



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي  
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR  
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم  
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem  
كلية العلوم والتكنولوجيا  
Faculté des Sciences et de la Technologie  
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES  
Année Universitaire 2019/2020

N° d'ordre : M...../IP/2020

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

**Filière :** Industries pétrochimiques

**Option:** Génie pétrochimique

### Thème

OPTIMISATION DES PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT DE LA  
SECTION DE DESHYDRATATION AU NIVEAU DU CHAMP MLE

Présenté par :

MOKHTARI Elhouari

Encadrer par :

M. Boukabcha

## *Dédicaces*

Je dédie ce modeste travail à mes très chers parents

A toute ma famille

A tous mes amis

A mes collègues

Et tous ceux qui me sont chers

Elhouari MOKHTARI.

## *Remerciements*

Je remercie le Dieu tout-puissant de m'avoir guidé tout au long de mon  
parcours.

Je tiens tout d'abord à remercier mon encadreur Mr Boukabcha pour son aide  
précieuse et ses conseils qui ont été bénéfiques dans la réalisation de ce mémoire.

Je tiens tout d'abord à remercier mon encadreur Mr HEBBECHE Alloua pour  
son aide précieuse et ses conseils qui ont été bénéfiques dans la réalisation de  
ce mémoire.

Mes vifs remerciements à tous le personnel de département d'exploitation pour  
leurs conseils et guides afin d'avoir une bonne formation dans les bonnes  
conditions.

Enfin, je remercie toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à la  
réalisation de ce mémoire.

## *Résumé*

L'augmentation de la teneur en eau suite à l'épuisement du gisement de champ MLE, la diminution du débit de gaz à traiter de 9 million Sm<sup>3</sup>/jour à 4 million Sm<sup>3</sup>/jour et le changement graduel et significatif de la composition de la charge, entraîne une sous-exploitation de l'unité de déshydratation.

L'objectif de notre travail consiste à l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la section de déshydratation.

Après la présente étude comparative et les résultats obtenus, on constate que deux sècheurs sont suffisants pour le traitement de la charge actuelle. Pour que cette étape de déshydratation puisse atteindre son efficacité, le temps du cycle optimum est de l'ordre de 35 heures.

Mots clés : Champ MLE, Déshydratation, Adsorption, Temps de cycle.

# Table des Matières

Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Liste des annexes	
Introduction général.....	1
Chapitre 1 : Description du champ MLE.....	3
1.1 Introduction.....	3
1.2 Présentation du groupement SONATRACH-FCP.....	3
1.2.1 Situation géographique du champ MLE.....	4
1.2.2 Développement et capacité.....	4
1.2.3 Profil de production.....	6
1.3 Organisation de la direction du complexe gazier MLE.....	8
Chapitre 2: Description générale du procédé de traitement.....	9
2.1 Introduction.....	9
2.2 Description du procédé de traitement .....	9
2.2.1 Installations de réception (Slug-Catcher), refroidissement et séparation du gaz brut « Système 20 ».....	11
2.2.2 Prétraitement du gaz pour éliminer H <sub>2</sub> S et Hg « Système 30 ».....	11
2.2.3 Unité de décarbonatation (Elimination du CO <sub>2</sub> ) « Système 28 ».....	12
2.2.4 Unité de déshydratation du gaz « Système 24 ».....	14
2.2.5 Refroidissement et conditionnement du gaz « Systeme25 ».....	17
2.2.5.1 Boite de refroidissement.....	17
2.2.5.2 Turbo-Expander.....	17
2.2.5.3 Dééthaniseur.....	18
2.2.6 Unité de compression et comptage du gaz à vendre « système 27 ».....	19
2.2.7 Unité de traitement et stabilisation du brut « système 21 ».....	20
2.2.7.1 La colonne de stabilisation de condensat.....	20
2.2.7.1 Récupération des gaz (compresseur off-gaz).....	21
2.2.8 Unité de récupération et traitement du GPL« Système 32 ».....	22
2.3 Stockage et expédition.....	23
2.3.1 GPL.....	23

2.3.2	Condensat.....	24
2.3.3	Huile.....	25
2.4	Systèmes des Utilités.....	26
2.4.1	Systèmes de chauffage (Huile chaude) « système 41 ».....	26
2.4.2	Système d'injection des produits chimiques.....	28
2.4.2.1	Système d'injection de Méthanol.....	28
2.4.2.2	Système d'injection d'inhibiteur de corrosion.....	28
2.4.2.3	Système d'injection d'anti mousse pour l'amine.....	29
2.4.3	Réseau de la torche, d'évacuation et de purge « Système 43 ».....	30
2.4.4	Système de traitement de l'eau produite « Système 44 ».....	30
2.4.5	Système de gaz combustible (fuel gaz) « Système 45 ».....	31
2.4.6	Système d'eau de source « système 50 ».....	32
2.4.7	Système d'eau potable « système 53 ».....	33
2.4.8	Système de drainage ouvert « Système 56 ».....	34
2.4.9	Système de drainage fermé « Système 57 ».....	34
2.4.10	Système diesel « Système 62 ».....	35
2.4.11	Système d'air comprimé « système 63 ».....	36
2.4.11.1	Système d'air service.....	36
2.4.11.2	Système d'air instrument.....	36
2.4.12	Système de l'azote « Système 64 ».....	37
2.4.13	Système d'eau anti-incendie « Système 71 ».....	38
2.5	Spécification des produits finis.....	39
Chapitre 3 : Déshydratation du gaz naturel.....		41
3.1	Introduction.....	41
3.2	Les hydrate.....	41
3.2.1	Structure de base.....	42
3.2.1.1	Hydrates de structure I.....	43
3.2.1.2	Hydrate de structure II.....	43
3.2.2	Prévention des hydrates.....	44
3.2.2.1	Chauffage.....	44
3.2.2.2	Réduction de pression.....	44
3.2.2.3	Utilisation des inhibiteurs.....	44
3.3	Méthodes de Déshydratations.....	45
3.3.1	Séchage par refroidissement ou compression.....	45

3.3.2 Séchage par absorption.....	46
3.3.3 Déshydratation par membrane.....	46
3.3.4 Déshydratation par Adsorption.....	47
3.4 Les Tamis moléculaires.....	49
3.4.1 Principe d'adsorption.....	52
3.4.2 Régénération des tamis moléculaires.....	56
3.4.2.1 Régénération par chauffage (Thermal Swing).....	56
3.4.2.2 Régénération par dépressurisation (Pressure Swing).....	56
3.4.2.3 Régénération par entrainement.....	57
3.4.2.4 Régénération par déplacement.....	57
Chapitre 4 : Partie Technique.....	58
4.1 Problématique.....	58
4.2 Présentation de la méthode de calcul.....	58
4.2.1 Estimation de la teneur en eau du gaz à sécher à la saturation.....	59
4.2.2 Calcul du facteur de compressibilité du gaz.....	60
4.2.3 La masse volumique du gaz.....	61
4.2.4 La viscosité du gaz.....	61
4.2.5 Calcul de vérification de l'adsorbent.....	63
4.2.5.1 La phase d'adsorption.....	63
4.2.5.2 La phase de régénération.....	65
4.2.5.3 La phase de refroidissement.....	66
4.3 Résultats et interprétation.....	69
4.3.1 Vérification du cas design.....	70
4.3.2 Vérification du cas actuel.....	73
4.4 Etude d'optimisation.....	76
4.4.1 Augmentation du temps d'adsorption jusqu'à 71 heures .....	76
4.4.2 Le by-pass d'un sécheur.....	77
4.4.3 Le by-pass d'une colonne et l'augmentation du temps de cycle.....	77
Conclusion générale.....	79
Recommandations.....	79

