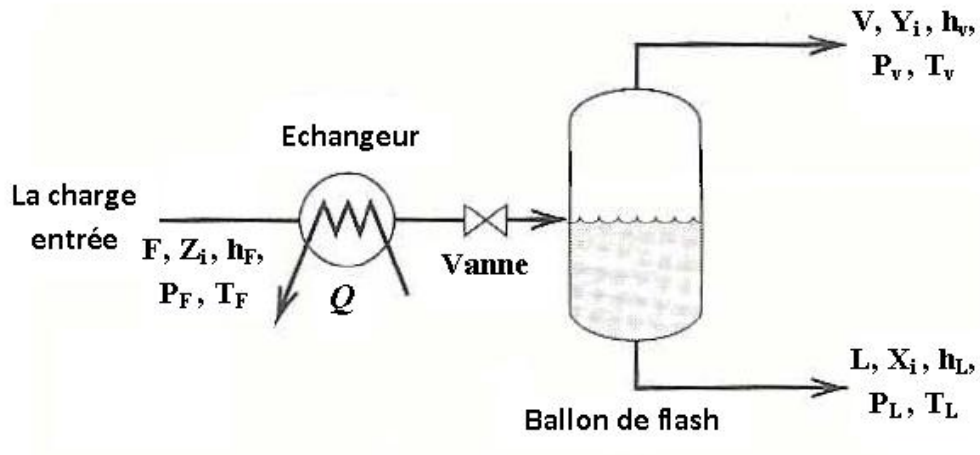


Figure 4.8 :Ballon de flash

V = Débit de vapeur (moles/ temps)

L = Débit de liquide (moles/ temps)

F = Débit de la charge (moles/ temps)

Z_i, X_i, Y_i = les fractions molaires des composants dans la charge, liquide et vapeur respectivement.

Dans ce calcul on a :

Les Données : F, Z_i, T et P dans le ballon.

Les inconnues : V, L, Y_i , et X_i .

On a (n) composants donc on obtient n équations d'équilibre des phases :

Total équilibre de masse (1equ)

$$F = L + V \quad (1)$$

L'équilibre de masse des composants

$$Fz_i = Lx_i + Vy_i \quad (2)$$

L'équilibre des phases

$$\frac{y_i}{x_i} = K_i \quad (3)$$

On détermine K_i (la constante d'équilibre) par le nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (sheibel et jenny). Et le diagramme de convergence de pression des gaz idéal de chaque constituant à différent état (P et T).

On remplace (3) et (1) dans (2) on trouve :

$$Fz_i = (F - V)x_i + VK_i x_i \quad (4)$$

On obtient x_i :

$$x_i = \frac{z_i F}{F - V + VK_i} \quad (5)$$

On divise par (5) par F :

$$x_i = \frac{z_i}{1 + (V/F)[K_i - 1]} \quad (6)$$

A partir de l'équation 6 on peut écrire pour les n composants dans ce système :

$$\sum_{i=1}^{i=n} x_i = \sum_{i=1}^{i=n} \left[\frac{z_i}{1 + (V/F)[K_i - 1]} \right] = 1.0$$

$$y_i = K_i x_i \quad y_i = \frac{z_i K_i}{1 + (V/F)[K_i - 1]}$$

Donc

$$\sum_{i=1}^{i=n} y_i = \sum_{i=1}^{i=n} \left[\frac{z_i K_i}{1 + (V/F)[K_i - 1]} \right] = 1.0$$

D'où

Le calcul de flash est une méthode itérative qui en variant le taux de vaporisation (V/F) donne :

$$\sum_{i=1}^{i=n} x_i = 1.0 \qquad \sum_{i=1}^{i=n} y_i = 1.0$$

Et

Cette partie d'étude se compose de deux cas de calcul à savoir :

- ✓ Cas aéroréfrigérants humides E651 et E652 à l'état entartrés.
- ✓ Cas aéroréfrigérants humides E651 et E652 à l'état neufs.

4.2.3.2. Etude du cas aéroréfrigérants humides E651 et E652 à l'état entartrés

4.2.3.2.1. Bilan de matière autour des ballons de flash

Données

Température de sortie E651 : 45°C.

Température de sortie E652 : 55°C.

Tableau 4.5: Composition du gaz d'alimentation HP

constituants	PM	Gaz d'alimentation combiné		
		% mole	Débit molaire Kmole/jour	Débit massique Tonne/jour
N ₂	28,01	02,13	4564,28	127,84
CO ₂	44,01	02,10	4500	198,04

C1	16,04 1	64,34	137871,43	2211,59
C2	30,10	18,67	40007,14	1204,21
C3	44,10	08,05	17250	760,72
IC4	58,12	0,76	1628,57	94,65
NC4	58,12	02,45	5250	305,13
IC5	72,14 6	0,73	1564,28	112,85
NC5	72,14 6	0,42	900	64,93
C6	86,20	0,35	750	64,65
TOTAL		100	214285,71	5144,65
Poids molaire		24,008		
Débit Stm³/J		5063736,26		
Débit Nm³/J		4800000		
Débit Tonne/J		5144,64		
Débit K mole/J		214285,71		

A- Calcul de flash au ballon V651

Le V651 est un ballon triphasique qui sépare le gaz d'alimentation HP après refroidissement par les aéroréfrigérants E651 en trois phases à savoir gaz, condensats et eau.

Données : T= 45°C et P= 26.5 bar abs.

Tableau 4.6:Résultats du calcul de flash dans le ballon V651.

constituants	PM	Zi (% mole)	Yi (%mole)	Ki	Débit K mole/J
N₂	28,01	2.13	0.0213	21	4564.29
CO₂	44,01	2.10	0.0210	4.15	4500.00
C1	16,041	64.34	0.6434	7.2	137871.4 3
C2	30,10	18.67	0.1867	1.9	40007.14
C3	44,10	8.05	0.0805	0.7	17250.00
IC4	58,12	0.76	0.0076	0.34	1628.57
NC4	58,12	2.45	0.0245	0.245	5250.00
IC5	72,14	0.73	0.0073	0.11	1564.29
NC5	72,14	0.42	0.0042	0.092	900.00
C6	86,20	0.35	0.0035	0.039	750.00
TOTAL		1	1		214285,7 1
PM		24,008	24,008		

Taux de vaporisation = 100%

La totalité du gaz sortant du ballon V651 est sous forme de vapeur surchauffée.

A- Calcul de flash à l'entrée de la batterie d'échangeurs cryogéniques

La batterie d'échangeurs cryogéniques reçoit le gaz sec d'alimentation **HP** sortant du ballon V651 à l'état vapeur.

Les conditions de service à la sortie des aéroréfrigérants E652 et l'entrée des échangeurs cryogéniques sont : $T= 55^{\circ}\text{C}$ et $P= 48$ bar abs.

Tableau 4.7 : Résultats de flash à la sortie E652 à l'état entartré

Constituants	PMi	Alimentation			Phase vapeur			Ki
		% mole	Fikmol/j	Fi Tonne/j	Mole %	Vikmol/j	Vi Tonne/j	
N2	28,01	0.0213	4564.29	127.85	0.0213	4564.29	127.85	8.4
CO2	44,01	0.0210	4500.00	198.05	0.0210	4500.00	198.05	2.5
C1	16,04	0.6434	137871.43	2211.60	0.6434	137871.43	2211.60	4.2
C2	30,10	0.1867	40007.14	1204.22	0.1867	40007.14	1204.22	1.3
C3	44,10	0.0805	17250.00	760.73	0.0805	17250.00	760.73	0.54
IC4	58,12	0.0076	1628.57	94.65	0.0076	1628.57	94.65	0.28
NC4	58,12	0.0245	5250.00	305.13	0.0245	5250.00	305.13	0.2
IC5	72,15	0.0073	1564.29	112.86	0.0073	1564.29	112.86	0.095
NC5	72,15	0.0042	900.00	64.93	0.0042	900.00	64.93	0.08

C6	86,20	0.0035	750.00	64.65	0.0035	750.00	64.65	0.036
PM	24,008			24,008				
Débit molaire kmole/jour	214285.71			214285.71				
Débit massique Tonne/jour	5144.65			5144.65				

Taux de vaporisation = 100%

B- Calcul de flash à la sortie de la batterie d'échangeur cryogénique

Le gaz d'alimentation sec sort des échangeurs cryogéniques après réfrigération en état de mélange liquide vapeur sous les conditions : $T = -10^{\circ}\text{C}$ et $P = 47.5$ bar abs.

Le ballon V654 reçoit le gaz d'alimentation sec en état de mélange liquide vapeur après refroidissement dans les échangeurs cryogéniques.

Tableau 4.8 : Résultats de flash V654 à l'état entartre

Constituants	PMi	Alimentation		Phase vapeur		Phase liquide		Ki
		% mole	Fikmol/j	% mole	Vikmol/j	% mole	Li kmol/j	
N2	28,01	0,0213	4564.29	0.02742	4321.309	0.0043	242.98	6.4
CO2	44,01	0,021	4500.00	0.02201	3468.470	0.0182	1031.53	1.21
C1	16,04	0,6434	137871.43	0.77203	121656.963	0.2859	16214.47	2.7
C2	30,10	0,1867	40007.14	0.14510	22865.129	0.3023	17142.01	0.48
C3	44,10	0,0805	17250.00	0.02839	4473.543	0.2253	12776.46	0.126
IC4	58,12	0,0076	1628.57	0.00148	232.733	0.0246	1395.84	0.06

NC4	58,12	0,0245	5250.00	0.00303	477.446	0.0842	4772.55	0.036
IC5	72,15	0,0073	1564.29	0.00035	54.540	0.0266	1509.75	0.013
NC5	72,15	0,0042	900.00	0.00017	26.695	0.0154	873.31	0.011
C6	86,20	0,0035	750.00	0.00004	5.996	0.0131	744.00	0.0029
PM			24.008			20,042	35.0277	
Débit molaire kmole/jour			214285.71			157590,212	56702.89	
Débit massique Tonne/jour			5144.65			3158.36	1986.28	

Le taux de condensation est de 26.5 % et la quantité de GPL récupérée dans la phase liquide est de 921.94 T/J.

C- Calcul de flash de ballon V658

Le V658 est un ballon de flash où le liquide recueilli au ballon V654 subit une détente isenthalpique à travers la vanne JT 657 contrôlée par le régulateur de niveau le LV 657.

Données : $T = -17.96^{\circ}\text{C}$ et $P = 31.5$ bar abs.

Tableau 4.9 : Résultats de flash V658 à l'état entartré

Constituants	PMi	Alimentation		Phase vapeur		Phase liquide		Ki
		% mole	Fikmol/j	% mole	Vikmol/j	% mole	Likmol/j	
N2	28,01	0.0043	242.98	0.01649	173.80	0.001	69.20	11
CO2	44,01	0.0182	1031.53	0.02525	266.18	0.017	772.03	1.51
C1	16,04	0.2859	16214.47	0.72457	7638.10	0.186	8577.35	3.9
C2	30,10	0.3023	17142.01	0.19018	2004.80	0.328	15138.25	0.58
C3	44,10	0.2253	12776.46	0.03755	395.79	0.268	12381.44	0.14
IC4	58,12	0.0246	1395.84	0.00173	18.24	0.030	1377.68	0.058
NC4	58,12	0.0842	4772.55	0.00354	37.30	0.103	4735.54	0.0345
IC5	72,15	0.0266	1509.75	0.00036	3.78	0.033	1506.05	0.011
NC5	72,15	0.0154	873.31	0.00018	1.91	0.019	871.45	0.0096
C6	86,20	0.0131	744.00	0.00003	0.31	0.016	743.74	0.0018
PM		35.0277		20.92		38.25		
Débit molaire kmole/jour		56702.89		10540.21		46172.73		
Débit massique Tonne/jour		1986.28		220.570		1766.13		

Le taux de condensation est de 81.4 % et la quantité de GPL récupérée dans la phase liquide est de 901.32 T/J.

D- Calcul de flash de ballon V665

Le ballon V665 sépare le mélange obtenu par détente du gaz du V654 dans le turbo-expander

Données : T= -30.2°C et P= 28 bar abs.

Tableau 4.10: Résultats de flash V665 à l'état entartré

Constituants	PMi	Alimentation		Phase vapeur		Phase liquide		Ki
		% mole	Fikmol/j	% mole	Vikmol/j	% mole	Likmol/j	
N2	28,01	0.02742	4321.309	0.027637	4318.36	0.002	3.037	12.1
CO2	44,01	0.02201	3468.470	0.022013	3439.58	0.017	22.346	1.31
C1	16,04	0.77203	121656.963	0.776819	121380.21	0.210	279.202	3.7
C2	30,10	0.14510	22865.129	0.143788	22467.23	0.300	398.365	0.48
C3	44,10	0.02839	4473.543	0.026052	4070.78	0.303	402.858	0.086
IC4	58,12	0.00148	232.733	0.001228	191.91	0.031	40.832	0.04
NC4	58,12	0.00303	477.446	0.002230	348.50	0.097	128.957	0.023
IC5	72,15	0.00035	54.540	0.000144	22.55	0.024	31.989	0.006
NC5	72,15	0.00017	26.695	0.000066	10.36	0.012	16.333	0.0054
C6	86,20	0.00004	5.996	0.000001	0.20	0.004	5.792	0.0003

PM	20,042	19.899	36.965
Débit molaire kmole/jour	157590,21	156249.68	1329.71
Débit massique Tonne/jour	3158.36	3108.98	49.16

Le taux de condensation = 0.84 % et la quantité de GPL récupérée dans la phase liquide est de 27.63 T/J.

E- Calcul de flash de ballon V656

Le V656 est le ballon de reflux du déethaniseur V655 ; vu que le condenseur de tête est partiel on reçoit un mélange liquide – vapeur dans ce ballon.

Données : $T = 7^{\circ}\text{C}$ et $P = 28$ bar abs.

Calcul du débit de gaz sortant du ballon V656

On pose :

Q_{RES} : débit de gaz résiduel.

Q_{58} : débit du gaz sortant du V658.

Q_{56} : débit du gaz sortant du V656.

Q_{65} : débit du gaz sortant du V665.

$$Q_{56} = Q_{\text{REG}} + Q_{\text{PV652}}$$

Avec :

Q_{REG} : débit du gaz de régénération

Q_{PV652} : débit du gaz passant par la vanne de pression de tête de colonne V655

Le bilan de matière global appliqué pour le gaz résiduel donne :

$$Q_{RES} = Q_{58} + Q_{65} + Q_{REG} + Q_{PV652}$$

$$Q_{RES} = 189\,000 \times 24 = 4\,536\,000 \text{ Nm}^3/\text{J}$$

$$Q_{REG} = 3.9 \times 8\,500 \times 24 = 795\,600 \text{ Nm}^3/\text{J}$$

On a comme données :

$$Q_{RES} = 4\,536\,000 \text{ Nm}^3/\text{jour.}$$

$$Q_{58} = 236\,100.704 \text{ Nm}^3/\text{jour.}$$

$$Q_{65} = 343\,7492.96 \text{ Nm}^3/\text{jour.}$$

$$Q_{REG} = 795\,600 \text{ Nm}^3/\text{jour.}$$

$$Q_{PV652} = 4306.57 \text{ Nm}^3/\text{jour.}$$

D'où $Q_{56} = 799\,906.57 \text{ Nm}^3/\text{jour.}$

Tableau 4.11: Résultats de flash V656 à l'état entarré

constituants	PM	Yi (% mole)	Débit K mole/jour
N2	28,01	0.02	72.23
CO2	44,01	0.022	794.37
C1	16,042	0.248	8856.55

C2	30,1	0.435	15536.62
C3	44,1	0.293	10450.34
PM		31.02	
Débit molaire		35710.11	
Kmole/jour			

Dans le tableau ci-dessous, nous résumons les principaux résultats obtenus pour le cas entartré

Tableau 4.12: Récapitulatif des quantités de GPL récupérées.