## Liste des abréviations

a0-a15	Coefficients des équations de Dempsey
$\Delta \mu_{CO2}$	Facteur de correction de la viscosité dépend de la concentration de CO2
$\Delta \mu_{H2S}$	Facteur de correction de la viscosité dépend de la concentration de H2S
$\Delta \mu_{N2}$	Facteur de correction de la viscosité dépend de la concentration de N2
$C_{Corr}$	Capacité dynamique d'adsorption corrigée (lb H2O/lb adsorbant)
A1-A11	Les constants a1 – a11 pour l'équation d'état
B	Constante de l'équation d'Ergun
B	Coefficient dépend de la composition du gaz
C	Constante de l'équation d'Ergun
$C_{ss}$	Facteur de correction de la capacité d'adsorption par rapport à la saturation
$C_t$	Facteur de correction de la capacité d'adsorption par rapport à la température
$D_{min}$	Diamètre minimale de l'adsorbent (ft)
$D_{sel}$	Diamètre normalise le plus proches au diamètre minimal (ft)
$\epsilon$	Facteur de correction de température et pression pseudo réduites
GPSA	Gas processors supplies association
L	Hauteur de l'adsorbent (ft)
$L_s$	La hauteur de la zone de saturation (ft)
$L_{ztm}$	Longueur de la zone de transfert (ft)
ma	Masse totale de l'adsorbant (lb)
mc	Masse de la colonne de l'adsorption (lb)
$m_{reg}$	Débit de gaz de régénération (lb/h)
$m_{ztm}$	La masse d'adsorbant nécessaire dans la zone de transfert –ztm- (lb)
$P_{pc}$	Pression pseudo critique
$P_r$	Pression réduite
$P_{sat}$	Pression saturante d'eau
Q	Le débit massique d'eau à l'entrée du sécheur (lb/h)
q	La quantité d'eau adsorbée par la surface du lit par heure (lb H2O/hr.ft <sup>2</sup> ).
Q'	Quantité d'eau adsorbée par la surface du lit par heure
$Q_a$	Débit volumique du gaz aux conditions opératoires (ft <sup>3</sup> /min)
$Q_{fa}$	Quantité de chaleur à extraire de l'adsorbant (btu)
$Q_{fc}$	Quantité de chaleur à extraire de la colonne (btu)

$Q_{ft}$	Quantité de chaleur totale à extraire de la colonne (btu)
$Q_{hl}$	Quantité de chaleur perdue (btu)
$Q_s$	Débit volumique du gaz aux conditions standards (scf/min)
$Q_{si}$	Quantité de chaleur pour chauffer l'adsorbant (btu)
$Q_{st}$	Quantité de chaleur pour chauffer la colonne (btu)
$Q_{tr}$	Quantité de chaleur totale nécessaire à la régénération (btu)
$Q_w$	La chaleur nécessaire pour desorber l'eau (btu)
$R_1-R_5$	Coefficients de l'équation drunchuk et Abu Kassem
$S_s$	La masse d'adsorbant nécessaire dans la zone de saturation (zsm) (lb)
$t$	Epaisseur (in)
$T_B$	Temps de chauffage (heure)
$T_{pc}$	Température pseudo critique
$T_r$	Température réduite
$U$	Coefficient dépend de la température
$V_{max}$	Vitesse superficielle maximale du gaz (ft/min)
$V_{min}$	Vitesse minimale pour la régénération (ft/min)
$W_{in}$	La teneur en eau du gaz à l'entrée (lb/MMscf)
$W_r$	La quantité d'eau adsorbée pendant la durée du cycle (lb/cycle)
$Z$	Facteur de compressibilité moyen
$Z'$	Coefficient dépend de la forme des particules du tamis
$\Delta P$	Perte de charge (psi)
$\Delta P/L$	Perte de charge par unité de longueur (psi/ft)
$\Delta P/L_{ajus}$	Perte de charge ajustée (psi/ft)
$\Delta T_r$	Temps de refroidissement (heure)
$\mu$	Viscosité du gaz (cp)
$\rho$	Masse volumique du gaz (lb/ft <sup>3</sup> )
$\rho_a$	Masse volumique de l'adsorbant (lb/ft <sup>3</sup> )

## Liste des tableaux

Tableau 1.1- Les étapes de développement du champ.....	5
Tableau 1.2- L'objectif de production du cham.....	5
Tableau 2.1-Spécification du gaz à vendre.....	39
Tableau 2.2-Spécification du GPL.....	40
Tableau 2.3- Spécification condensat.....	40
Tableau 2.4- Spécification de l'huile.....	40
Tableau 3. 1- Différents type des tamis moléculaires.....	51
Tableau 3. 2- La polarité décroissante des tamis moléculaire.....	53
Tableau 3.3- les dimensions critiques de certaines molécules.....	53
Tableau 4.1-donnés du tamis moléculaire utilisé dans l'unité de déshydratation.....	69
Tableau 4.2- données de séquence de marche de l'unité de déshydratation.....	69
Tableau 4.3-Dimensions du sécheur installé.....	69
Tableau 4.4-Comparaison entre les paramètres calculés et installé (cas design.....	72
Tableau 4.5-Comparaison entre les paramètres calculés et installé (cas actuel).....	75
Tableau 4.6-Comparaison entre les paramètres installé et les paramètres calculés lors de l'augmentation du temps de cycle jusqu'à 71 heures.....	76
Tableau 4.7-Résultat de l'optimisation par le by-pass d'un sécheur.....	77
Tableau 4.8-Résultat de l'optimisation par le by-pass d'un sécheur et la modification du temps du cycle.....	78

## Liste des figures

Figure1.1- Situation géographique du champ MLE « Menzel Ledjmet Est ».....	4
Figure1.2- Evolution de la production annuelle cumulée du gaz sec depuis origine du groupe MLE.....	6
Figure1.3- Evolution de la production annuelle cumulée du GPL depuis origine du groupe MLE.....	6
Figure1.4- Evolution de la production annuelle cumulée du condensat depuis origine du groupe MLE.....	7
Figure1.5- Evolution de la production annuelle cumulée du pétrole brute depuis origine du groupe MLE.....	7
Figure1.6- Organisation de la direction du champ .....	8
Figure 2.1- PFD générale du procédé de traitement au CPF-ML.....	10
Figure 2.2- PFD de l'unité de réception et prétraitement.....	12
Figure 2.3- PFD de l'unité de décarbonatation et régénération de l'amine.....	14
Figure 2.4- PFD de l'unité de déshydratation.....	15
Figure 2.5- Schéma descriptif de régénération de déshydrateur.....	16
Figure 2.6 PFD de l'unité de conditionnement du gaz.....	18
Figure 2.7- PFD de dééthaniseur.....	19
Figure 2.8- PFD de l'unité de compression de gaz à vendre.....	20
Figure 2.9- PFD de la colonne de stabilisation du condensat.....	21
Figure 2.10- PFD du compresseur off-gaz.....	22
Figure 2.11- PFD du débutaniseur.....	23
Figure 2.12- PFD de stockage GPL.....	24
Figure 2.13- PFD de stockage du condensat.....	25
Figure 2.14- PFD de stockage d'huile.....	26
Figure 2.15- PFD du système de chauffage 'huile chaude'.....	28
Figure 2.16- PFD du système d'injection des produits chimiques.....	29
Figure 2.17- PFD du système torche, évacuation et purge.....	30
Figure 2.18- PFD du système de traitement de l'eau produite.....	31
Figure 2.19- PFD du système de gaz combustible.....	32
Figure 2.20- PFD du système d'eau de source.....	32
Figure 2.21- PFD du système d'eau potable.....	33

Figure 2.22- PFD du système de drainage fermé.....	35
Figure 2.23- PFD de système d'alimentation diesel.....	35
Figure 2.24- PFD de système d'air comprimé.....	37
Figure 2.25- PFD de Système de génération et distribution de l'azote.....	38
Figure 2.26- PFD de système d'eau anti-incendie.....	39
Figure 3.1- Structure de base des hydrates.....	42
Figure 3. 2- Structure moléculaire I, II des hydrates.....	43
Figure 3.3- Déshydratation du gaz naturel par refroidissement ou compression.....	45
Figure 3.4- Déshydratation du gaz naturel par absorption au T.E.G.....	46
Figure 3.5- Déshydratation du gaz naturel par membrane.....	47
Figure 3.6- Déshydratation du gaz naturel par adsorption.....	48
Figure 3. 7- Structure du tamis moléculaire type A3 et A4.....	50
Figure 3. 8- Principe d'adsorption sur la surface du tamis moléculaire.....	52
Figure 3.9- Le profil de concentration de la phase vapeur d'un adsorbant.....	54
Figure 3.10- Adsorption idéale en colonne (ZTM).....	55
Figure 4.1-Interface d'insertion et de modification des données.....	68
Figure 4.2- l'interface graphique des résultats de calcul.....	68
Figure 4.3-Données de la charge cas design.....	70
Figure 4.4-Résultats de la vérification de design.....	71
Figure 4.5-Données de la charge actuelle.....	73
Figure 4.6-Résultats de la vérification cas actuel.....	74

## Liste des annexes

Annexe 1: Propriétés critiques des constituants du gaz naturel.....	82
Annexe 2: Constantes pour l'estimation de la chaleur spécifique du gaz.....	83
Annexe 3: Fiche technique de sécheur.....	84
Annexe 4: Fiche technique du tamis moléculaire UOP-UI-94.....	86

## Introduction générale

Depuis quelque année, on assiste à un effondrement des cours du pétrole à l'échelle mondiale ainsi que une baisse de production que connaît l'Algérie depuis plusieurs années, ces deux paramètres ont un impact néfaste sur l'économie national. En 2015, les recettes de l'Algérie en hydrocarbures ont enregistré un recul de 45% où le déficit public se creuse, de même que la balance commerciale (en deficit de 4,3 milliards de dollars sur les quatre premiers mois de l'année).

à l'échelle industrielle tous les procédés consomment une certaine quantité d'énergie et au fil de ces dernières années le coût de cette énergie et en hausse et pèse de plus en plus dans le bilan d'exploitation. Ainsi, il est apparu progressivement que dans les unités industrielles la fonction objective à maximiser, n'est pas seulement le profil à court terme, mais aussi rendre les équipements fonctionnels à leur juste mesure avec un rendement optimum.

à nous jours , on peut dire que dans le domaine pétrolier et gazier , l'optimisation de fonctionnement de toutes les unités de traitement a autant d'importance que la sécurité, la pollution ou le contrôle de qualité et représente l'une des préoccupations essentielles de SONATRACH spécialement en cette période difficile ou on assiste à un effondrement des cours du pétrole ainsi que une baisse de production.

Le gaz naturel se trouve sous pression dans les roches poreuses du sous-sol, souvent en solution avec du pétrole brut ou du condensât. C'est un mélange souvent très riche en méthane, qui contient généralement des proportions décroissantes de tous les hydrocarbures saturés. En outre il renferme des proportions variables d'Azote, de gaz carbonique, des composés sulfurés ainsi que de l'eau provenant de la couche productrice. La présence d'eau dans le gaz naturel est à l'origine de nombreux problèmes constatés sur les équipements en aval de la section de déshydratation telle que la formation d'hydrate perte de charge ainsi que la corrosion.

Donc l'élimination de l'eau une étape essentielle dans le traitement du ce gaz naturel et cela pour acquérir les spécifications exigé lors de son transport at son commercialisation et permet d'éviter les problèmes déjà cités si dessus,

dans le cadre d'un projet de mise en situation professionnelle notre travail se focalise sur l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la section de déshydratation au niveau du champ « MLE ».

Pour ce qui suit de ce mémoire on va développer les points suivants :

Dans un premier chapitre une description du champ de MLE. Nous détaillerons, par la suite dans un second chapitre le procédé de traitement de gaz au niveau de CPF et dans un troisième chapitre des généralités sur le procédé de déshydratation du gaz naturel.

Et le dernier chapitre sera consacré à la partie pratique basée sur la méthode de calculs tirée du DATA BOOK ENGINEERING GPSA, avec laquelle nous déterminerons les paramètres optimaux de fonctionnement de la section de déshydratation. Les résultats obtenus seront, par la suite, discutés.

Nous terminerons ce présent travail par une conclusion générale et des recommandations.

---

# Chapitre 1 : Description du champ MLE

## 1.1 Introduction

Dans ce chapitre, on présente le champ gazier de MLE, de par son historique et son développement ainsi que l'organisation de ces différents départements ainsi que sa capacité de production.

## 1.2 Présentation du groupement SONATRACH-FCP

L'association SONATRACH (SH) - First Calgary Petroleum Ltd (FCP) annonce, dans un communiqué rendu public le 20 février 2007, l'accord d'approbation par l'Agence ALNAFT du plan de développement du champ Menzel Ledjmet - Est (bloc 405 B), situé dans le bassin de Berkine. Ce plan comprend la construction d'une usine de traitement (CPF), d'un réseau de collecte ainsi que des canalisations d'évacuation. Il prévoit un niveau de production de gaz brut de l'ordre de 250 millions feet cubes par jour avec l'extension de la capacité de l'usine à 400 millions de feet cubes par jour de gaz brut.

Les réserves contractuelles du champ de MLE devant être mises en valeur et récupérées totalisent 1,3 trillion feet cubes d'équivalent gaz (environ 230 millions de barils équivalent pétrole). Le coût global estimatif brut du développement du champ MLE, compte tenu de la capacité additionnelle des installations de traitement et de l'extension du réseau de collecte de gaz, s'élève à environ 1,3 milliard de dollars pour le scénario de production de 400 millions feet cubes de gaz brut par jour. Ces frais de développement seront engagés au cours de la période allant de 2007 à 2009 et supportés à hauteur de 75% pour FCP et de 25% par Sonatrach. Le communiqué signale également que le contrat relatif aux travaux initiaux de conception et d'ingénierie à récemment fait l'objet d'un appel d'offres et devrait être octroyé durant le 1er trimestre 2007. Il est également prévu qu'un appel d'offres du contrat EPC (ingénierie, approvisionnement et construction) sera lancé et attribué en 2007. En rappelant que Sonatrach et FCP ont récemment signé un accord pour la commercialisation du gaz aux termes duquel Sonatrach commercialisera la totalité de la production de gaz naturel provenant du périmètre 405 b pour le compte de l'association.

Le 21 novembre 2008, ENI S.P.A. a complété l'acquisition de First Calgary Petroleum pour 923 millions de dollars en fonds canadiens, ce qui a permis au groupe italien ENI d'avoir un meilleur accès aux réserves sous le contrôle de First Calgary en Algérie.

### 1.2.1 Situation géographique du champ MLE

Le champ de gaz de Menzel Ledjmet East (MLE) est un projet commercial conjointement Développé par SONATRACH (SH) et First Calgary Petroleum Ltd (FCP). Le champ MLE se situe au sien du bloc Ledjmet 405b dans le bassin Berkine à environ 220 km au sud-est de Hassi Messaoud.