Quantité de GPL dans le gaz d'alimentation GA (potentiel) (T/J)	1160.50
Quantité de propane dans le gaz d'alimentation GA (T/J)	760.73
Quantité de butane dans le gaz d'alimentation GA (T/J)	399.78
Quantité de GPL récupérée au niveau du ballon V651 (T/J)	0.00
Quantité de propane récupérée au niveau du ballon V658 (T/J)	546.02
Quantité de butane récupérée au niveau du ballon V658 (T/J)	355.30
Quantité de GPL récupérée au niveau du ballon V658 (T/J)	901.32
Quantité de propane récupérée au niveau du ballon V665 (T/J)	17.76
Quantité de butane récupérée au niveau du ballon V665 (T/J)	9.87
Quantité de GPL récupérée au niveau du ballon V665 (T/J)	27.63
Quantité totale de GPL récupérée dans la section cryogénique (T/J)	928.95
Quantité de propane dans le gaz de régénération (T/J)	458,55
Quantité de propane dans le gaz passe par PV652 (T/J)	2,53
Quantité de propane perdu au niveau du ballon V656 (T/J)	461.08
Quantité totale de GPL récupérée dans la colonne (T/J)	467,80

On a la quantité totale de GPL :

La quantité totale de GPL alimentant l'unité (potentiel en GPL)=**1160.50 T/J.**

La quantité totale de GPL récupérée dans la section cryogénique =**928.95 T/J.**

Récupérée dans la colonne de déethaniseur =**467,80T/J.**

4.2.3.3.2. BILAN THERMIQUE AUTOUR DE LA BATTERIE D'ECHANGEURS CRYOGENIQUES

Le but de ce bilan thermique est de vérifier la température de sortie du gaz de la batterie d'échangeurs cryogénique par la détermination de l'égalité énergétique (l'enthalpie) entre le gaz d'alimentation HP passant côté tube et les différents gaz et liquides récupérés au différents ballons de flash passants côté calandre .

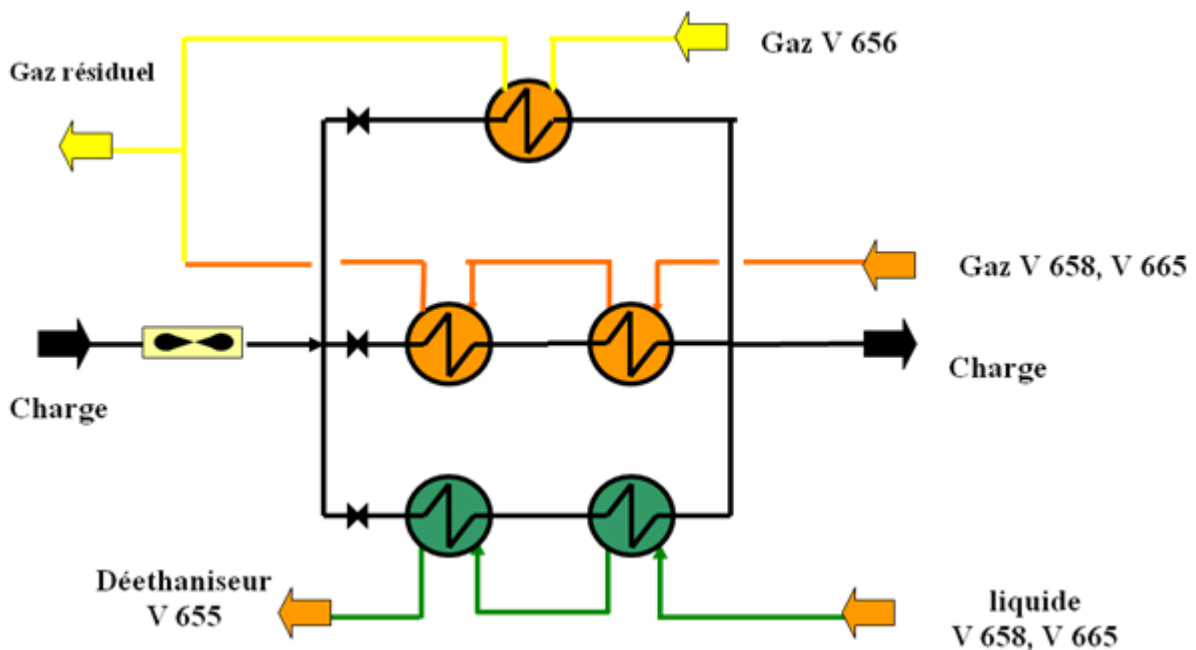


Figure 4.9 : Schéma de la batterie d'échangeurs cryogéniques.

Méthode de calcul de l'enthalpie d'un mélange

Pour le calcul des enthalpies d'un mélange complexe biphasique nous avons utilisé la procédure de prédiction des différences d'enthalpie en se basant sur les données expérimentales, d'où le recours aux diagrammes P-H. (pression, enthalpie).

La valeur de l'enthalpie absolue ne présente pas d'intérêt ; seules, ses variations entre deux états sont recherchées, puisqu'elles donnent la quantité de chaleur à fournir ou à extraire. Les différences d'enthalpie qui sont les valeurs recherchées ne sont pas altérées par le choix de référence.

Cependant, la même enthalpie de référence doit être utilisée pour tous les composants dans tous les calculs. L'enthalpie de mélanges de gaz réels et des liquides peut être estimée à l'aide de calculs manuels. Ceux recommandés pour l'usage sont basés sur une extension du principe des états correspondants.

La corrélation applicable aux mélanges gazeux et liquides se compose de deux parties:

- Changement d'enthalpie avec la pression pour un fluide simple (fluide avec facteur acentrique zéro) Correction pour la déviation d'un fluide réel par rapport au changement enthalpique avec la pression d'un fluide idéal.
- La variation d'enthalpie de mélange de gaz réels est calculée à l'aide d'une corrélation préparée à partir de mesures expérimentales d'enthalpie d'une variété de mélanges.

$$H_0^P - H_0^0 = (H_T^0 - H_0^0) - (H_T^0 - H_T^P)$$

Btu/lb mole.

$$H_T^P$$

$(H_T^0 - H_0^0)$: L'enthalpie à pression et température d'intérêt

H_T^0 : L'enthalpie idéale au dessus de la référence

H_T^0
 $(H_T^0 - H_T^P)$: L'enthalpie à température d'intérêt.

: Changement de l'enthalpie avec la pression, donné par la différence d'enthalpie entre l'enthalpie idéale et l'enthalpie à la pression désirée ;

Les deux quantités sont à la température d'intérêt.
 $H_0 = 0$

: À la référence choisie, température absolu zéro

$$H_0^P = H_T^0 - (H_T^0 - H_T^P) \quad H = H^0 - (H^0 - H)$$

Ou

Tel que :

H : enthalpie à T d'intérêt.

H⁰: enthalpie idéale

(H₀-H) est calculée à partir de l'expression suivante :

$$(H^0 - H) = RT_c \left\{ \left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]^0 + \omega \left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]' \right\}$$

$\left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]^0$ Variation d'enthalpie avec la pression d'un fluide simple.

$\left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]'$ Correction due à la déviation d'un fluide réel par rapport à la variation de l'enthalpie idéale avec la pression.

Pour nos calculs d'enthalpie, nous avons suivi la démarche suivante :

- La composition du mélange doit être connue
- Les pseudos T et P critique du mélange sont calculés à l'aide de la règle de Kay.

- L'enthalpie moyenne du mélange

$$H_m^0 = \sum_{i=1}^n Y_i H_i^0 \quad \text{Tel que } H_i^0 = (\text{enthalpie idéale de composant pur } i) \times (\text{MW}_i)$$

Ou T_c , P_c et H_i^0 sont déterminés à partir des abaques (voir annexes)

a-Déterminer les pseudos température et pression critique du mélange

$$T_{PC} = \sum_{i=1}^n T_{Ci} X_i \quad \text{Pour le liquide} \quad \text{ou} \quad T_{PC} = \sum_{i=1}^n T_{Ci} Y_i \quad \text{pour le gaz ; (T en } ^\circ\text{R)}$$

$$P_{PC} = \sum_{i=1}^n P_{Ci} X_i \quad \text{Pour le liquide} \quad \text{ou} \quad P_{PC} = \sum_{i=1}^n P_{Ci} Y_i \quad \text{pour le gaz ; (P en psia)}$$

$$\varepsilon = T(0.0106^{0.9} - 0.0106^{1.6})$$

$$T'_{PC} = T_{PC} - \varepsilon \quad (^\circ\text{R}) \quad \text{et} \quad P'_{PC} = \frac{P_{PC} \times T'_{PC}}{T_{PC}} \quad (\text{psia})$$

b-Déterminer les paramètres réduits

$$P_{Pr} = \frac{P}{P'_{PC}} \quad (\text{psia}) \quad \text{et} \quad T_{Pr} = \frac{T}{T'_{PC}} \quad (^\circ\text{R})$$

c-Déduire à partir des abaques

$$\left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]^0, \left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]^1 \quad \text{et} \quad \omega = \sum_{i=1}^n \omega_i \quad (\text{le facteur acentrique})$$

Finalement, nous déduisons :

$$H_m = H^0 - RT_c \left\{ \left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]^0 + \omega \left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]^1 \right\} \text{BTU/lbmole}$$

Tel que: $R=1.987$ et T (en $^\circ\text{R}$).

Remarque

Les propriétés physiques et critiques des composants (prises du Handbook), des mélanges calculées pour chaque ballon de séparation ainsi les enthalpies idéales des composants (déterminées par le biais des abaques aux conditions de température et pression données) et les enthalpies idéales des différents mélanges sont introduites dans des tableaux que vous trouverez en annexe B.

Résultats de calcul des enthalpies**Côté tube**

Le gaz d'alimentation combiné entre dans la batterie cryogénique à l'état vapeur dans les conditions de 55°C et 48 bars abs et à la sortie nous avons un mélange biphasique à – 10°C et 47.5 bars abs.

La charge d'alimentation combinée HP se divise en trois flux à l'entrée de la batterie d'échangeur cryogénique à savoir :

- ◆ 65 % vers l'échangeur cryogéniques E656 (valeur design).
- ◆ 25 % vers l'échangeur cryogéniques E655 (valeur design).
- ◆ 10 % vers l'échangeur cryogénique E654 (valeur design).

Tableau 4.13: Résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté tube à l'état entartré.

Côté tube batterie cryogénique à l'état entartré					
Composant	Entrée totale	Sortie56	Sortie55	Sortie54	Sortie Totale
T [°C]	55	22.5	-33	-18	-10
P[bar]	48	48	48	48	47.5
Hm	4910.89		1756.32		3180.75
[BTU/lb-mole]		4193.79		2833.51	

Côté calandre

A. L'échangeur E656

L'entrée côté calandre de l'échangeur E656B est un mélange liquide recueilli des deux ballons V658 et V665 et la sortie de l'échangeur E656A côté calandre est un mélange biphasique qui représente la charge du déethaniseur à une température de 26°C et une pression de 31 bars abs.

Tableau 4.14: Résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté calandre E656

Côté calandre batterie cryogénique E656 à l'état entartré		
entrée E656/V658	Hm [BTU/lb-mole]	-1226,89
entrée E656/V665	Hm [BTU/lb-mole]	-1587,19
Sortie E656	Hm [BTU/lb-mole]	1012,45

B. L'échangeur E655

L'entrée côté calandre de l'échangeur E655B est un mélange vapeur recueilli des trois ballons V658, V665 et V656 et le gaz résiduel sort de l'échangeur E655A côté calandre sous forme de vapeur à une température de 37°C et une pression de 27.5 bars abs.

Tableau 4.15: Résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté calandre E655

Côté calandre batterie cryogénique E655 à l'état entartré		
entrée E655/V658	Hm [BTU/lb-mole]	2202,55
entrée E655/V665	Hm [BTU/lb-mole]	3178,57
entrée E655/V656	Hm [BTU/lb-mole]	3818,036
Sortie E655	Hm [BTU/lb-mole]	4466,50

Remarque

La quantité du gaz résiduel sortant du ballon V656 (ballon de tête du déethaniseur) se divise en deux parties : une première partie qui est acheminée a travers la vanne de pression la PV652 du ballon de tête du déethaniseur qui se mélange avec le gaz résiduel du ballon V658 et V665 et passe dans l'échangeur cryogénique E655B et la deuxième partie représente le gaz de régénération et passe directement dans l'échangeur cryogénique E654

C. L'échangeur E654

La deuxième partie du gaz résiduel recueilli dans le ballon de tête du déethaniseur le V656 est (le gaz de régénération) entre côté calandre dans l'échangeur cryogénique le E654 et le gaz de régénération sort de l'échangeur E654 côté calandre sous forme de vapeur à une température de 40°C et une pression de 27.5 bars abs.

Tableau 4.16: Résultats d'enthalpie à l'entrée et sortie côté calandre E654 à l'état entartré

Côté calandre batterie cryogénique E654 à l'état entartré		
entrée E654	Hm [BTU/lb-mole]	3711,23
sortie E654	Hm [BTU/lb-mole]	4964,05

Bilan énergétique de chaque échangeur

On pose :

h_1, h_2 : Enthalpie d'entrée / sortie côté calandre (kcal / J).

H_1, H_2 : Enthalpie d'entrée / sortie côté tube (kcal / J).

$h_{1,m}, h_{2,m}$: Enthalpie molaire d'entrée / sortie côté calandre (kcal / kmole).

$H_{1,m}, H_{2,m}$: Enthalpie molaire d'entrée / sortie côté tube (kcal / kmole).

m: débit molaire côté calandre (kmole / J).

M : débit molaire côté tubes (kmole / J).

Le bilan énergétique donne :

$$H_1 - H_2 = h_2 - h_1 \quad \text{et} \quad (H_{1,m} - H_{2,m}) * M = (h_{2,m} - h_{1,m}) * m$$

Tableau 4.17: Résultats finals de calcul de l'enthalpie de la batterie cryogénique

BILAN ENERGETIQUE DE LA BATTERIE CRYOGENIQUE A L'ETAT ENTARTREE			Hm [Kcal/Hr]
CÔTE TUBE	Hm [BTU/lbmole]	1730,135846	8,5810⁶
	Hm [Kcal/kmole]	961,8	
E656 côtécalandre	Hm [BTU/lbmole]	2105,053257	2,32 10⁶
	Hm [Kcal/kmole]	1170	
E655 côtécalandre	Hm [BTU/lbmole]	1348,685318	5,22 10⁶
	Hm [Kcal/kmole]	749,8	
E654côtécalandre	Hm [BTU/lbmole]	1252,82102	1,03 10⁶
	Hm [Kcal/kmole]	696,5	
TOTAL COTE CALANDRE			8,57 10⁶

Egalité des enthalpies Hm côté tube \approx Hm côté calandre

Tableau 4.18: Résultats de bilan énergétique des échangeurs cryogéniques.

Echangeur	E656	E655	E654
M [kmole/J]	139 285,71	53 571,43	21 428,57
m [kmole/J]	47499,83	166982,18	35517,85
H1,m [kcal/kmole]	4193,79	1756,32	2833,51
H2,m [kcal/kmole]	4910,89	4910,89	4910,89
h1,m [kcal/kmole]	-1282,69	4466,50	3711,23
h2,m [kcal/kmole]	1012,45	3117,81	4964,05
M*ΔH,m [kcal/hr]	2.316*E-6	5.21*E-6	1.03*E-6
Δh,m *m [kcal/hr]	2.315 *E-6	5.21*E-6	1.03*E-6

Conclusion

D'après les résultats du bilan énergétique établi autour de chaque échangeur cryogénique, on conclut l'exactitude des températures et des débits de gaz et de liquides récupérés au niveau de chaque ballon de flash dans la section cryogénique.

4.2.2.2 Etude du cas aéroréfrigérants humides E651 et E652 à l'état neuf

Un bilan de matière autour des ballons de flash de la section cryogénique a été effectué afin de déterminer la quantité de GPL récupérée suivi d'un bilan énergétique pour vérifier l'exactitude des débits trouvés dans le bilan de matière ainsi les températures de calculs relevées.