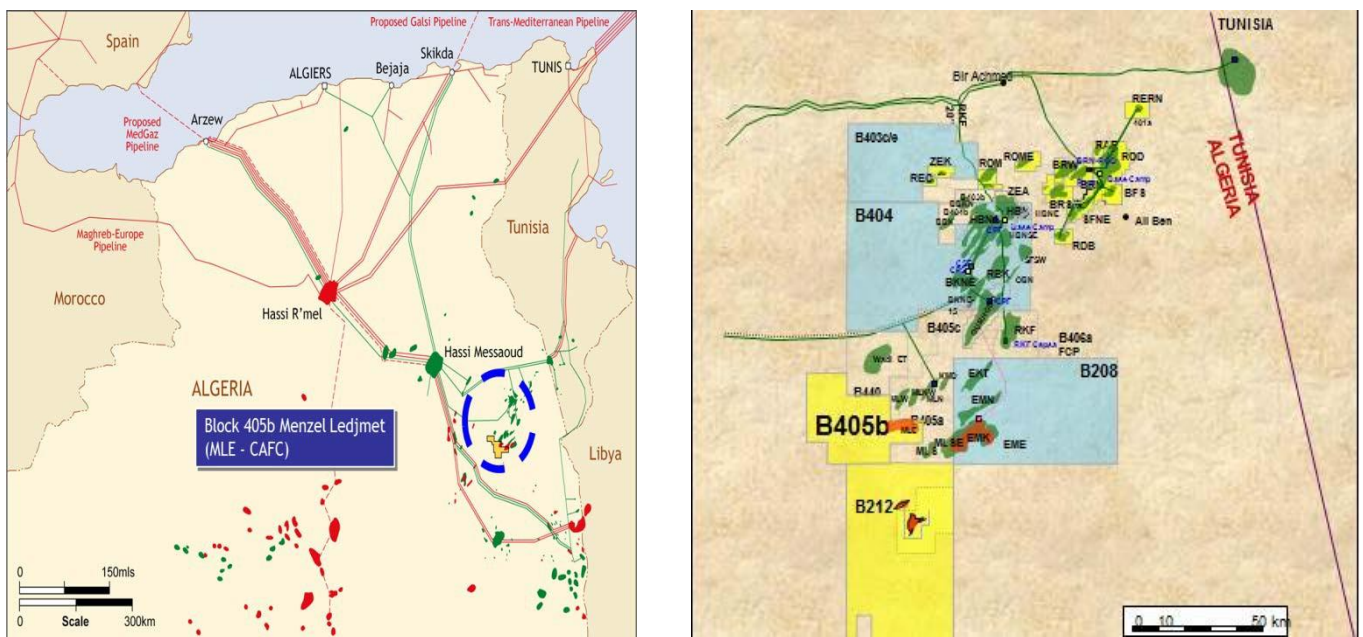


Figure 1.1- Situation géographique du champ MLE « Menzel Ledjmet Est ».

### 1.2.2 Développement et capacité

Le concept développé se compose d'un système de collecte, d'une installation de traitement centrale CPF (Central Processing Facility), d'une infrastructure et de conduites pour l'expédition du gaz à vendre, du GPL, des condensats et de l'huile.

Tous les équipements de MLE sont conçus pour pourvoir tant aux besoins de MLE qu'à ceux de CAFC GAS SWP.

Les systèmes de stockage pour l'expédition et la plupart des services de l'équipement sont conçus aussi pour les installations de CAFC Oil. La centrale de traitement de l'huile (CAFC) été construite à côté de la CPF de MLE.

Ce site a pris une place considérable dans la production nationale des hydrocarbures dès sa mise en service en 2013.

Tableau 1.1- Les étapes de développement du champ MLE.

Date	Etapes de développement
31 Octobre 2001	Signature du contrat
26 Décembre 2001	Décret d'approbation du contrat
30 Décembre 2001	Entrée en vigueur
11 Février 2007	Approbation du POD MLE
22 Mars 2009	Approbation du POD CAFC
Aout 2013	PAC (Provisional Acceptance Certificate)
31 janvier 2013	Production du gaz sec
02 Février 2013	Expédition du gaz sec
03 Avril 2013	Production huile
09 Mai 2013	Expédition huile
04 Avril 2013	Production condensat
07 Mai 2013	Expédition condensat
03 Avril 2013	Production GPL
15 Mai 2013	Expédition GPL
22 juin 2039	Fin de contrat

Le projet de MLE a pour objectif de maintenir un taux de production annuelle de 9 millions standard m<sup>3</sup>/jour, tel qu'il est mentionné dans le contrat (PSC) entre SH et FCP, et produira :

Tableau 1.2- L'objectif de production du champ MLE.

Produit	MLE	CAFC SWP	CAFC TAGI	Totale
GAZ				
Gaz (MSm <sup>3</sup> /J)	8.48	0	0	8.48
Condensat (Tonnes /J)	1000	350	0	1350
GPL (Tonnes /J)	1517	483	0	2000
Pétrole (BDP)	9186	8039	27141	44366

### 1.2.3 Profil de production

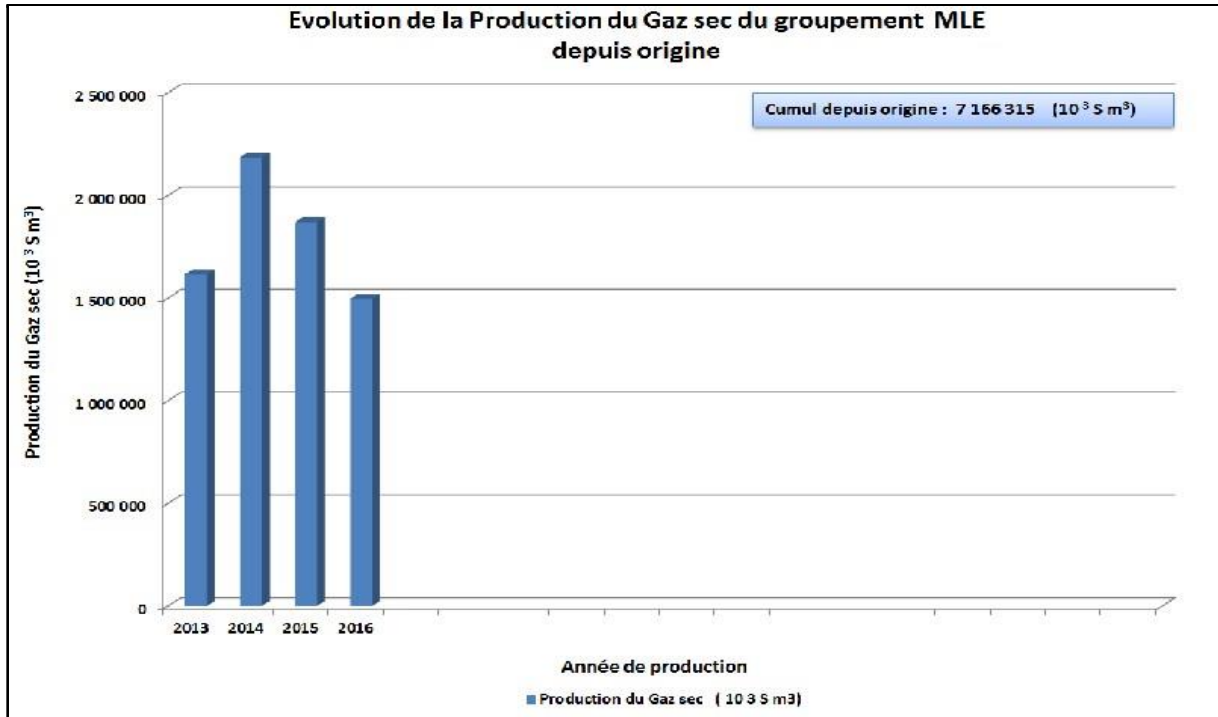


Figure 1.2- Evolution de la production annuelle cumulée du gaz sec depuis origine du groupement MLE.