La procédure de calcul étant identique à celle effectuée dans le premier cas, nous vous présentons les résultats de calcul finaux, les détails de calcul de bilan matière et énergétique sont sous forme de tableaux que vous trouverez en annexe C.

4.2.2.2.1 Bilan de matière autour des ballons de flash

Données

Température de sortie E651 : 38°C.

Température de sortie E652 : 35°C.

Tableau 4.19 :Récapitulatif des quantités de GPL récupérées

Quantité de GPL dans le gaz d'alimentation GA (potentiel) (T/J)	1160.51
Quantité de propane dans le gaz d'alimentation GA (T/J)	760.73
Quantité de butane dans le gaz d'alimentation GA (T/J)	399.78
Quantité de GPL récupérée au niveau du ballon V651 (T/J)	0.00
Quantité de propane récupérée au niveau du ballon V658 (T/J)	619.61
Quantité de butane récupérée au niveau du ballon V658 (T/J)	371.83
Quantité de GPL récupérée au niveau du ballon V658 (T/J)	991.45
Quantité de propane récupérée au niveau du ballon V665 (T/J)	6.24
Quantité de butane récupérée au niveau du ballon V665 (T/J)	3.47
Quantité de GPL récupérée au niveau du ballon V665 (T/J)	9.71
Quantité totale de GPL récupérée dans la section cryogénique (T/J)	1001.16
Quantité de propane dans le gaz de régénération (T/J)	276.64
Quantité de propane dans le gaz passe par PV652 (T/J)	18.50
Quantité de propane perdu au niveau du ballon V656 (T/J)	295.14
Quantité totale de GPL récupérée dans la colonne (T/J)	706.01

4.2.2.2 Résultats de bilan thermique à l'état neuf

Les résultats de calcul des bilans enthalpiques des trois échangeurs E654, E655 et E656 sont illustrés dans le tableau ci-dessous.

Tableau 4.20: Résultats de bilan énergétique des échangeurs cryogéniques

Echangeur	E656	E655	E654
M [kmole/J]	139 285,71	53 571,43	21 428,57
m [kmole/J]	55036,28	161624,98	35517,85
H1,m [kcal/kmole]	4445,18	1117,83	2402,13
H2,m [kcal/kmole]	3591,30	4445,18	4445,18
h1,m [kcal/kmole]	-1348,19	4359,31	3478,15
h2,m [kcal/kmole]	835,76	3077,81	4709,30
M*ΔH,m [kcal/hr]	2.75*E-6	4.76*E-6	1.014*E-6
Δh,m *m [kcal/hr]	2.75 *E-6	4.90*E-6	1.012*E-6

Nous concluons l'exactitude des débits liquide et vapeur calculé pour chaque ballon de flash ainsi que les températures de sortie relevées.

4.2.3 Comparaison des résultats de calcul des deux cas d'étude

Dans les tableaux ci-dessous, nous allons vous présenter une comparaison des paramètres de fonctionnement ainsi que les principaux résultats de calculs obtenu pour les deux cas d'étude à savoir cas où les aéroréfrigérants E651 et E652 sont à l'état entartés et celui où ils sont neufs.

Paramètres de fonctionnements des différents équipements

Tableau 4.21 : Paramètres utilisés (T et P)

Equipements	Cas aéroréfrigérants entartés		Cas aéroréfrigérants neufs	
	Température (°C)	Pression (Bars abs)	Température (°C)	Pression (Bars abs)
Sortie E651	45	26,5	38	26,5
Ballon V651	45	26,5	38	26,5
Sortie E652	55	48	35	48
Ballon V654	-10	47.5	-20	47.5
Ballon V658	-17.96	31.5	-23,66	31.5
Ballon V665	-30.2	28	-36,51	28

Tableau4.22 :Taux de condensation aux différents ballons de flashs

Equipements	Cas aéroréfrigérants entartés	Cas aéroréfrigérants neufs
	Taux de condensation (%)	Taux de condensation (%)
Ballon V651	0	0
Ballon V654	26.45	30.80
Ballon V658	81.43	82.62
Ballon V665	0.84	3.36

Le mauvais refroidissement du gaz d'alimentation et du gaz comprimé sortant de l'aéroréfrigérant E652 causé par l'entartrage de ces équipements thermique engendre une baisse du taux de condensation dans les différents ballons de la section cryogénique, par conséquent baisse du taux de récupération du GPL.

Tableau 4.23 :Quantités des GPL récupérées dans la section cryogénique

Produits	Cas aéroréfrigérants entartrés	Cas aéroréfrigérants neufs
	Quantités récupérées (Tonne/Jour)	Quantités récupérées (Tonne/Jour)
Ballon V651	0,00	0
Ballon V658	901.25	991.45
Ballon V665	9.71	27.63
Total	928.89	1001.15

La perte en GPL récupéré dans la section cryogénique du à l'entartrage des aéroréfrigérants humides E651 et E652 est de 72.26 Tonnes par jour.

Tableau 4.24 : Quantités des propane perdus dans le gaz sortant du V656 (ballon de reflux du dééthaniseur)

Produits	Cas aéroréfrigérants entartrés	Cas aéroréfrigérants neufs
	Quantités de propane perdues (Tonne/Jour)	Quantités de propane perdues (Tonne/Jour)
Gaz régénération	458,55	276,64
PV 652	2,533	18,502
Total	461.08	295.14

Tableau4.25 : Quantités des GPL récupérées

Produits	Cas aéroréfrigérants entartrés	Cas aéroréfrigérants neufs
	Quantités récupérées (Tonne/Jour)	Quantités récupérées (Tonne/Jour)
GPL	467.80	706.01

Interprétation des résultats

A la lumière des résultats obtenus à partir des bilans de matières et énergétiques autour de la section cryogénique et après le fractionnement dans la colonne déethaniseur établis pour les périodes chaudes de l'année , nous constatons que le taux de récupération des GPL dans le cas ou les aéroréfrigérants humides E651 et E652 sont à l'état neufs est nettement supérieur au cas ou les aéroréfrigérants humides E651 et E652 sont a l'état entartrés.

La comparaison entre les deux cas d'étude montre qu'il y a **une perte enproduction du GPL de 238.20 tonnes/jour** due à l'entartrage des tubes à ailettes des Aéroréfrigérants humides E651 et E652 et l'encrassement du condenseur à eau de la boucle de propane.

De cela on conclut que l'entartrage des aéroréfrigérants humides E651 et E652 engendre les conséquences suivantes :

- ☞ L'augmentation de la température de sortie du gaz process desaéroréfrigérants humides E652.
- ☞ L'augmentation de la température entrée et sortie du gaz procédé dans la batterie d'échangeurs cryogéniques.
- ☞ L'augmentation de la température au ballon de flash V654, il en résulte une température élevée aux ballons V665 et V658, d'où une diminution du taux de condensation du liquide qui engendre une diminution du taux de récupération des GPL.

L'encrassement des tubes du condenseur à eau de la boucle de propane engendre les conséquences suivantes :

- ✓ Mauvaise réfrigération du propane par l'eau
- ✓ Mauvais refroidissement du gaz de tête du déethaniseur (pertes de GPL dans le gaz résiduaire)
- ✓ Instabilité du débit de reflux du déethaniseur

4.2.4 Solutions préconisées

Suite aux différents nettoyages mécaniques effectués pendant les arrêts triennaux, d'urgences et avec le vieillissement des équipements qui datent de 1973, plusieurs tubes se retrouvent dans état détérioré (percé, bouché ou carotté) et fonctionnent actuellement hors normes exigées par l'inspection (plus de 25% des tubes sont bouchés ou carottés sachant que les normes exigent le fonctionnement avec moins de 10%).

Pour pouvoir résoudre définitivement le problème de l'entartrage des tubes à ailettes des aéroréfrigérants humides E651 et E652 et des tubes du condenseur à eau de la boucle de propane, nous estimons qu'il faut dans un premier temps:

- ☞ Changer les tubes à ailettes des aéroréfrigérants humides E651 et E652.
- ☞ Changer les tubes du condenseur à eau E674 de la boucle de propane

Et en parallèle faire une étude développée de l'installation d'une unité de traitement de l'eau consistant à ramener l'eau de refroidissement à des normes bien précises permettant de réduire de manière considérable le problème de l'entartrage des équipements thermiques.

Dans la partie suivante, nous proposons une étude économique pour travaux de retubage, durant le prochain arrêt décennal prévu en juillet 2019.

4.3 Calcul économique

4.3.1. Introduction

Dans cette partie d'étude, nous proposons une étude économique du retubage des aéroréfrigérants humides et du condenseur du propane durant le prochain arrêt triennal prévu en Juillet 2019.

4.3.2. Conception des aérorefrigerants humides e651 et e652

Les aéroréfrigérants humides E651 et E652 se composent de section (passes) ; chaque section contient un nombre de tubes ailettes détaillés dans le tableau ci-dessous.

Tableau 4.26: Paramètres des aéroréfrigérants E651 et E652.

Aéroréfrigérants	Nombre de passes par aéroréfrigérants	Nombre de tubes à ailettes par passe	Nombre total de tube par aéroréfrigérants
<i>E651</i>	12	220	2640
E652	16	220	3520
Total	28	440	6160

4.3.3. CONCEPTION DE L'ECHANGEUR E674

Tableau 4.27: Paramètres des dimensionnements de l'échangeur E674 B.

	Dimensions (mm)			
	Boite	Calandre	Tube	Plaque tubulaire
Longueur	13269	10944	10975	
Diamètre	1422	1422	19,05 (3/4")	1555,75 (61"1/4)
Epaisseur	12,7	20,638	1,65	77,79 (3 " 1/16)
Nombre	1×2	1×2	2836×2	2×2

4.3.4. Coût global de l'opération de retubage

Le coût global de l'opération de retubage est égal au prix global de l'opération de retubage par aéroréfrigérant plus prix global de l'opération de retubage de l'échangeur E674

Tableau 4.28: Bordereaux des couts de retubage.

Equipement Réparés	Nbre de Tube	Prix de l'opération de retubage (DA)
Aéro-E651 en 12 Batterie	2640	27 442 286
Aéro-E652 en 16 Batterie	3520	36 589 714
Echangeur- E674 B	2836	48 695 600,00
Prix globale de l'opération de retubage (DA)		112 727 600,00

On aura :

- **1\$ = 118,481 DA**
- **Coût global de l'opération de retubage = 112 727 600,00DA.**
- **Coût global de l'opération de retubage = 951 444.31\$.**

4.3.5. Coût d'investissement et temps d'amortissement

- La durée du retubage est estimée à 202 jours.
- Manque à gagner en GPL du à l'arrêt de l'unité au cours du retubage :
Production moyenne de l'unité = 706.01 Tonne/jours.

Prix d'une tonne de GPL = 700\$.

- Manque à gagner en GPL = $706.01 \times 700 \times 202 = 99829814\$$.
Coût de l'investissement = Manque à gagné due à l'arrêt + Coût du retubage

Coût de l'investissement = $99829814 + 951\,444.31 = 100781258.31\$$

- **Coût de l'investissement = 100781258.31\$.**

Gain en GPL après le retubage des aérorefrigérants humides E651 et E652 :

Gain = 238.2 Tonne/jours durant les périodes chaudes de l'année.

- Les mois chauds pendant l'année sont 05 mois = 150 Jours (Mai, Juin, Juillet, Août, Septembre).

Prix d'une tonne de GPL = 700 \$.

- Gain en GPL = $238.2 \times 700 \times 150 = 25011000 \$/an$.

Temps d'amortissement = Coût de l'investissement / Gain en GPL.

- **Temps d'amortissement = 4ans.**

Tableau 4.2.9 :

Désignations	Arrêt de l'unité Pour l'opération de retubage des aéros réfrigérants E651/652 et l'échangeur E674
Date de l'arrêt	Juillet 2019
Durée de retubage	202 jours
Manque à gagner en GPL	99829814\$
Coût du retubage	951 444.31 \$
Coût d'investissement	100781258.31 \$
Gain en GPL	25011000 \$/an
Temps d'amortissement	48 mois (4 ans)

4.3.6. Conclusion

Nous recommandons le retubage des aéroréfrigérants humides (E651, E652) et l'échangeur à eau E674B durant le prochain arrêt Décennal de l'unité qui est programmé pendant le mois de juillet 2019.

Chapitre 5 :

Traitement de l'eau

5.1. Introduction

Les sels solubles de calcium et de magnésium très présents dans les eaux de forage « ALBIEN » ont tendance à précipiter lorsque la température de l'eau augmente. Les principaux dépôts entartrant sont le carbonate de calcium CaCO_3 , le sulfate de calcium CaSO_4 et les silico aluminates de calcium et de magnésium.

Les dépôts de ces sels sont très adhérents et induisent trois types d'inconvénients dans les circuits de réfrigération :

Formation d'une pellicule sur la surface des tubes à ailettes des aéroréfrigérants humides et des tubes de l'échangeur à eau. Cette pellicule qui a une conductibilité thermique plus faible que celle de l'acier, augmente donc considérablement la résistance de conduction de l'échangeur et réduit le coefficient de transfert de l'appareil.

Réduction des sections de passage lorsque l'eau de circulation passe à l'intérieur des tubes d'échangeur. Cette réduction de section se traduit par un accroissement des pertes de charge de l'appareil entartré et donc une chute brutale de débits d'eau qui entraîne à la fois un mauvais refroidissement du fluide procédé et une élévation locale de la température de l'eau de refroidissement. L'élévation de la température favorisant l'entartrage, on se trouve alors devant un phénomène auto-aggravant qui conduit à la mise hors service de l'échangeur pour détartrage.

Promotion de la corrosion certaines corrosions se développent par aération différentielle de la surface métallique, la couche de tartre étant, dans un premier temps, discontinue sur la surface d'échange, favorise ce type de corrosion et peut conduire à un percement du faisceau tubulaire.

Lutte contre l'entartrage

Lorsqu'on chauffe une eau naturelle, le premier sel à précipiter est le carbonate de calcium provenant de la décomposition du bicarbonate de calcium selon la réaction suivante :



Le CO_2 présent dans la solution donne à l'eau des caractéristiques différentes selon sa concentration.

En contrôlant le pH plutôt basique (via un indice, appelé indice de RYZMAR maintenu entre 6 et 6.5), on diminue fortement la précipitation du carbonate de calcium.

5.2. Sélection du procédé de traitement

Pour amener l'eau de refroidissement ALBIEN à des spécifications permettant de réduire ou éliminer le problème de l'entartrage, des inhibiteurs anti-tartres adaptés doivent être développés.

Cependant la quantité journalière exigée, vu le débit important de l'eau ($70 \text{ m}^3/\text{J}$) ainsi le coût, nous laisse chercher une solution plus efficace et optimale en terme de qualité et coût.

Une étude consistant à installer une unité de traitement de l'eau de forage est plus que nécessaire, pour cela il existe plusieurs techniques de traitement de l'eau : résine échangeuse d'ions, traitement à la chaux et membranaire d'où l'importance de la sélection de la technique la plus rentable en terme de qualité et cout. Des études antérieures ont montré que le choix de la technique membranaire est plus avantageuse en terme de la qualité de l'eau traitée, cout d'installation et maintenance et entretien.

La figure ci-dessous permet de mieux comprendre comment sélectionner le meilleur procédé à membranes selon des critères de qualité et de traitement donnés (d'après Birgman et Lozier 1993).