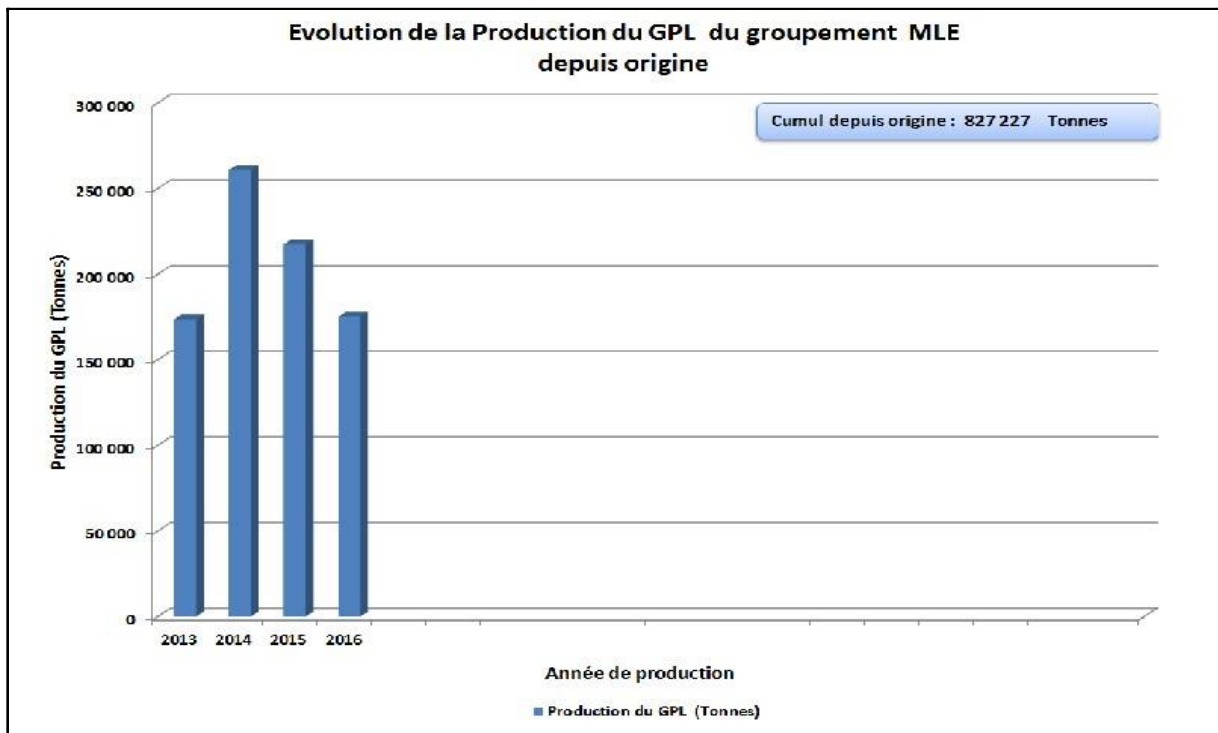


Figure 1.3- Evolution de la production annuelle cumulée du GPL depuis origine du groupement MLE.

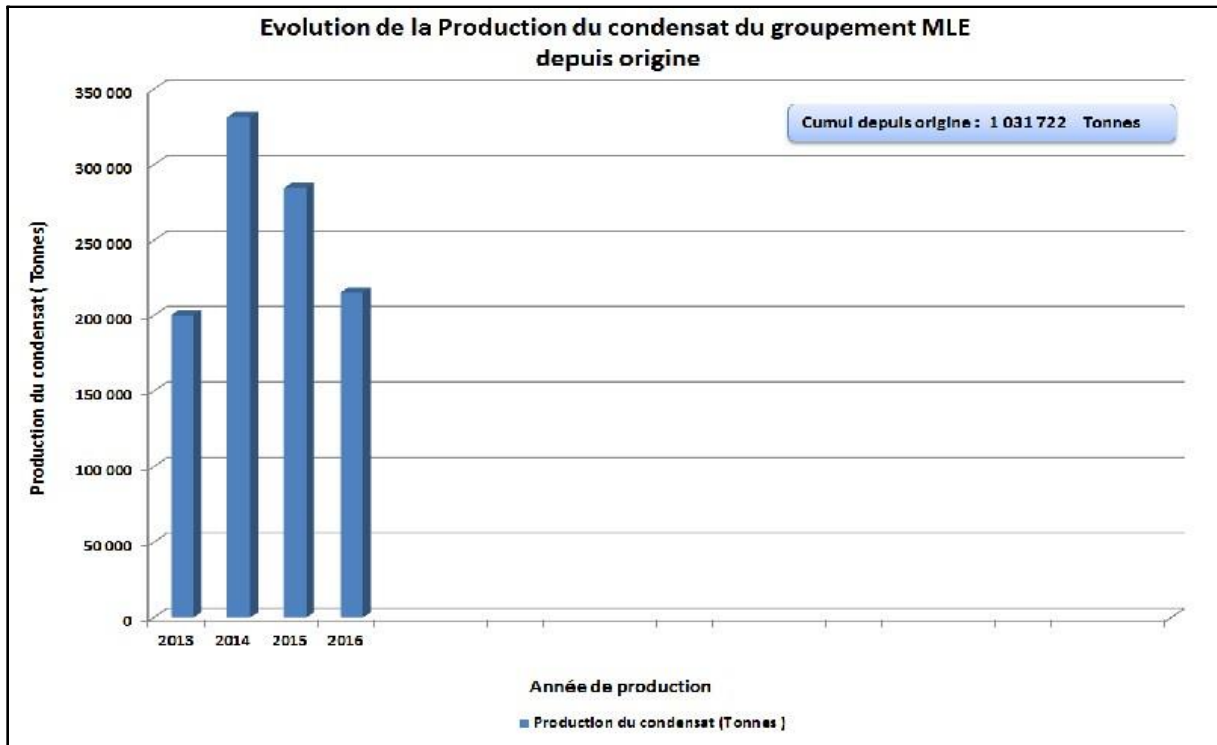


Figure1.4- Evolution de la production annuelle cumulée du condensat depuis origine du groupement MLE.

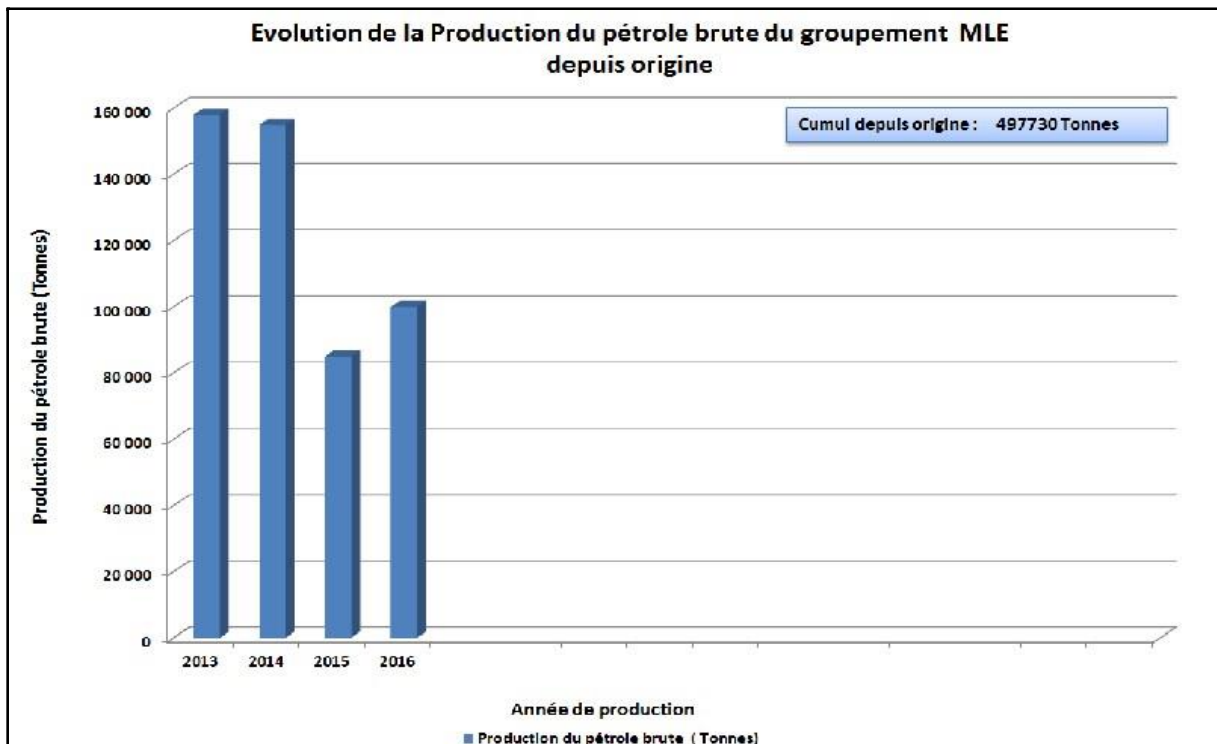


Figure1.5- Evolution de la production annuelle cumulée du pétrole brute depuis origine du groupement MLE.

### 1.3 Organisation de la direction du complexe gazier MLE

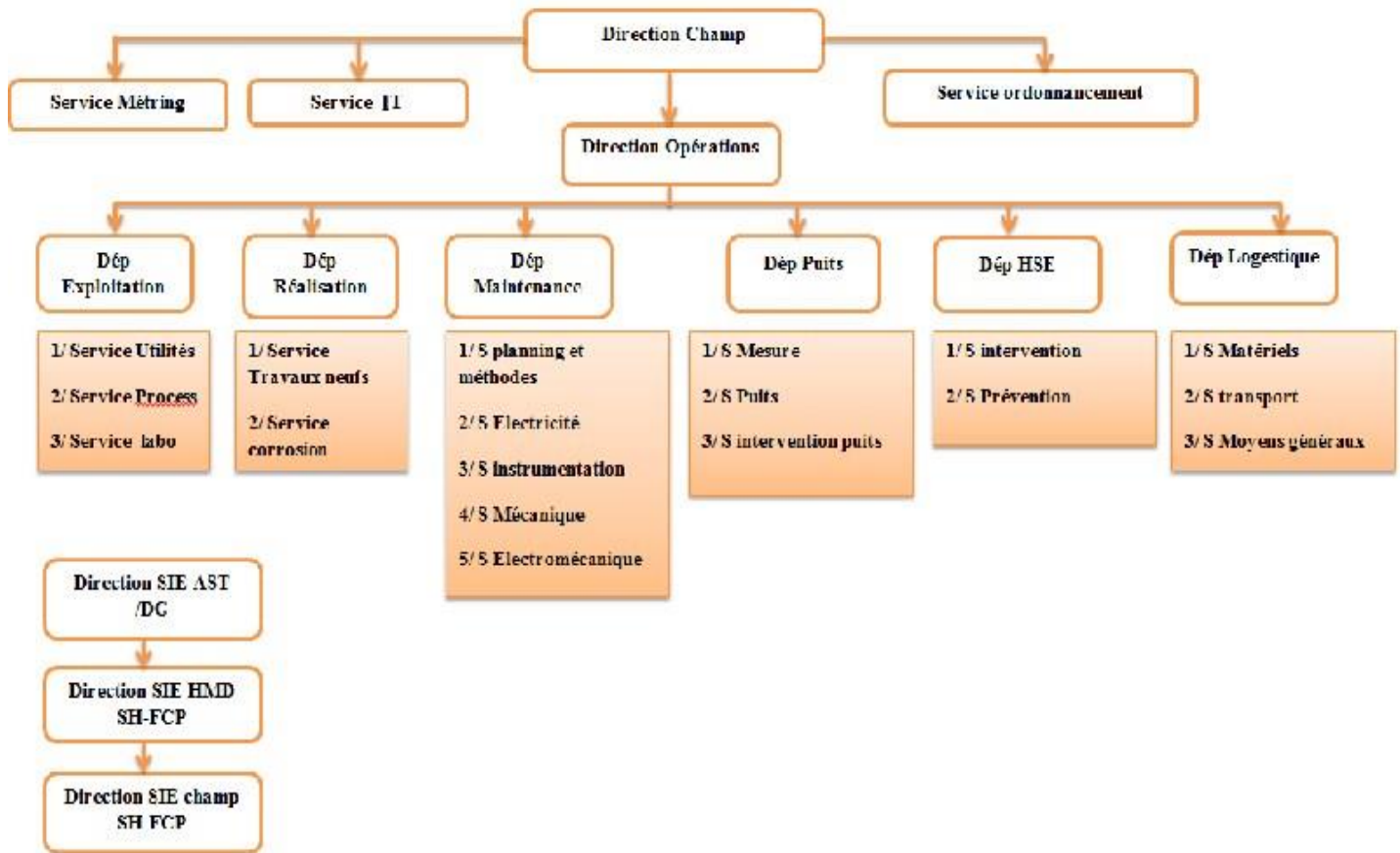


Figure1.6- Organisation de la direction du champ MLE.

## Chapitre 2: Description générale du procédé de traitement

### 2.1 Introduction

Ce chapitre regroupe la description des installations liées aux différents procédés de traitements pour la production du GPL, Gaz sec et Condensat ainsi que le Pétrole.

### 2.2 Description du procédé de traitement

Le CPF de MLE et les installations associées correspondantes ont une capacité nominale de 300 MMSCFD du Gaz à vendre (projet garanti 350 MMSCFD).

Le projet de MLE comprend en particulier :

- Équipements de réception et de Slugcatching.
- Équipements de prétraitement du gaz pour éliminer les impuretés du H<sub>2</sub>S et du mercure.
- Élimination du CO<sub>2</sub>.
- Déshydratation du Gaz.
- Refroidissement du gaz pour éliminer les composants lourds du gaz (GPL) dans le but de satisfaire la spécification de pouvoir calorifique du gaz.
- Compression et Comptage du gaz à vendre.
- Stabilisation des condensats.
- Récupération du GPL (Débutaniseur) et Traitement du GPL.
- Récupération de l'huile et condensat.
- Stockage, Comptage et expédition du GPL.
- Stockage, Comptage et expédition de condensat.
- Stockage et expédition de l'huile.

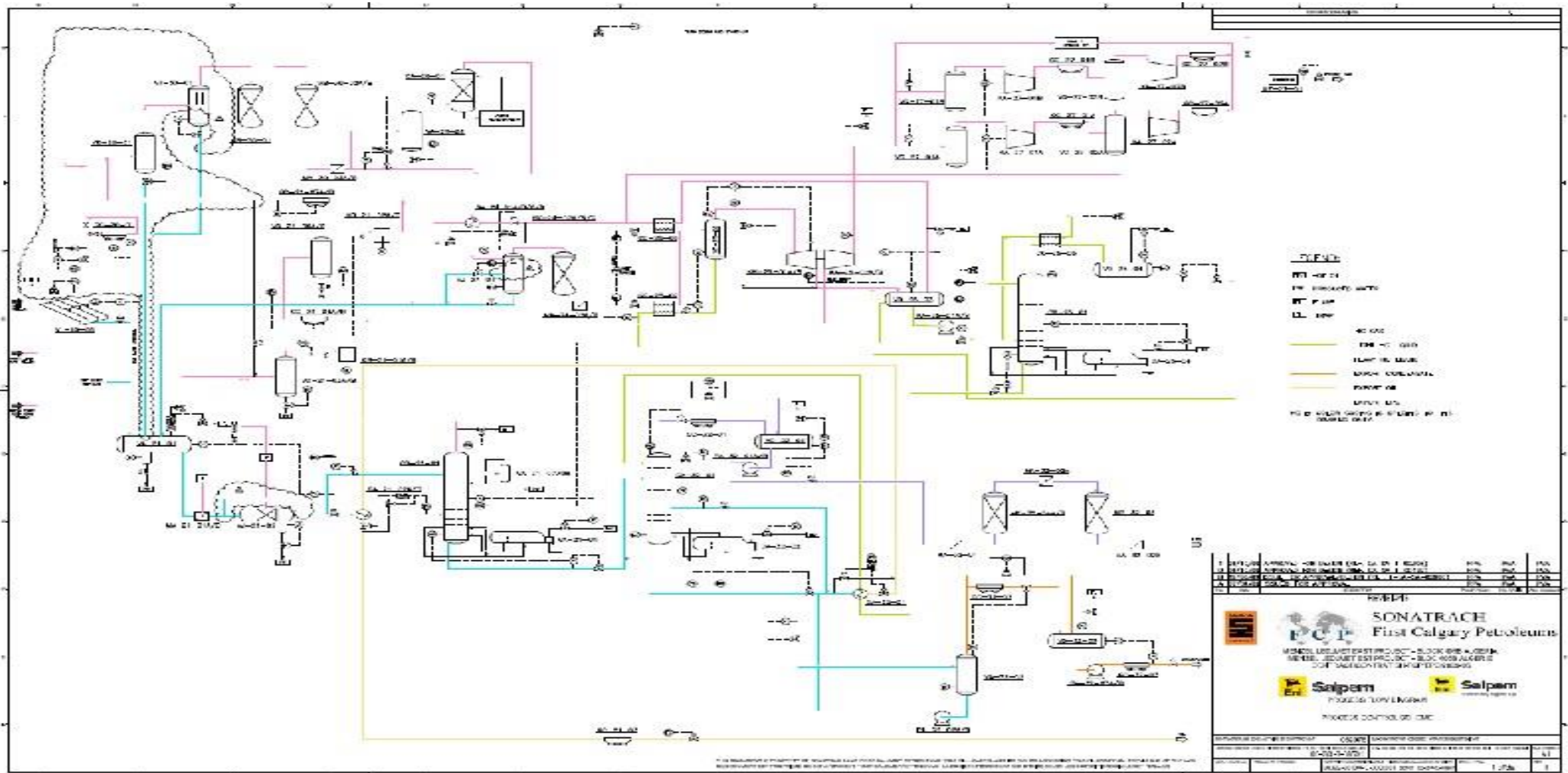


Figure 2.1- PFD générale du procédé de traitement au CPF-MLE.