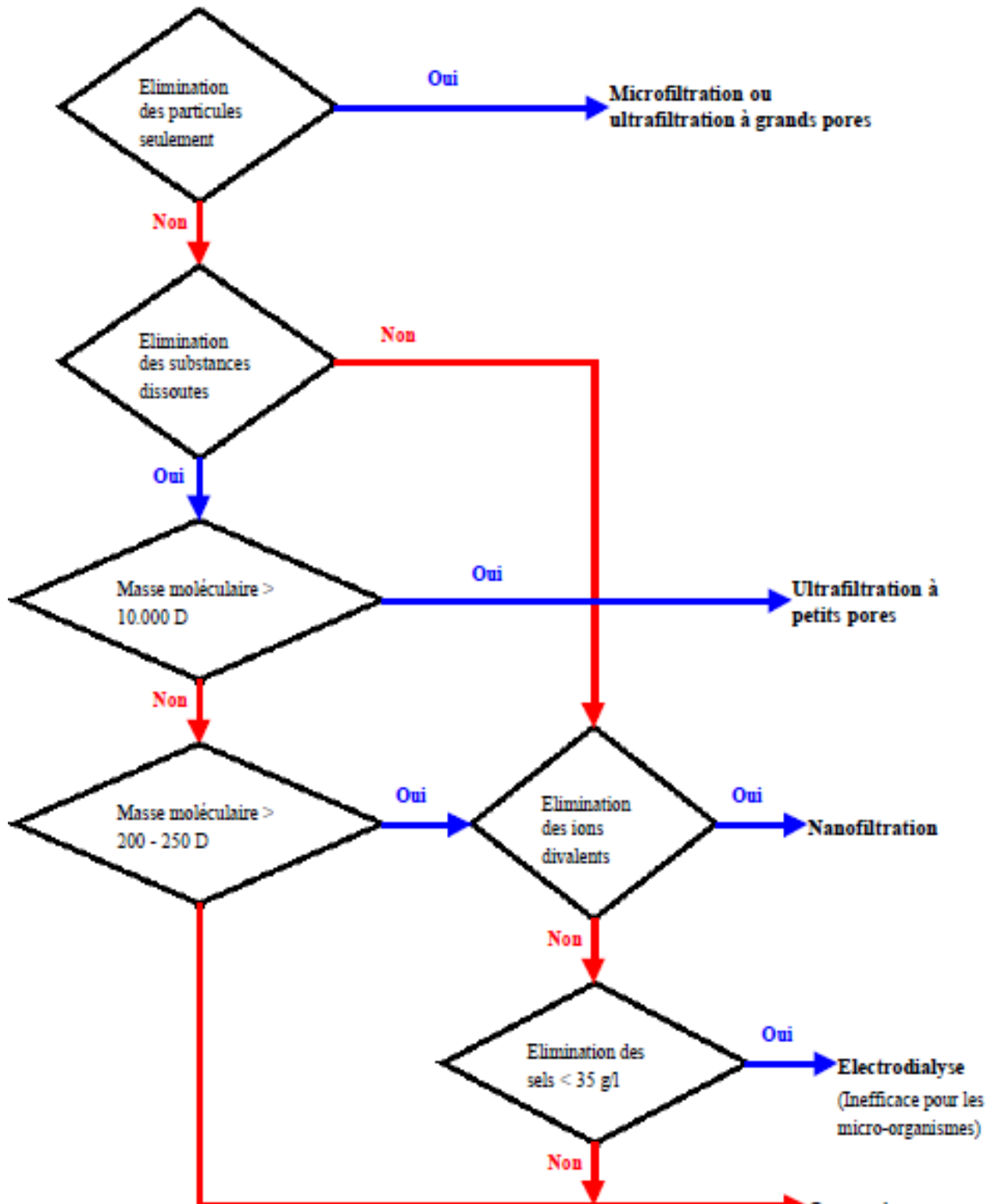


Figure 5.1 : Sélection du procédé membranaire

Une étude de recherche bibliographique a été faite pour recommander le procédé répondant aux normes exigées avec un coût de revient optimal. Nous avons trouvé que le choix du procédé d'électrodialyse apparaît comme un procédé industriel avantageux pour le dessalement des eaux saumâtres de faible salinité vu certaines caractéristiques spécifiques de ce procédé comme la simplicité de construction des installations à capacité énergétique et métallique faible (matériaux utilisables en plastique), la bonne tenue des membranes à la température (45°C), le prétraitement (filtration) simple, simplicité des opérations de mise en service et de maintenance (possibilité de démontage des modules pour un nettoyage poussé), ainsi qu'une pression de service inférieure à 3 bars. Il en résulte que le procédé d'électrodialyse est particulièrement intéressant du point de vue du coût de dessalement pour une eau de salinité inférieure à 2500 ppm. [23]

Le calcul du coût du m³ d'eau produit pour l'alimentation en eau déminéralisée est à estimer avec prudence. Il est cependant utile pour fixer l'ordre de grandeur du coût de dessalement qui est approximativement de 170 000 US\$ [24] pour une unité de 70 m³/j comprenant le prétraitement

5.3. Principe de l'électrodialyse

L'électrodialyse repose sur la mise au point et l'utilisation de membranes imperméables à l'eau et sélectives pour les ions. Ainsi, seuls les ions peuvent traverser une membrane anionique et seuls les cations peuvent traverser une membrane cationique.

L'électrodialyse est un procédé de nature électrochimique. Il permet d'extraire en partie ou en totalité les ions contenus dans une solution, en conservant des substances pas ou très peu ionisées. Un électrodialyseur fonctionne de la manière suivante (voir schéma ci-dessous):

Les deux compartiments (D) et (C) qui sont séparés par des membranes alternativement anioniques et cationiques. Comme leur nom l'indique, sous l'action d'un champ électrique, les premières ne se laissent franchir que par des anions, les secondes par des cations.

Les cations migrent dans le sens du courant électrique. Ils peuvent sortir du compartiment en traversant la membrane cationique, mais ils ne peuvent pas sortir du compartiment (C), car ils trouvent sur leur chemin une membrane anionique.

Les anions migrent dans le sens inverse du courant électrique. Ils peuvent eux aussi sortir du compartiment (D) en traversant la membrane anionique, mais ils ne peuvent pas sortir du compartiment (C) car la membrane cationique les en empêche.

En conséquence, le compartiment (D) s'appauvrit en sel dissous: on l'appelle compartiment de dilution. Le compartiment (C) s'enrichit en sels dissous: on l'appelle compartiment de concentration. La concentration des substances dissoutes non ionisées n'est pas modifiée.

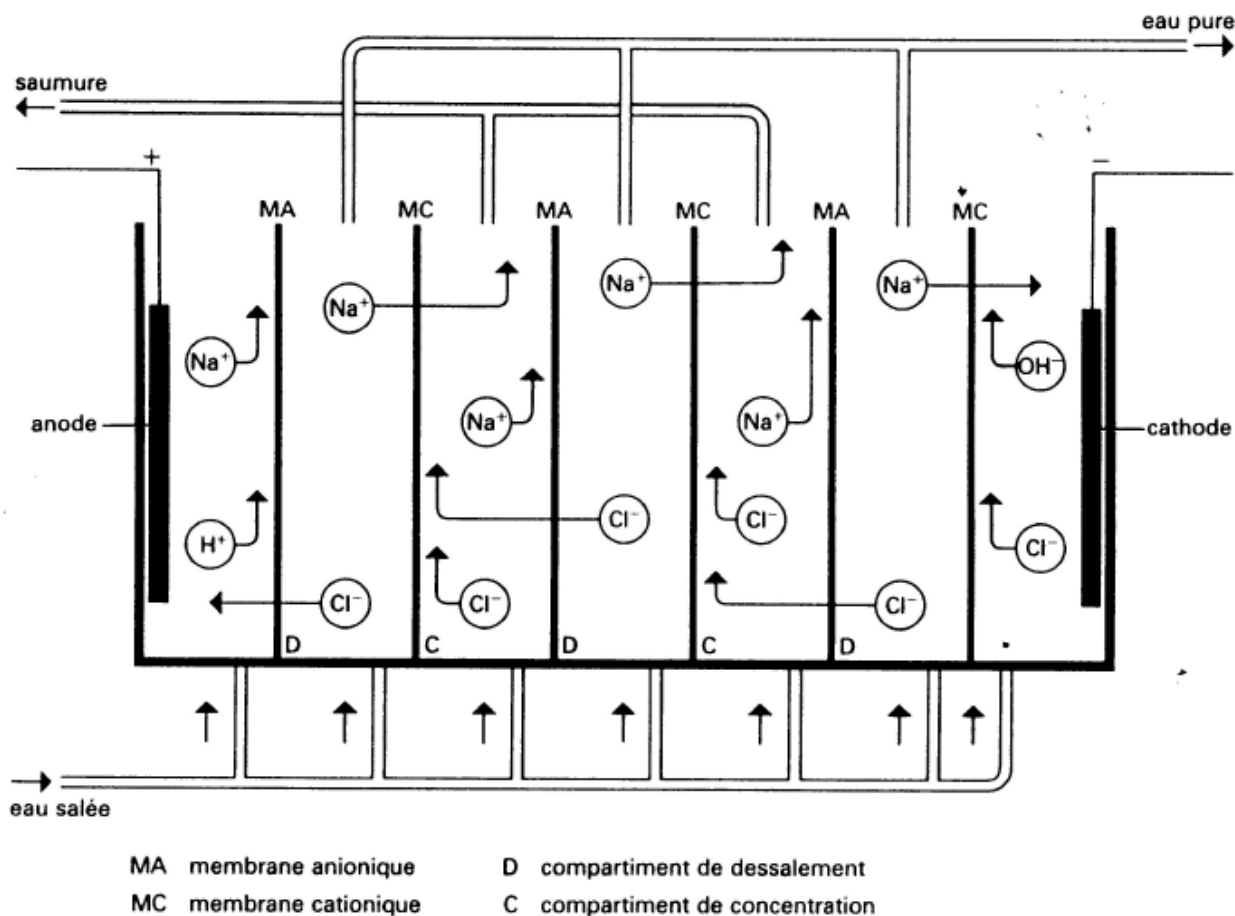


Figure 5.2 : schéma explicatif du fonctionnement d'un électrodialyseur

Un électrodialyseur est constitué d'un grand nombre de compartiments alimentés en série du point de vue électrique, et en série ou en parallèle du point de vue hydraulique. Un compartiment sur deux est en dilution, un sur deux en concentration.

Aux deux extrémités de l'appareil, se trouvent les électrodes, qui permettent le passage du courant électrique. Les membranes délimitant les compartiments sont alternativement anioniques et cationiques

5.4. Etapes de traitement de l'eau

5.4.1. Prétraitement

L'eau brute arrive en tête de station à une pression de 16 bars et à une température de 60°C, elle subit une détente à une atmosphère. L'eau est ensuite refroidie à une température de 30°C sur une tour de refroidissement à ventilation forcée, mettant en jeu le transfert de chaleur par évaporation. Le refroidissement est suivi d'une filtration sur des filtres à sable pour éliminer les particules solides.

5.4.2. Relevage

L'eau ainsi refroidie est pompée de la station de récupération des eaux ALBIEN vers l'usine GPL1.

5.4.3. Microfiltration de sécurité

L'eau, ainsi refroidie et filtrée sur des filtres à sable, arrivant dans le poste de déminéralisation, subit une microfiltration à cartouches. Cette microfiltration protège les membranes d'électrodialyse en arrêtant les matières solides imprévues et assure la pureté de l'eau.

5.4.4. Poste de déminéralisation

L'eau entre ensuite dans l'électrodialyseur pour subir une déminéralisation de sorte à avoir une eau traitée avec une salinité totale inférieure à **900 ppm** exigée par les normes des équipements thermiques.

Le schéma ci-dessous illustre les différentes étapes de traitement que doit subir l'eau ALBIEN

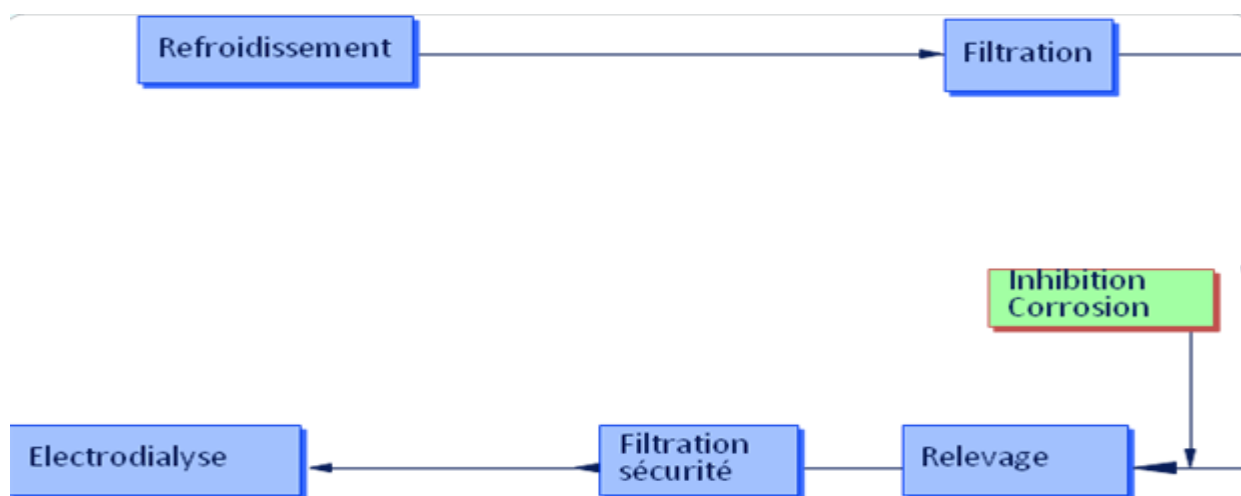


Figure 5.3 : Etapes de traitement de l'eau ALBIEN

5.5. Osmose inverse

5.5.1. Principe de l'osmose inverse

L'osmose est le transfert de solvant à travers une membrane sous l'effet d'un gradient de concentration. Considérons un système de deux compartiments séparés par une membrane

semiperméable sélective et contenant deux solutions de concentrations différentes (figure 5). Le solvant (généralement l'eau) s'écoule à travers la membrane du compartiment de la solution moins concentrée vers le compartiment contenant la solution la plus concentrée, c'est le phénomène d'osmose. Si on applique progressivement une pression sur le compartiment de la solution la plus concentrée, le flux d'eau qui traverse la membrane va diminuer, puis s'annuler quand la pression appliquée atteindra la pression osmotique. Si on applique une pression supérieure à la pression osmotique, l'eau va traverser la membrane dans le sens inverse du flux osmotique, c'est le phénomène d'osmose inverse.

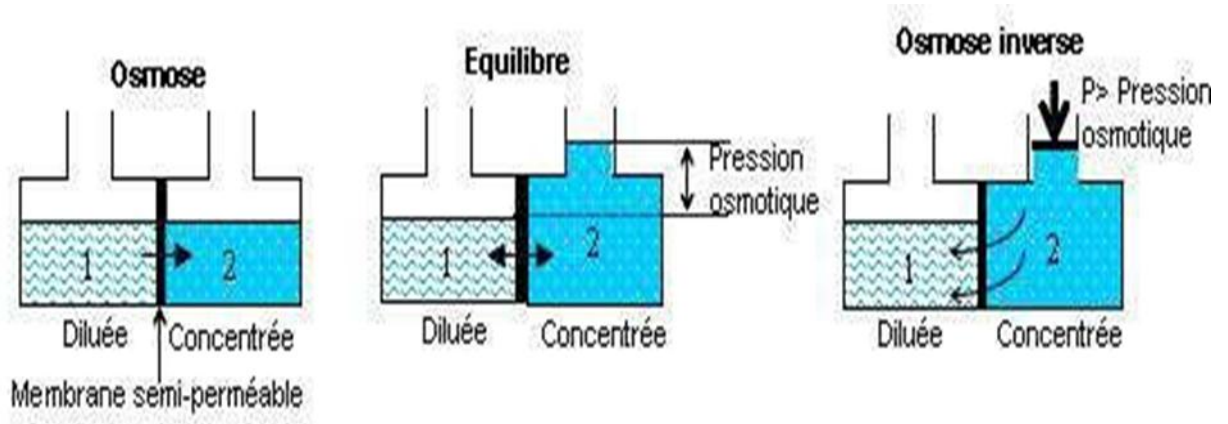


Figure 5.4 : Principe de l'osmose et de l'osmose inverse

5.5.2. Description générale de processus de traitement de l'eau par Osmose Inverse :

L'unité d'OI est dotée de 4 lignes d'une capacité de production de 8000 m³ par jour, elle est alimentée en eau de forage sédimentée (eau brute) préalablement traitée avant son passage à travers des filtres à sable (10 bacs), ce traitement consiste à injecter en permanence 1,5 à 2 mg/l du hypochlorite de sodium et ainsi de flocculant (TD – WASH 1) à l'aide des pompes doseuse.