### **2.2.1 Installations de réception (Slug-Catcher), refroidissement et séparation du gaz brut « Système 20 »**

Le système de collecte de production est composé d'un réseau de ligne de collecte (Flow Line) individuelle connectée via les collecteurs du champ aux quatre conduites principales (Trunk Line), qui livrent les fluides produits aux installations de réception au CPF. La production des quatre conduites principales s'écoule dans le collecteur d'entrée, qui transporte les fluides au (Slug-Catcher).

Le gaz provenant de manifold d'entrée passe en premier lieu à travers le slug catcher où la première séparation bi-phasique (gaz, HC liquide et eau) a eu lieu. D'abord le gaz provenant du Slug-Catcher passe par des aéro-refroidisseurs pour le refroidir dans le but de séparer la phase liquide du gaz.

Le gaz sortant de l'aéro-refroidisseur est combiné avec le gaz du pipeline d'expédition du gaz à vendre (conduite de recyclage de l'installation) et celui du CAFC et entre dans le scrubber d'entrée qui reçoit aussi le gaz des trains 1 et 2 des aéro-refroidisseurs 2<sup>ème</sup> étage compresseur du off-gas, dans le scrubber se réalise la séparation basée sur la différence de gravité, dont le niveau d'eau se trouve en bas suivi par le condensat et le gaz en haut. Les hydrocarbures liquides et l'eau sont dirigés vers un séparateur tri-phasique.

### **2.2.2 Prétraitement du gaz pour éliminer H<sub>2</sub>S et Hg « Système 30 »**

Le gaz provenant du Scrubber du gaz d'entrée passe par le filtre coalesceur d'entrée du lit de rétention du H<sub>2</sub>S et du mercure afin d'éliminer les gouttelettes de liquide de 1 micron et plus (99,9% d'efficacité) et pour un contenu max de 5 ppm. Le gaz sortant du Filtre coalesceur est dirigé vers l'absorbeur de mercure (Hg) qui contient un lit de tamis moléculaire à base de cuivre/sulfure sur un support d'alumine.

Le gaz est ensuite dirigé vers les deux lits de rétention du H<sub>2</sub>S, pour éliminer l'H<sub>2</sub>S à partir des tamis moléculaire selon le phénomène d'absorption.

Le gaz provenant de l'absorbeur est entre dans une filtre où les particules du tamis entraînés sont éliminés. La teneur en mercure du gaz recombinaé est ramenée à moins de 0,01 µg/Sm<sup>3</sup> ce qui évite la corrosion des échangeurs en aluminium à savoir la boîte froide (cold box GG-25-03 /02). La teneur en H<sub>2</sub>S du gaz recombinaé est ramenée à moins de 1.3 ppm/Volume afin de satisfaire les spécifications du gaz de vente.

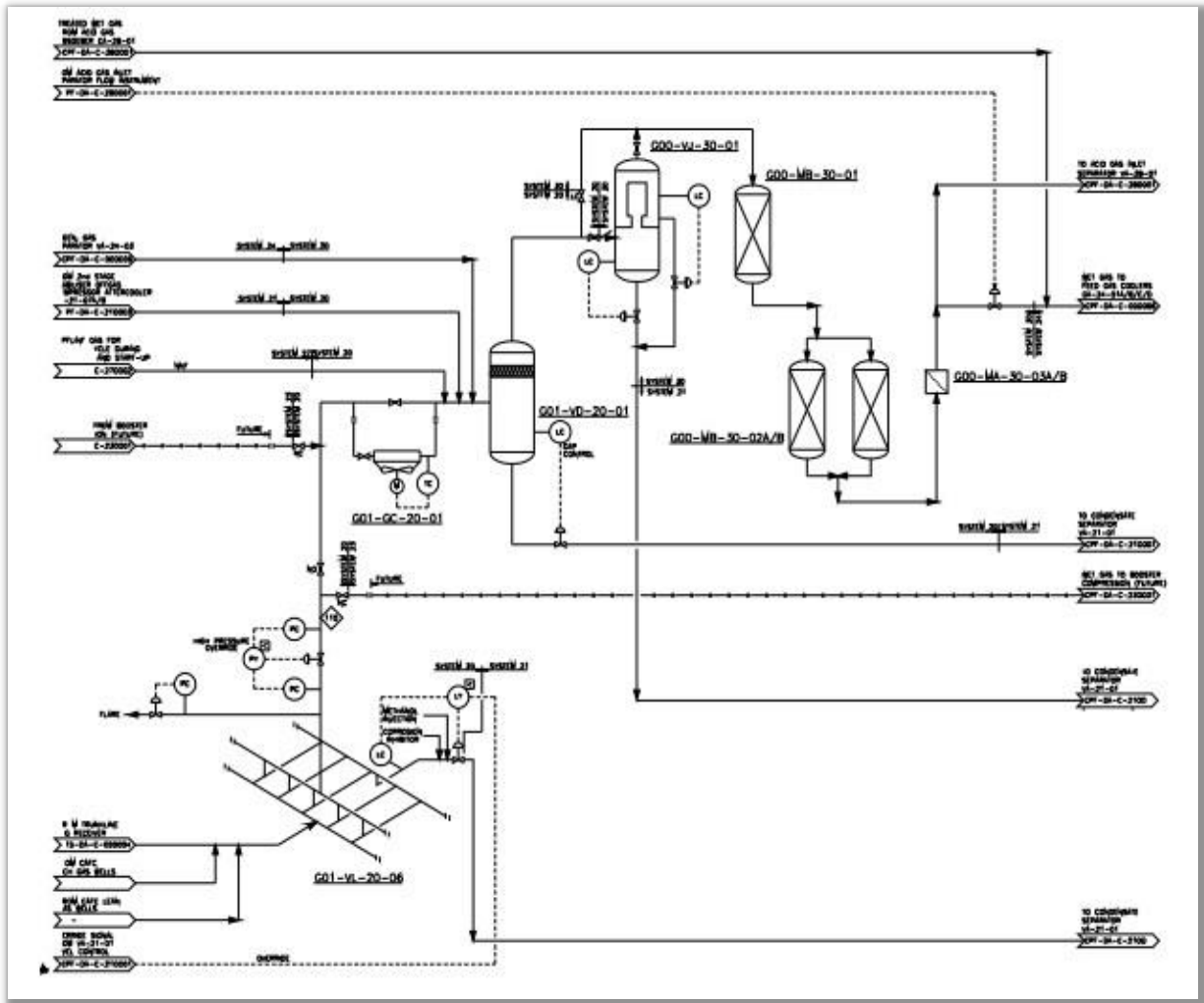


Figure 2.2- PFD de l'unité de réception et prétraitement.

### 2.2.3 Unité de décarbonatation (Elimination du CO<sub>2</sub>) « Système 28 »

L'objectif de système de décarbonatation est de réduire à moins de 2% mol la concentration de CO<sub>2</sub> dans le gaz à vendre afin de respecter les spécifics normales. Une partie de 10 % du gaz d'alimentation sera acheminée vers le système d'élimination du CO<sub>2</sub>, entre dans le séparateur d'entrée du gaz acide, un dé brumisateu r intégré dans le séparateur pour éliminer les gouttes de liquide entraîné par la vapeur. Le liquide récupéré est envoyé vers le séparateur des condensats.