L'eau préfiltrée est collectée dans un réservoir de 170 m³, ensuite passe par un système de vannes et parallèlement reçoit une dose de métabisulfite de sodium et du séquestrant TD – ASCAL (annexe), puis l'eau préfiltrée traverse les filtres à cartouches ayant un seuil de coupure de 5 µm.

L'eau filtrée parcourt le 1er étage de l'osmoseur sous pression de l'ordre de 18 bars exercés par 3 pompes géantes à haute pression.

Le perméat (eau osmosée) est stocké dans un bac de 200 m³, et les rejets de 1er sont introduits dans le 2eme étage de l'osmoseur sous une pression de 10 bars.

Le processus général de traitement de l'eau par osmose inverse est schématisé dans la figure 6.

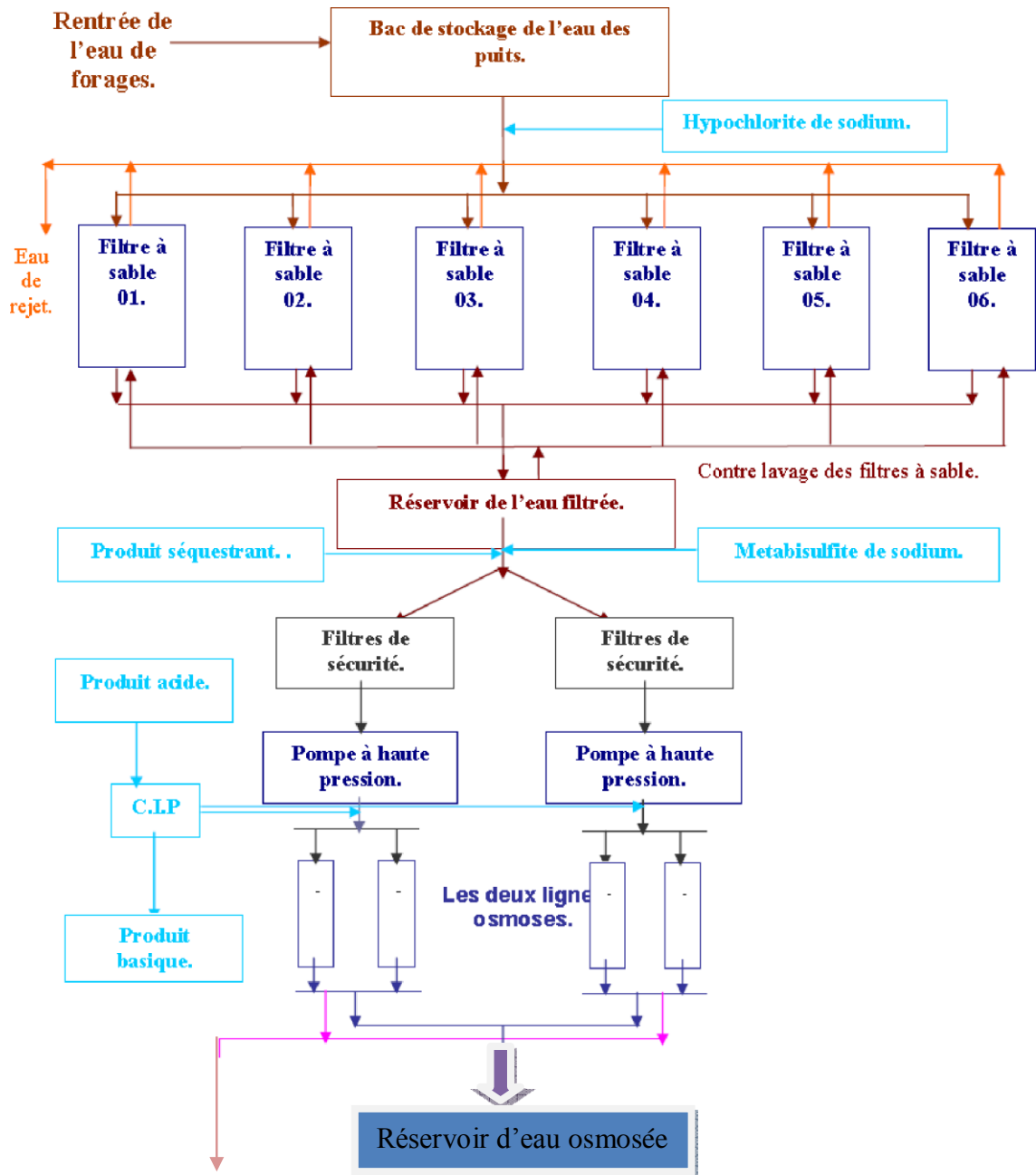


Figure 5.5 : Processus de traitement de l'eau par Osmose Inverse

5.5.3. Membranes et modules d'osmose inverse

Les membranes d'osmose inverse utilisées dans l'unité d'OI sont de type dense fabriquées par l'entreprise FILMTEC, elles sont constituées d'une superposition de plusieurs couches de polymères (membranes composites) souvent de polyamide. Les autres matériaux constituant le support n'interviennent pas dans le procédé.

La séparation des espèces dissoutes est due principalement aux propriétés chimiques du polymère de surface.

Les membranes de séparation sont insérées dans un dispositif appelé module afin d'obtenir un espace d'échange plus important. Un certain nombre de modules

La solution à filtrer circule parallèlement au tube central dans les espaces ménagés entre les deux faces actives des membranes par des espaceurs (écoulement tangentiel).

Les tubes de pression sont raccordés entre eux par des connecteurs, dont le taux de conversion est fonction du nombre de modules placés en série.

Ce montage en série est subdivisé en deux stades, la saumure rejetée du 1er étage est utilisée pour l'alimentation du 2eme étage. Ce mode de fonctionnement aboutit à un facteur de conversion aux environ 73%.

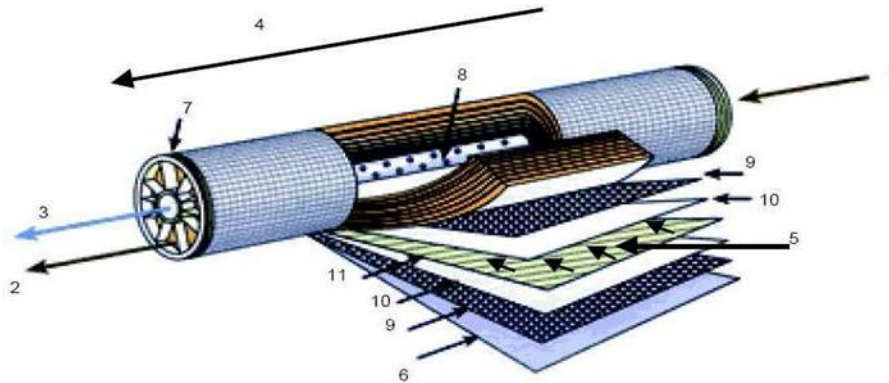


Figure 5.6 : Structure interne d'une membrane.

1. Entrée d'eau. 2. Sortie de concentrât.
3. Sortie de perméat. 4. Sens d'écoulement de l'eau brute.
5. Sens d'écoulement du perméat. 6. Matériau de protection.
7. Joint d'étanchéité entre module et enveloppe.
8. Perforations collectant le perméat. 9. Espaceur.
10. Membrane. 11. Collecteur de perméat.

5.5.4. Procédé de prétraitement dans l'osmose inverse

Le prétraitement de l'eau avant osmose inverse est absolument nécessaire car les membranes d'osmose inverse sont très sensibles au colmatage et une bonne qualité de l'eau en entrée des modules d'osmose inverse est indispensable pour assurer des performances stables de l'osmose inverse sur le long terme.

Le prétraitement a pour objectif la réduction du colmatage, l'augmentation de la durée de vie des membranes, l'amélioration de la qualité de l'eau produite et la maintenance des performances de l'osmose inverse.

Les procédés de prétraitement peuvent être divisés en deux catégories : les prétraitements physiques et les prétraitements chimiques. Les prétraitements physiques incluent les préfiltres mécaniques, les filtres à cartouche, la filtration à sable et la filtration membranaire. Le prétraitement chimique consiste en l'addition d'inhibiteurs d'entartrage, de coagulants, de désinfectants et de polyélectrolytes.

A l'heure actuelle, la plupart des usines d'osmose inverse utilisent un procédé de prétraitement conventionnel qui généralement consiste en un prétraitement physique et chimique.

5.5.5. Prétraitement conventionnel

Le prétraitement conventionnel est encore très majoritairement utilisé dans les usines de dessalement. La filière de prétraitement conventionnel comporte généralement les étapes suivantes :

Préfiltration grossière : le rôle principal de la préfiltration est d'éliminer les gros matériaux qui peuvent endommager les installations et réduire l'efficacité globale du procédé de traitement.

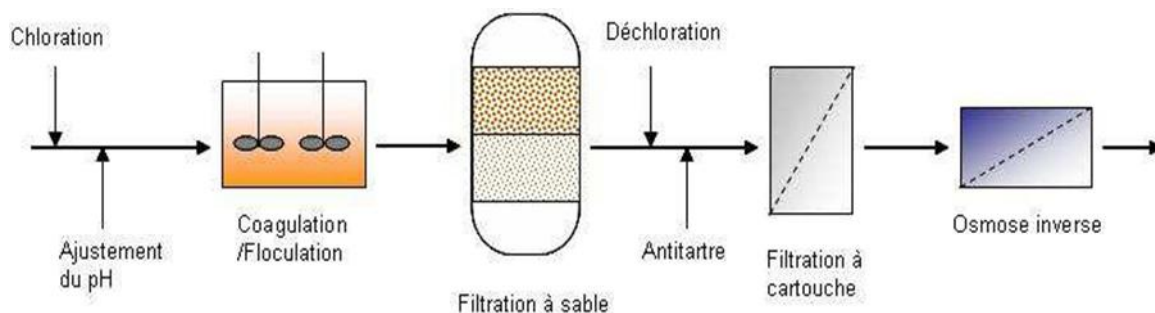


Figure 5.7 : Prétraitement conventionnel typique.

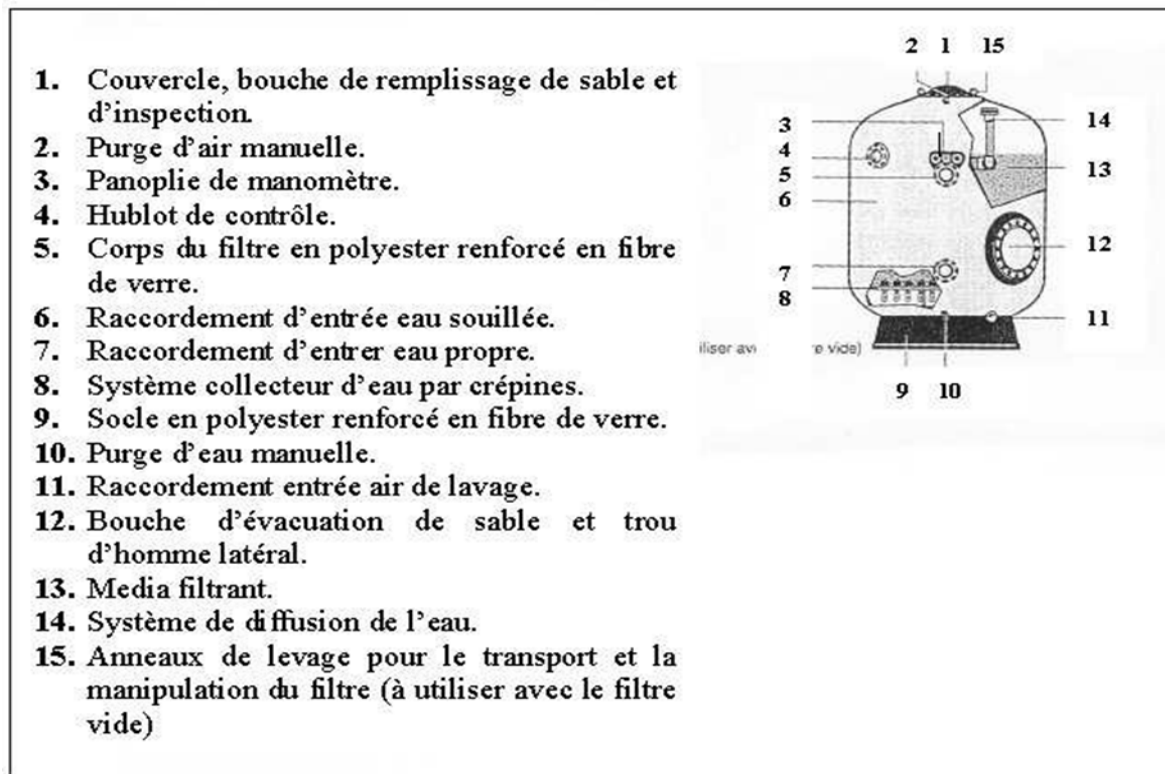


Figure 5.8 : Les différents constituants des filtres à sable

5.5.6. Caractéristiques principales d'une unité d'osmose inverse

- Taux de conversion
- Sélectivité
- Débit spécifique (Densité du flux volumique)
- Taux de production

5.4.7. Applications de l'osmose inverse sont:

- l'adoucissement
- La production d'eau potable
- la production d'eau de process

- La production d'eau ultrapure (industries électroniques)
- Concentration de solvants pour les industries alimentaires.

5.6. Conclusion :

L'installation d'une unité de traitement d'eau d'une capacité de 70 m³/j est indispensable, pour éradiquer le problème de l'entartrage des équipements thermiques depuis sa source à savoir l'eau saumâtre.

Déminéraliser l'eau Albien en optant par l'électrodialyse ou l'osmose inverse est intéressant vu la bonne qualité de l'eau traitée, le coût d'installation optimal comparé à d'autres techniques et la maintenance et entretien facile.

Conclusion et recommandations

Cette étude nous a permis de quantifier la perte en GPL dues à l'entartrage des tubes à ailettes des aéroréfrigérants humides E651 et E652 et l'encrassement des tubes de l'échangeur à eau de la boucle de propane. Les résultats de calcul montrent qu'il y a une perte de 238 tonnes par jour en GPL dans le gaz résiduel, ce qui engendre des pertes énormes en devises sachant qu'une tonne de GPL vaut 700 \$.

La formation des dépôts solides (**tartre**) sur les ailettes des tubes des aéroréfrigérants humides E651 et E652 et les dépôts de sels (sulfates) coté tube du condenseur à eau de la boucle de propane sont causés principalement par l'utilisation de l'eau brute de l'ALBIEN qui est une eau très dure.

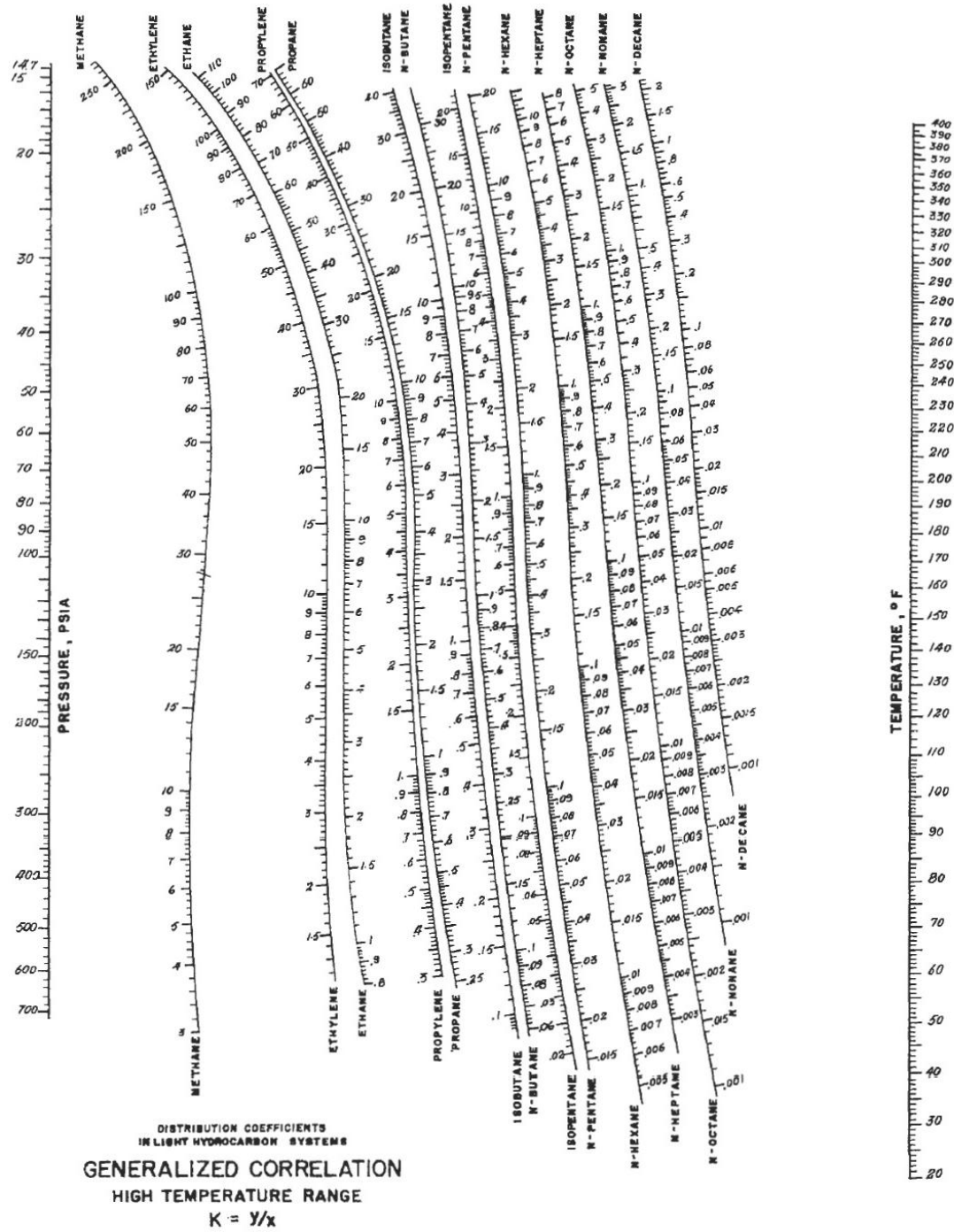
Pour pouvoir résoudre ce problème, nous recommandons le retubage des Aéroréfrigérants humides E651 et E652 durant le prochain arrêt décennal de l'unité programmé au mois de juillet 2019. Afin de réduire l'impact de l'entartrage jusqu'au prochain arrêt, nous suggérons :

- L'injection d'un produit anti - dépôts dans la piscine des eaux de refroidissement.
- L'optimisation de la consommation de l'eau de purge et d'appoint suivant la salinité de l'eau de la piscine.
- Effectuer des lavages préventifs des tubes à ailettes par jet d'eau durant chaque arrêt de l'unité.

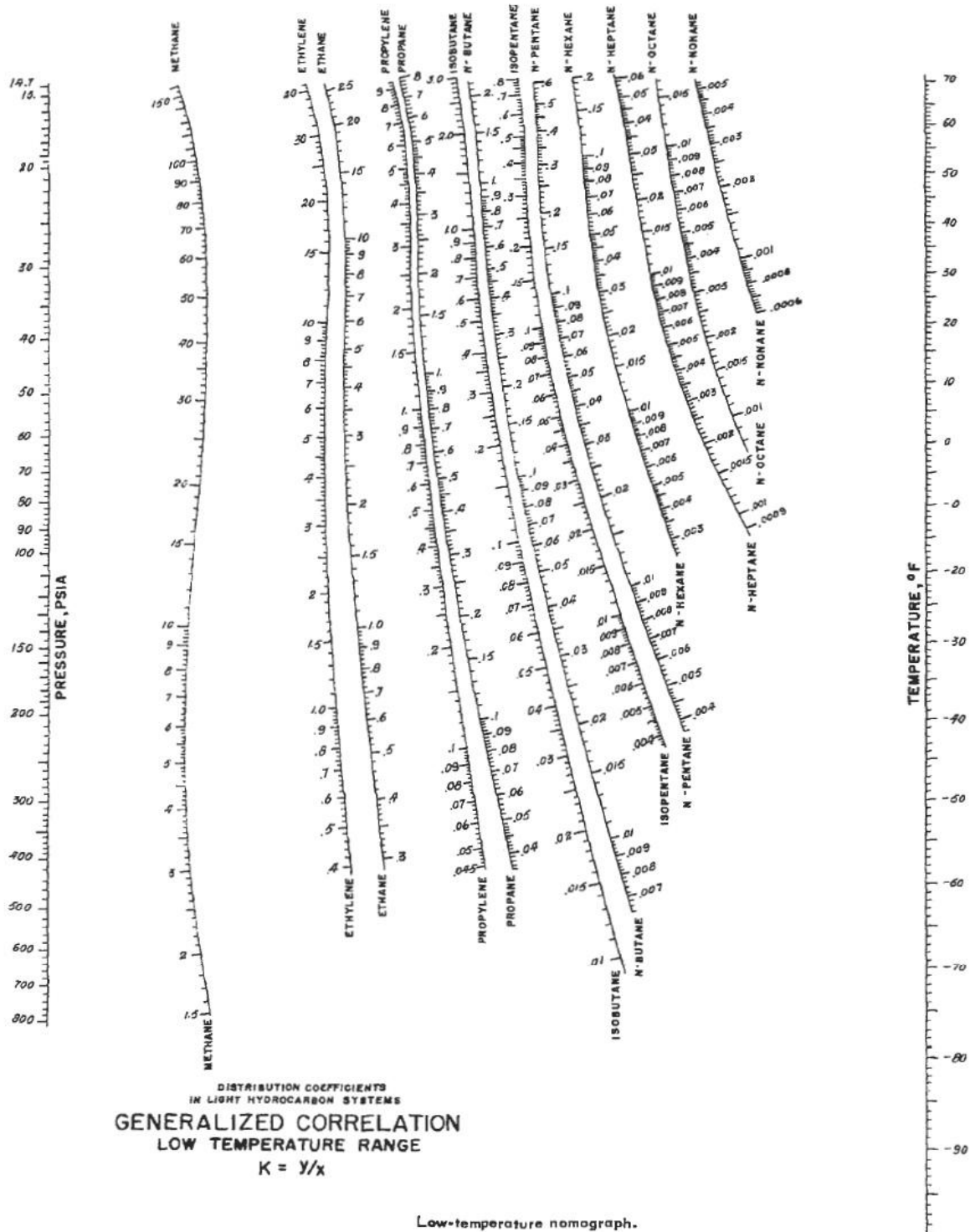
L'installation d'une unité de traitement d'eau d'une capacité de 50 m³/j est indispensable, pour éradiquer le problème de l'entartrage des équipements thermiques depuis sa source à savoir l'eau saumâtre.

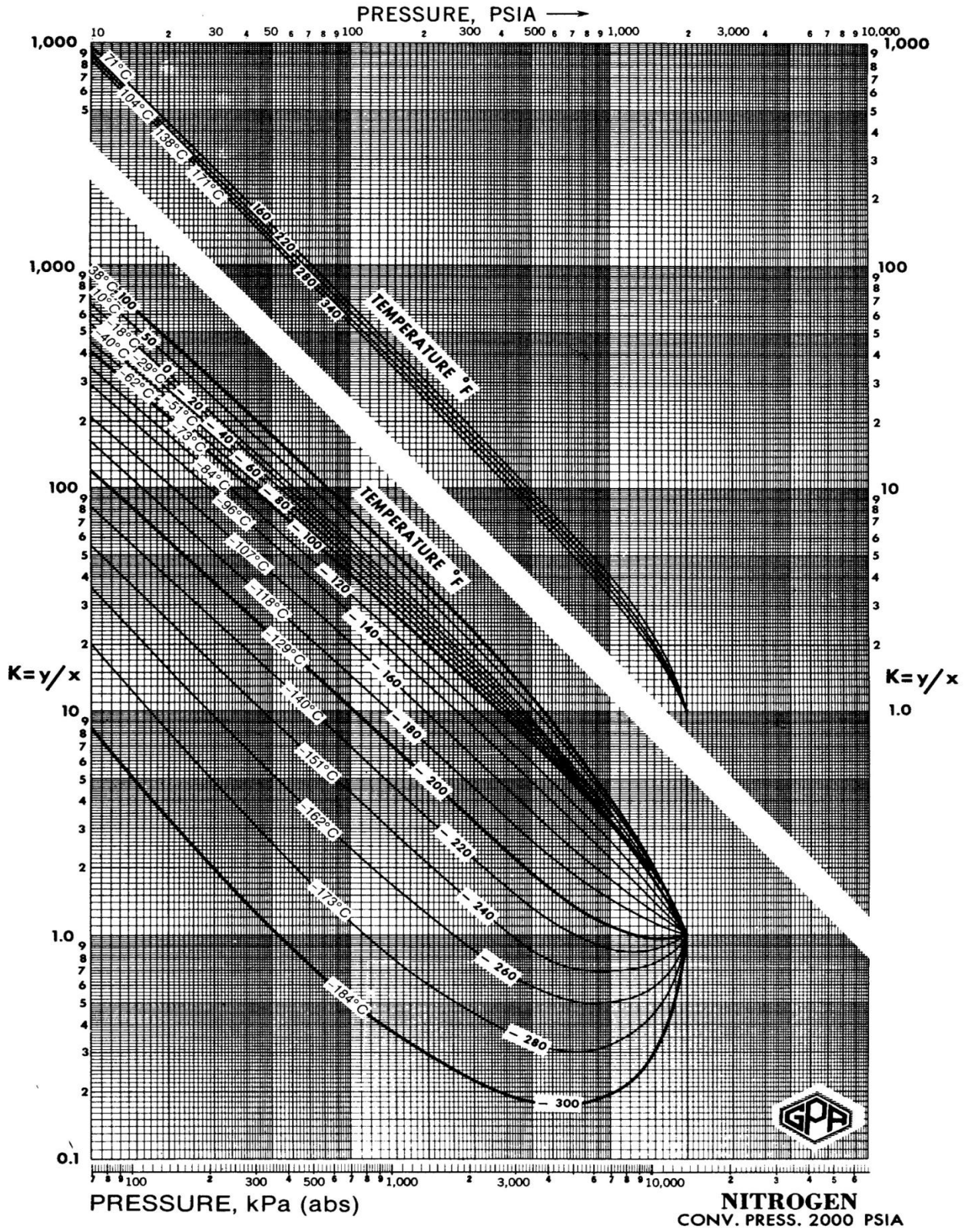
Déminéraliser l'eau Albien en optant pour l'électrodialyse ou l'osmose inverse est intéressant vu, le coût d'installation optimal, la bonne qualité de l'eau traitée obtenue comparé à d'autres techniques et la maintenance et entretien facile.

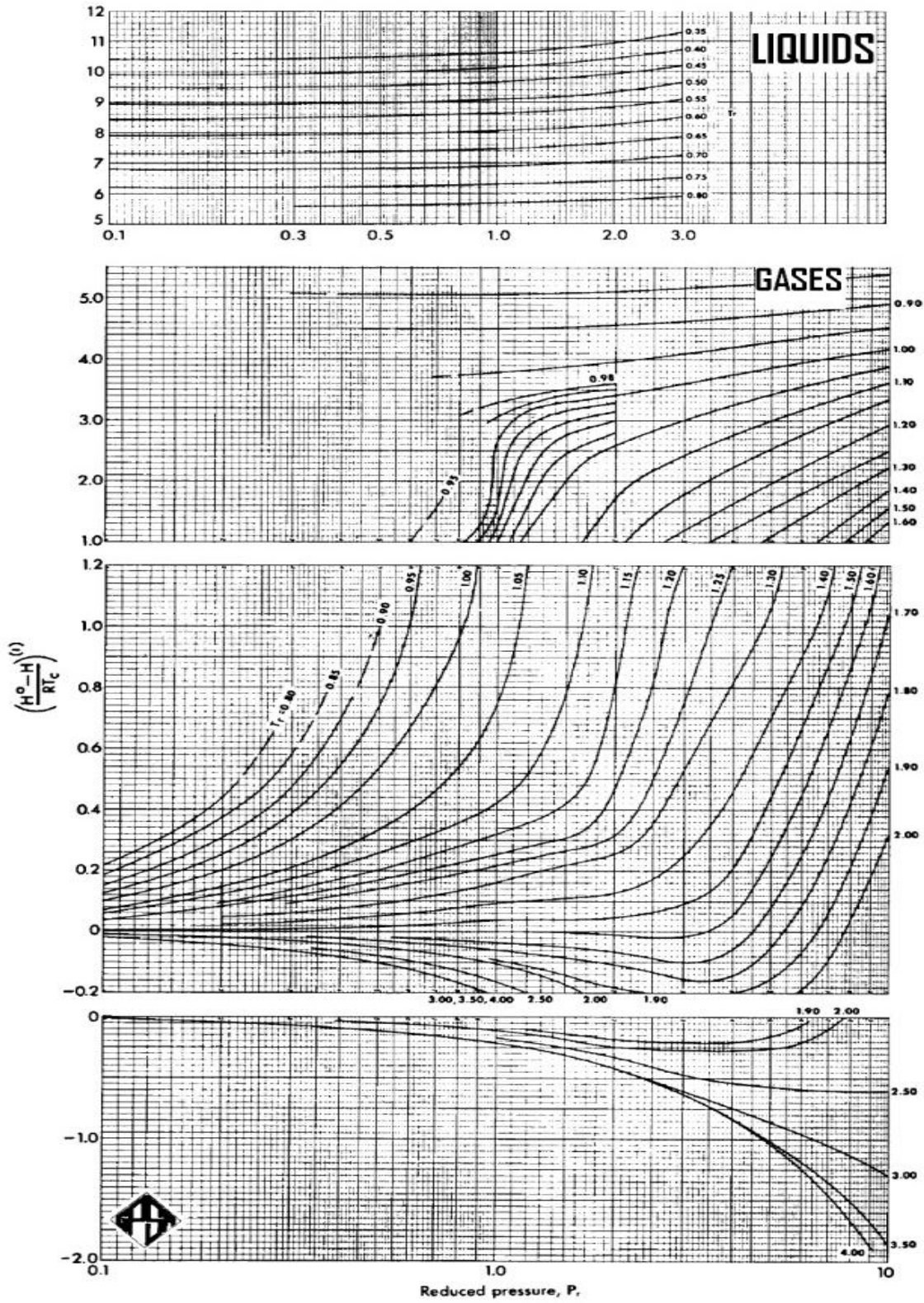
ANNEXE A: Les Abaques



Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants







ANNEXE B: Les propriétés des mélanges

Tableau : Propriétés critiques

No.	Compound	Formula	M.W.	Boiling Point at 1 atm deg F	Freezing Point in air at 1 atm deg F	Critical Constants				Acentric Factor
						Temperature deg F	Pressure psia	Volume cu ft per lb	Compressibility Factor	
Paraffins, C1 to C3										
1	METHANE	CH ₄	16.04	-258.68	-296.42 P	-116.66	667.04	0.0985	0.2860	0.0115
2	ETHANE	C ₂ H ₆	30.07	-127.48	-297.04	89.91	706.64	0.0775	0.2790	0.0995
3	PROPANE	C ₃ H ₈	44.10	-43.67	-305.82	206.02	616.13	0.0727	0.2760	0.1523
Paraffins, C ₄ H ₁₀										
4	n-BUTANE	C ₄ H ₁₀	58.12	31.10	-216.92 P	305.55	550.57	0.0703	0.2740	0.2002
5	ISOBUTANE	C ₄ H ₁₀	58.12	10.90	-255.30	274.98	529.11	0.0724	0.2820	0.1808
Paraffins, C ₅ H ₁₂										
6	n-PENTANE	C ₅ H ₁₂	72.15	96.93	-201.51	385.79	488.79	0.0695	0.2700	0.2515
7	ISOPENTANE	C ₅ H ₁₂	72.15	82.32	-255.82	369.10	490.38	0.0679	0.2708	0.2275
8	NEOPENTANE	C ₅ H ₁₂	72.15	49.10	2.21	321.13	463.98	0.0674	0.2690	0.1964
Paraffins, C ₆ H ₁₄										
9	n-HEXANE	C ₆ H ₁₄	86.18	155.71	-139.58	454.01	438.75	0.0690	0.2660	0.3013
10	2-METHYLPENTANE	C ₆ H ₁₄	86.18	140.47	-244.48 P	435.83	436.57	0.0681	0.2670	0.2774
11	3-METHYLPENTANE	C ₆ H ₁₄	86.18	145.89	-261.22	448.30	453.11	0.0681	0.2730	0.2737
12	2,2-DIMETHYLBUTANE	C ₆ H ₁₄	86.18	121.51	-145.97 P	420.13	446.87	0.0667	0.2720	0.2350
13	2,3-DIMETHYLBUTANE	C ₆ H ₁₄	86.18	136.36	-198.33 P	440.29	453.54	0.0665	0.2690	0.2461
Paraffins, C ₇ H ₁₆										
14	n-HEPTANE	C ₇ H ₁₆	100.20	209.17	-131.04	512.69	397.41	0.0684	0.2610	0.3495
15	2-METHYLHEXANE	C ₇ H ₁₆	100.20	194.09	-180.85 P	495.00	396.54	0.0673	0.2610	0.3277
16	3-METHYLHEXANE	C ₇ H ₁₆	100.20	197.33	-182.92	503.78	408.14	0.0646	0.2550	0.3216
17	3-ETHYLPENTANE	C ₇ H ₁₆	100.20	200.25	-181.48	513.48	419.28	0.0665	0.2680	0.3094
18	2,2-DIMETHYLPENTANE	C ₇ H ₁₆	100.20	174.54	-190.86	477.23	402.23	0.0665	0.2670	0.2879
19	2,3-DIMETHYLPENTANE	C ₇ H ₁₆	100.20	193.61	...	507.56	421.78	0.0628	0.2560	0.2957
20	2,4-DIMETHYLPENTANE	C ₇ H ₁₆	100.20	176.89	-182.63	475.95	396.97	0.0668	0.2650	0.3014
21	3,3-DIMETHYLPENTANE	C ₇ H ₁₆	100.20	186.91	-210.01	505.85	427.22	0.0662	0.2730	0.2672
22	2,2,3-TRIMETHYLBUTANE	C ₇ H ₁₆	100.20	177.58	-12.24 P	496.44	428.39	0.0636	0.2660	0.2504
Paraffins, C ₈ H ₁₈										
23	n-OCTANE	C ₈ H ₁₈	114.23	258.22	-70.19	563.99	361.15	0.0682 P	0.2560	0.3996
24	2-METHYLHEPTANE	C ₈ H ₁₈	114.23	243.77	-164.18	547.68	360.28	0.0684	0.2610	0.3772
25	3-METHYLHEPTANE	C ₈ H ₁₈	114.23	246.07	-184.99	554.94	369.27	0.0651	0.2520	0.3718
26	4-METHYLHEPTANE	C ₈ H ₁₈	114.23	243.88	-185.71	551.46	368.69	0.0668	0.2590	0.3706
27	3-ETHYLHEXANE	C ₈ H ₁₈	114.23	245.37	...	558.06	378.55	0.0638	0.2530	0.3628
28	2,2-DIMETHYLHEXANE	C ₈ H ₁₈	114.23	224.31	-186.12	529.97	366.95	0.0670	0.2650	0.3378
29	2,3-DIMETHYLHEXANE	C ₈ H ₁₈	114.23	240.10	...	554.45	381.46	0.0657	0.2630	0.3472
30	2,4-DIMETHYLHEXANE	C ₈ H ₁₈	114.23	228.97	...	536.63	371.30	0.0662	0.2630	0.3436
31	2,5-DIMETHYLHEXANE	C ₈ H ₁₈	114.23	228.40	-132.07	530.33	361.15	0.0676	0.2620	0.3576
32	3,3-DIMETHYLHEXANE	C ₈ H ₁₈	114.23	233.55	-194.98	551.93	384.36	0.0621	0.2510	0.3202

Tableau : Les constantes d'équilibre des mélanges

Constante d'équilibre des phases des constituant K_i										
	sortie E651 et entrée V651		sortie E652		Après cryogénique et entrée V654		V658		V665	
	Neuf	Entartré	Neuf	Entartré	Neuf	Entartré	Neuf	Entartré	Neuf	Entartré
T [°C]	38	45	35	55	-20	-10	-23,66	-17,96	-36,51	-30,2
P [bar]	26,5	26,5	48	48	47,5	47,5	31,5	31,5	28	28
T [°F]	100,4	113	95	131	-4	14	-10,59	-0,328	-33,72	-22,36
P [psia]	384,3	384,3	696,2	696,2	688,9	688,9	456,9	456,9	406,1	406,1
T [°R]	560,1	572,7	554,7	590,7	455,7	473,7	449,1	459,3	426	437,3
N ₂	17	21	7,1	8,4	6	6,4	10,2	11	11,6	12,1
CO ₂	3,6	4,15	1,9	2,5	1	1,21	1,38	1,51	1,2	1,31
C1	7	7,2	3,9	4,2	2,62	2,7	3,75	3,9	3,6	3,7
C2	1,72	1,9	1	1,3	0,42	0,48	0,52	0,58	0,42	0,48
C3	0,61	0,7	0,36	0,54	0,1	0,126	0,012	0,14	0,072	0,086
IC4	0,292	0,34	0,18	0,28	0,044	0,06	0,049	0,058	0,032	0,04
NC ₄	0,205	0,245	0,132	0,2	0,026	0,036	0,0285	0,0345	0,018	0,023
IC5	0,092	0,11	0,058	0,095	0,0082	0,013	0,0084	0,011	0,0042	0,006
NC ₅	0,075	0,092	0,0475	0,08	0,0075	0,011	0,0075	0,0096	0,0038	0,0054
C6	0,03	0,039	0,0195	0,036	0,0015	0,0029	0,001	0,0018	0	0,0003

ANNEXE C: Résultats de calcul des bilans de matière et thermique à l'état neuf

I- Résultats du cas aéroréfrigérants humides E651 et E652 à l'état neuf

I.1- Bilan de matière autour des ballons de flash

A-Calcul de flash au ballon V651

Données :

- température : **T = 38°C.**
- pression : **P = 26,5 bars abs.**

Tableau I-1: Résultats de flash V651 à l'état neuf

constituants	PM	Zi (% mole)	Yi (%mole)	Ki	Débit K mole/J
N2	28,01	0.0213	0.0213	17	4564.29
CO2	44,01	0.0210	0.0210	3,6	4500.00
C1	16,041	0.6434	0.6434	7	137871.43
C2	30,10	0.1867	0.1867	1,72	40007.14
C3	44,10	0.0805	0.0805	0,61	17250.00
IC4	58,12	0.0076	0.0076	0,292	1628.57
NC4	58,12	0.0245	0.0245	0,205	5250.00
IC5	72,146	0.0073	0.0073	0,092	1564.29
NC5	72,146	0.0042	0.0042	0,075	900.00
C6	86,20	0.0035	0.0035	0,03	750.00
TOTAL		1	1		214285,71
PM		24,008	24,008		

Taux de vaporisation = 100 %.

B-Calcul de flash à l'entrée de la batterie d'échangeurs cryogéniques

Les conditions de service a la sortie des aéroréfrigérants E652 et l'entrée des échangeurs cryogéniques sont :

- température = **35°C.**
- pression = **48 bars abs.**

Tableau I-2: Résultats de flash à la sortie E652 à l'état neuf

Constituants	PMi	Alimentation		Phase vapeur		Phase liquide		Ki
		% mole	Fi kmol/j	% mole	Vi kmol/j	% mole	Li kmol/j	
N2	28,01	0,0213	4564.29	0.022	4546.68	0.003	17.61	7.1
CO2	44,01	0,021	4500.00	0.021	4435.80	0.011	64.20	1.9
C1	16,04	0,6434	137871.43	0.656	136906.14	0.168	965.29	3.9
C2	30,10	0,1867	40007.14	0.187	38936.47	0.187	1070.67	1
C3	44,10	0,0805	17250.00	0.077	16025.89	0.213	1224.11	0.36
IC4	58,12	0,0076	1628.57	0.007	1412.75	0.038	215.82	0.18
NC4	58,12	0,0245	5250.00	0.021	4344.88	0.158	905.12	0.132
IC5	72,15	0,0073	1564.29	0.005	1061.18	0.088	503.11	0.058
NC5	72,15	0,0042	900.00	0.003	570.02	0.058	329.98	0.0475
C6	86,20	0,0035	750.00	0.001	311.18	0.077	438.82	0.0195
PM		24.008		23.383		46.749		
Débit molaire kmole/jour		214285.71		208550.98		5734.73		
Débit massique Tonne/jour		5144.65		4876.55		268.09		

Taux de vaporisation = 97.3%.

C- Calcul de flash à la sortie de la batterie d'échangeur cryogénique

Le gaz d'alimentation sec sort des échangeurs cryogéniques après réfrigération en état de mélange liquide vapeur sous les conditions :

-Température = -20°C.

-Pression = 47.5 bar abs.

Tableau I-3: Résultats de flash V654 à l'état neuf

Constituants	PMi	Alimentation		Phase vapeur		Phase liquide		Ki
		% mole	Fi kmol/j	% mole	Vi kmol/j	% mole	Li kmol/j	
N2	28,01	0.0213	4564.29	0.02866	4249.05	0.005	315.24	6
CO2	44,01	0.021	4500.00	0.02100	3113.89	0.021	1386.11	1
C1	16,04	0.6434	137871.43	0.79477	117848.91	0.303	20022.52	2.62
C2	30,10	0.1867	40007.14	0.13098	19422.34	0.312	20584.80	0.42
C3	44,10	0.0805	17250.00	0.02134	3164.34	0.213	14085.66	0.1
IC4	58,12	0.0076	1628.57	0.00099	146.50	0.022	1482.07	0.044
NC4	58,12	0.0245	5250.00	0.00195	289.72	0.075	4960.28	0.026
IC5	72,15	0.0073	1564.29	0.00019	28.29	0.023	1535.99	0.008
NC5	72,15	0.0042	900.00	0.00010	14.91	0.013	885.09	0.007
C6	86,20	0.0035	750.00	0.00002	2.52	0.011	747.48	0.001
PM		24.008		19.552		34.017		
Débit molaire kmole/jour		214285.71		148280.47		66005.24		
Débit massique Tonne/jour		5144.65		2899.32		2245.33		

Taux de condensation = 30.80%.

D- Calcul de flash de ballon V658 :

Les conditions de travail de ce ballon sont :

-Température = -23.66 °C.

-Pression = 31.5 bars abs.

Tableau I-4: Résultats de flash V658 à l'état neuf

Constituants	PMi	Alimentation		Phase vapeur		Phase liquide		Ki
		% mole	Fi kmol/j	% mole	Vi kmol/j	% mole	Li kmol/j	
N2	28,01	0.005	315.24	0.01875	214.989	0.002	100.25	10.2
CO2	44,01	0.021	1386.11	0.02719	311.735	0.020	1074.38	1.38
C1	16,04	0.303	20022.52	0.76978	8827.138	0.205	11195.38	3.75
C2	30,10	0.312	20584.80	0.17692	2028.793	0.340	18556.01	0.52
C3	44,10	0.213	14085.66	0.00309	35.450	0.258	14050.21	0.012
IC4	58,12	0.022	1482.07	0.00132	15.113	0.027	1466.96	0.049
NC4	58,12	0.075	4960.28	0.00258	29.546	0.090	4930.73	0.0285
IC5	72,15	0.023	1535.99	0.00024	2.708	0.028	1533.28	0.0084
NC5	72,15	0.013	885.09	0.00012	1.394	0.016	883.69	0.0075
C6	86,20	0.011	747.48	0.00001	0.157	0.014	747.32	0.001
PM		34.017		19.78		37.01		
Débit molaire kmole/jour		66005.24		11467.02		54538.22		
Débit massique Tonne/jour		2245.33		226.87		2018.45		

Le taux de condensation est de **82.63 %** et la quantité de GPL récupérée dans la phase liquide est de **991.44 T/J**.

E- Calcul de flash de ballon V665

Le ballon V665 sépare le mélange obtenu par détente du gaz du V654 dans le turbo-expander.

Les conditions de travail de ce ballon sont :

-Température = - 36.51°C

-Pression = 28 bars abs.

Tableau I-5: Résultats de flash V665 à l'état neuf

Constituants	PMi	Alimentation		Phase vapeur		Phase liquid		Ki
		% mole	Fi kmol/j	% mole	Vi kmol/j	% mole	Li kmol/j	
N2	28,01	0.02866	4249.05	0.0287	4247.82	0.002	1.234	11.6
CO2	44,01	0.02100	3113.89	0.0210	3105.17	0.018	8.721	1.2
C1	16,04	0.79477	117848.91	0.7967	117738.6	0.221	110.22	3.6
C2	30,10	0.13098	19422.34	0.1304	19267.73	0.310	154.61	0.42
C3	44,10	0.02134	3164.34	0.0205	3022.84	0.284	141.49	0.072
IC4	58,12	0.00099	146.50	0.0009	132.54	0.028	13.95	0.032
NC4	58,12	0.00195	289.72	0.0017	244.03	0.092	45.69	0.018
IC5	72,15	0.00019	28.29	0.0001	15.70	0.025	12.59	0.004
NC5	72,15	0.00010	14.91	0.0001	7.90	0.014	7.009	0.003
C6	86,20	0.00002	2.52	0.0000	0.00	0.005	2.51	0
PM		19.55		19.49		36.49		
Débit molaire kmole/jour		148280.47		147782.41		498.06		
Débit massique Tonne/jour		2899.32		2881.14		18.17		

Le taux de condensation est de **0.336 %** et la quantité de GPL récupérée dans la phase liquide est de **9.707 T/J**.

F- Calcul de flash de ballon V656

Tableau I-6 : Résultats de flash V656 à l'état neuf

constituants	PM	Xi (% mole)	Débit Kmole/jour
N2	28,01	0.027	101.48
CO2	44,01	0.0286	1083.10
C1	16,042	0.2984	11305.61

C2	30,1	0.4938	18710.62
C3	44,1	0.1766	6692.62
PM		28.77	
Débit molaire Kmole/jour		37893.425	

I-2: Bilan thermique autour de la batterie d'échangeurs cryogéniques

A- Les propriétés physiques des composants

Tableau I-7: Propriétés physiques critiques

Composant	Mwi	Tc [°R]	Pc [°psia]	Ω_i
N₂	28,01	227,2	493,14	0,0377
CO₂	44,01	547,6	1070,83	0,2236
C₁	16,04	343	667,04	0,0115
C₂	30,07	549,6	706,64	0,0995
C₃	44,1	665,7	616,13	0,1523
IC₄	58,12	734,7	529,11	0,1808
NC₄	58,12	765,2	550,57	0,2002
IC₅	72,15	828,8	490,38	0,2275
NC₅	72,15	845,5	488,79	0,2515
C₆	86,18	913,7	438,75	0,3013

Tableau I-8: Fractions molaires des fluides à l'état neuf

LES FRACTIONS MOLAIRES DES FLUIDES								
Composant	Batteries cryogénique	Xi et Yi de V658		Xi et Yi de V665		Yi de V656	NEUFS	
		Neuf		Neuf			Liquid	Gaz
	Z _i	Xi	Yi	Xi	Yi	Yi	Xi	Yi
N₂	0,0213	0.002	0.01875	0.002	0.029	0.0027	0.002	0.028
CO₂	0,021	0.020	0.02719	0.018	0.021	0.0286	0.020	0.022

ANNEXE C: Résultats de calcul des bilans de matière et thermique à l'état neuf

C₁	0,6434	0.205	0.76978	0.221	0.797	0.2984	0.205	0.787
C₂	0,1867	0.340	0.17692	0.310	0.130	0.4938	0.340	0.139
C₃	0,0805	0.258	0.00309	0.284	0.020	0.1766	0.258	0.022
IC₄	0,0076	0.027	0.00132	0.028	0.001	0.0000	0.027	0.001
NC₄	0,0245	0.090	0.00258	0.092	0.002	0.0000	0.090	0.002
IC₅	0,0073	0.028	0.00024	0.025	0.000	0.0000	0.028	0.000
NC₅	0,0042	0.016	0.00012	0.014	0.000	0.0000	0.016	0.000
C₆	0,0035	0.014	0.00001	0.005	0.000	0	0.014	0.000
Ωm	0.05	0.11	0.03	0.11	0.03	0.08	0.11	0.03
T_{PC} [°R]	430.35	578.57	385.72	574.06	378.63	507.54	578.53	381.03
P_{PC} [°psia]	668.37	649.81	681.05	648.83	674.30	688.67	649.80	674.99

Tableau I-9: Enthalpies des fluides à (P=0) à l'état neuf

SANS ENTARTRAGE :		Enthalpie idéale vapeur Hi° [BTU/lb]										
		COTE TUBE		E656			E654		E655			
Parameter/ constituents	Entrée	Sortie	Entrée		Sortie	Entrée	Sortie	Entrée			Sortie	
	Sortie	Entrée	Sortie	Sortie		Gaz régénération		Sortie	Sortie	Sortie	Sortie	Sortie
	E652	V654	V658	V665		V658	V665	PV652	V658			
T [°C]	35	-20	-23,66	-36,51	20	-6	35	-23,66	-36,51	-6	33	
P [bar]	48	47,5	31,5	31,5	31	28	27,5	28	28	28	27,5	
T [°F]	95	-4	-10,59	-33,72	68	21,2	95	-10,59	-33,72	21,2	91,4	
P [psia]	696,2	688,9	456,9	456,9	449,6	406,1	398,9	406,1	406,1	406,1	398,9	
T [°R]	554,7	455,7	449,1	426	527,7	480,9	554,7	449,1	426	480,9	551,1	
N₂	138	113	112	106	131	120	138	112	106	120	136	
CO₂	95	75	73	69	89	80	95	73	69	80	94	
C₁	280	225	222	210	264	239	280	222	210	239	277	
C₂	180	139	137	128	167	149	180	137	128	149	177	
C₃	152,5	115	113	105	141,5	124	152,5	113	105	124	152	

IC4	141	103	100	93	129	112	141	100	93	112	140
NC4	152,5	115	113	105	141,5	124	152,5	113	105	124	152
IC5	141	103	100	93	129	112	141	100	93	112	140
NC5	148	110	108	100	137	119	148	108	100	119	147
C6	130	94	92	85	118	102	130	92	85	102	129
H°_m	5049,44	3972,56	4673,30	4335,90	5775,33	4431,50	5330,18	3658,86	3445,32	4431,50	4601,64

I-3- Résultats de calcul des enthalpies

✓ **Coté tube :**

Tableau I-10: Les résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté tube à l'état neuf

Côté tube batterie cryogénique à l'état neuf					
COMPOSANT	Entrée Total	Sortie56	Sortie55	Sortie54	Sortie Totale
T [°C]	35	3	-34	-26	-20
P[bar]	48	48	48	48	47.5
H m [BTU/lb-mole]	5049.44	4411.31	3736.19	3867.13	3972.56

✓ **Coté calandre**

D. L'échangeur E656

Tableau I-11: Résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté calandre E656

Côté calandre batterie cryogénique E656 à l'état Neuf		
entrée E656/V658	Hm [BTU/lb-mole]	-1342,61
entrée E656/V665	Hm [BTU/lb-mole]	554,12
Sortie E656	Hm [BTU/lb-mole]	835,76

B. L'échangeur E655

Tableau I-12: Résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté calandre E655

Côté calandre batterie cryogénique E655 à l'état Neuf		
Entrée E655/V658	Hm [BTU/lb-mole]	3300,58
Entrée E655/V665	Hm [BTU/lb-mole]	3055,13
Sortie E655/V656	Hm [BTU/lb-mole]	3487,36
Sortie E655	Hm [BTU/lb-mole]	4359,31

C. L'échangeur E654

Tableau I-13: Résultats de calcul d'enthalpie à l'entrée et sortie côté calandre E654

I-4- Bilan énergétique de chaque échangeur

Tableau I-14: Résultats finals de calcul de l'enthalpie de la batterie cryogénique

BILAN ENERGETIQUE DE LA BATTERIE CRYOGENIQUE A L'ETAT NEUF			Hm [Kcal/Hr]
COTE TUBE	Hm [BTU/lbmole]	1719,728984	8,54 E06
	Hm [Kcal/kmole]	956,3	
E656 coté calandre	Hm [BTU/lbmole]	2161,218734	2,75 E06
	Hm [Kcal/kmole]	1201	
E655 coté calandre	Hm [BTU/lbmole]	1280,414669	479 E06
	Hm [Kcal/kmole]	711,4	
E654 coté calandre	Hm [BTU/lbmole]	1231,150609	1,01 E06
	Hm [Kcal/kmole]	684,4	
TOTAL COTE CALANDRE			8,55 E06

Hm côté tube \approx Hm côté calendre

Tableau I-15: Fractions molaires des fluides à l'état entartré

LES FRACTIONS MOLAIRES DES FLUIDES								
Composant	Batteries cryogénique Z_i	Xi et Yi de V658		Xi et Yi de V665		Yi de V656	ENTARTREE	
		Entartré		entartré		entartré	Liquid	Gaz
		Xi	Yi	Xi	Yi	Yi	Xi	Yi
N₂	0,0213	0.001	0.02	0.002	0.028	0.0020	0.002	0.027
CO₂	0,021	0.017	0.03	0.017	0.022	0.0221	0.017	0.022
C₁	0,6434	0.186	0.72	0.210	0.777	0.2481	0.187	0.773
C₂	0,1867	0.328	0.19	0.300	0.144	0.4350	0.327	0.147
C₃	0,0805	0.268	0.04	0.303	0.026	0.2928	0.269	0.027
IC₄	0,0076	0.030	0.00	0.031	0.001	0.0000	0.030	0.001
NC₄	0,0245	0.103	0.00	0.097	0.002	0.0000	0.102	0.002
IC₅	0,0073	0.033	0.00	0.024	0.000	0.0000	0.032	0.000
NC₅	0,0042	0.019	0.00	0.012	0.000	0.0000	0.019	0.000
C₆	0,0035	0.016	0.00	0.004	0.000	0.0000	0.016	0.000
Ωm	0.054	0.122	0.040	0.117	0.034	0.096	0.122	0.034
T_{PC}[°R]	430.355	590.008	400.080	579.164	383.955	531.636	589.704	385.145
P_{PC}[°psia]	668.372	643.957	679.169	646.913	675.041	677.938	644.040	675.304

Tableau I-16: Enthalpies des fluides à (P=0) à l'état entarté

AVEC ENTARTRAGE :						Enthalpie idéale vapeur Hi° [BTU/lb]					
Parameter/ constituents	COTE TUBE		E656			E654		E655			
	Entrée	Sortie	Entrée		Sortie	Entrée	Sortie	Entrée			Sortie
	Sortie E652	Entrée V654	Sortie V658	Sortie V665		Gaz régénératio n		Sortie V658	Sortie V665	PV652	Sortie V658
T [°C]	55	-10	-17,96	-30,2	26	3	40	-17,96	-30,2	3	37
P[bar]	48	47,5	31,5	31,5	31	28	27,5	28	28	28	27,5
T [°F]	131	14	-0,328	-22,36	78,8	37,4	104	-0,328	-22,36	37,4	98,6
P[psia]	696,2	688,9	456,9	406,1	449,6	406,1	398,9	456,9	406,1	406,1	398,9
T[°R]	590,7	473,7	459,3	437,3	538,5	497,1	563,7	459,3	437,3	497,1	558,3
N2	147	118	114	109	133	123	140	114	109	123	139
CO ₂	103	78	75,4	70,5	91	83	97	75,4	70,5	83	95
C1	298,6	236	227,5	217	274	248	284	227,5	217	248	281
C2	194	147,43	142	133	174	155	183	142	133	155	180
C3	167,5	121,8	117,14	110	149	130	157	117,14	110	130	155
IC4	156,43	110	105	97	135	118	145	105	97	118	142
NC4	167,5	121,8	117,14	110	149	130	157	117,14	110	130	155
IC5	156,43	110	105	97	135	118	145	105	97	118	142
NC5	162,85	117,5	113	105	144	126	151	113	105	126	150
C6	144,57	100	96,43	88,21	125	108	133	96,43	88,21	108	131
H° _m	5431,2	4183,84	4640,44	4545,48	6172,43	4780,54	5653,24	2663,38	3580,73	4780,54	4696,19

ANNEXE D: Les données de calcul économique

I – LES TRAVAUX DE RETUBAGE

I -1- LES TRAVAUX DE RETUBAGE DES AEROREFRIGERANTS HUMIDES E651 ET E652

Tableau I-17 : Planning prévisionnel de retubage des aéroréfrigérants

Désignation	Durée Semaines
Travaux de démontage	04 semaines
Travaux de retubage d'aéroréfrigérants	
Dépose des travaux supérieurs	
Ouverture des bouchons	01 semaine
Détubage et dépose des tubes usés	
Extraire les embouts de tube restant dans les trous de la plaque tubulaire	
Réfection des rainures internes des trous des plaques tubulaires	
Inspection des boîtes de distribution, des plaques tubulaires et du châssis	
Remontage des tubes	03 semaines
Accostage premier passe des tubes d'un côté selon les normes application en respectant l'ordre de l'accostage	
Accostage deuxième passe et de finition des tubes	
Contrôle dimensionnel des tubes selon plans	
Accostage périmètre passe des tubes de l'autre côté selon les normes applicables en respectant l'ordre de l'accostage	10 semaines
Accostage deuxième passe et de finition des tubes	
Dudgeonnages des embouts des tubes installés	
Réfection des taraudages des trous de bouchons	
Fermeture des bouchons	
Remplacement de l'ensemble des joints	
Remplacement des bouchons défectueux	01 semaine
Purge et sécher les tubes	
Huiler l'intérieur des tubes avec une huile appropriée anticorrosion	
Test hydraulique et étanchement des fuites	
Vidange de l'eau de test	
Soufflage et séchage de l'intérieur des tubes	02 semaines
Fermeture des faisceaux contre le milieu extérieur et la corrosion par humidité	
Remontage des traverses	
Transport des aéroréfrigérants vers le site de montage	
Travaux de montage	06 semaines
Totale	27 semaines

I-2- CONCEPTION DE L'ÉCHANGEUR E674.**Tableau I-18** : Paramètres des dimensions de l'échangeur E674

	Dimensions (mm)			
	Boite	Calandre	Tube	Plaque tubulaire
Longueur	13269	10944	10975	
Diamètre	1422	1422	19,05 (3/4")	1555,75 (61"1/4)
Epaisseur	12,7	20,638	1,65	77,79 (3 " 1/16)
Nombre	1×2	1×2	2836×2	2×2

Tableau I-19 : Caractéristiques mécanique de l'échangeur E674

Caractéristiques	
Appareil	Poids totale vide : 41 685 kg 62 535 Kg Plein d'eau
Calandre	Enveloppe cylindrique horizontale
Tubes	Droits
	Nbre de chicanes 18
Plaque tubulaire	Soudée fixe sur la calandre munie de 2 836 tours de diamètre 19,25 mm (0.758")
Tubes	Droits montés avec dudgeonnage

A -Fournitures**Tableau I-20** : Prix des pièces rechange dans fourniture

Désignation	Unité	N bre	Prix Unit.	Prix Totale DA(HT)
Fourniture Des Tubes Matière :Admiralty B111 Equivalent : ASTM- B111/C44300	Tube	2 836	12 500,00	35 450 000,00
Fourniture Boulonnerie (Tiges+Rondelles + Ecrous)				
Diamètre 3/4"	Boulon	240	1 2000,00	288 000,00
Diamètre 1 "1/4	Boulon	20	1 2000,00	24 000,00
Diamètre1"	Boulon	16	1 1000,00	17 600,00
Diamètre7/8 "	Boulon	12	9500,00	11 400,00
Fourniture Des Joints				
55" 7/8 * 58" 3/8 épaisseur 2 mm	Joint	10	10 000, 00	100 000,00
16" série 300	Joint	10	2 000,00	20 000,00
10" série 300	Joint	10	2 000,00	20 000,00
12" série 150	Joint	10	2 000,00	20 000,00
Montant Totale (1) des Fournitures			35 951 000 ,00 DA	

B – Prestations**Tableau I-21 : Les prix de retubage dans prestations**

tem	Désignation des Prestations	Nbre	Prix Unit	Prix Totale DA(HT)
	Déboulonnage et Dépose de l'échangeur. Platinage (pose de joints plein sur les brides du séparateur et brides pleines sur la conduite de l'installation)	1	220 000,00	220 000,00
2	Manutention et transport de l'échangeur de chaleur vers l'atelier de réparation du prestataire	1	520 000,00	520 000,00
	Démontage et ouverture des boites de distribution	2	95 000,00	190 000,00
	Détubage et extraction de tous les tubes	1	5 388 400,00	5 388 400,00
	Nettoyage, inspection et sablage de tous les éléments (Boites, calandre, plaque tubulaire,...)	1	95 000,00	95 000,00
	Réparation des surfaces (corrodées/érodées) des différentes parties à la demande et selon les résultats d'inspection	1	150 000,00	150 000,00
	Revêtement des surfaces internes des différentes parties.	1	120 000,00	120 000,00
	Remontage des tubes avec dudgeonnage	1	4 821 200,00	4 821 200,00
	Remontage et fermeture des boites de distribution	2	95 000,00	190 000,00
0	Revêtement (Peinture) externe de l'échangeur	1	120 000,00	120 000,00
1	Manutention et transport de l'échangeur chaleur vers le site d'enlèvement	1	380 000,00	380 000,00
2	Déplatinage, repose et remise en place (Fixation sur le socle) de l'échangeur de chaleur	1	280 000,00	280 000,00
3	Mise sous joints pleins de l'échangeur pour test hydrostatique	1	50 000,00	50 000,00
4	Test hydrostatique de l'échangeur coté calandre et coté tubes	1	100 000,00	100 000,00
5	Dépose des brides pleines et joints pleins de test hydrostatique et raccordement au circuit.	1	120 000,00	120 000,00
Montant Totale (2) des Prestations			12 744 600,00 DA	

Montant Total en HT= Total 1 + Total 2 = 48 695 600,00 DA en TTC hormis la TVA.

Le montant global est de quarante-huit millions six cents quatre-vingt-quinze mille six cents dinars Algériens (**48 695 600,00 DA**) avec toutes taxes comprises hormis la TVA.

B-Planning de réalisation

Tableau I-22 : Planning prévisionnel de détubage et retubage de l'échangeur E 674 B.

Phases Principales	Durée Semaines
Démontage et transport de l'échangeur jusqu' au site	01
Détubage	12
Nettoyage de plaque/Sablage et peinture	02
Approvisionnement des tubes	16
Insertion et dudgeonnage des tubes	08
Tests	01
Durée Total de Retubage	25 semaines