Le gaz est envoyé au fond de l'absorbeur du gaz acide où il entre en contact avec la solution aqueuse d'amine DEA (di éthanol amine) [25 % en poids de DEA et 75 % de l'eau déminéralisé] qui s'écoule du haut vers le bas de la colonne (à contre-courant avec le gaz). Le contact est favorisé par deux lits de garnissage en vrac.

L'amine riche qui provient de l'absorbeur de CO<sub>2</sub> est acheminée vers le ballon de flash d'amine riche afin d'enlever une partie de CO<sub>2</sub> et les hydrocarbures légers.

Le gaz séparé, est acheminé vers le KOD l'Incinérateur de gaz combustible, ou il est mélangé avec le gaz combustible BP pour permettre le brûlage du gaz acide.

L'amine riche provenant du ballon de flash passe à travers un échangeur à plaque pour se préchauffer par un échange thermique avec l'amine pauvre chaude provenant de la colonne de régénération d'amine.

Le courant d'amine riche chaude entre dans la partie supérieure de la colonne du régénération d'amine sous les plateaux de reflux, et s'écoule vers le bas, à contre-courant de la vapeur d'eau de régénération qui remonte. La colonne de régénération d'amine est équipée d'un rebouilleur de type (kettle), pour fournir la chaleur qui permette l'élimination du CO<sub>2</sub> dans l'amine par évaporation.

Le gaz de tête de la colonne de régénération, qui est constitué essentiellement de CO<sub>2</sub> saturé d'eau, est envoyé vers l'aérefroidisseur afin de condenser l'eau. Le gaz refroidi est acheminé vers le ballon de reflux du régénérateur d'amine où l'eau condensée est séparée du gaz. Ce dernier reçoit aussi l'eau déminéralisée d'appoint afin de compenser les pertes d'eau dans le gaz doux qui sort de la colonne d'absorption. L'eau condensée et l'eau d'appoint sont envoyées vers le régénérateur d'amine comme reflux par les pompes de reflux du régénérateur d'amine.

La solution d'amine pauvre «chaude» recueillit au fond de la colonne du régénérateur passe par l'échangeur de chaleur pour échange thermique avec l'amine riche «froide» qui vient du ballon de flash, puis pompée à 6 barg par les pompes booster d'amine jusqu'au l'aérefroidisseur de recirculation d'amin, ensuite vers l'unité de filtration afin d'éliminer les impuretés de dégradation. L'amine pauvre refroidie est acheminée vers les pompes de recirculation d'amine. L'amine est pompée à 80 barg pour la réintroduire dans le haut de la colonne d'absorption.

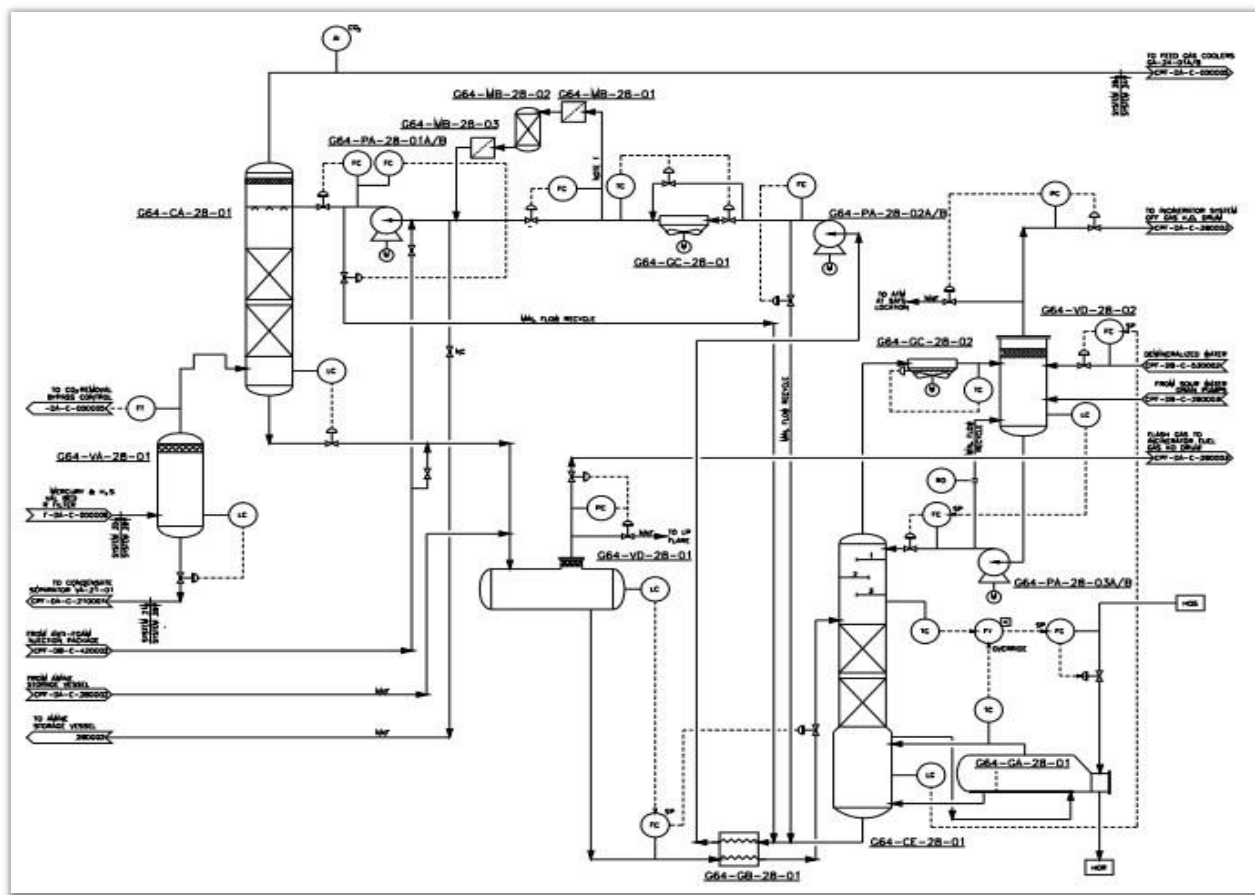


Figure 2. 3- PFD de l'unité de décarbonatation et régénération de l'amine.

## 2.2.4 Unité de déshydratation du gaz « Système 24 »

Le gaz sortant des filtres d'entrée est associé avec le gaz pauvre en CO<sub>2</sub> sortant de l'unité de décarbonatation alimentant l'unité de déshydratation, ou l'eau est éliminée du gaz pour éviter la formation d'hydrate et de glace dans la section froide de l'installation « Système 25 ».

Le flux total de gaz (avec un taux de CO<sub>2</sub> inférieure à 2%) passe par les échangeurs (GA-24-01-A/B/C/D) ou il est refroidi à la plus basse température sans formation des hydrates, l'échange avec le gaz traité prévenant des ballons (VD-25-03) et (VD-25-04).

Pour éviter la formation d'hydrates on injecte une solution de méthanol à l'entrée des échangeurs.

Le gaz refroidis est envoyé au filtre coalescent d'entrée des sécheurs pour séparer les liquides (gouttelettes  $\geq 1\mu\text{m}$ ), puis acheminé vers les trois lits de déshydratation du gaz (VK-24-02A/B/C) qui contiennent un adsorbant de type tamis moléculaire (silicate d'alumine). Durant

le cycle d'adsorption le gaz circule de haut en bas et en sens inverse durant le cycle de régénération. Durant l'exploitation normale, deux déshydrateurs sont en service alors que le troisième est en régénération.

La teneur en eau du gaz sortant des déshydrateurs (VK-24-02 A/B/C) devra être inférieure à 0,1ppmv.

Le gaz déshydraté passe à travers les filtres de sortie des sécheurs pour retenir le résidu des particules de tamis moléculaire (99,5% de particules solides  $\geq 5 \mu\text{m}$ ).

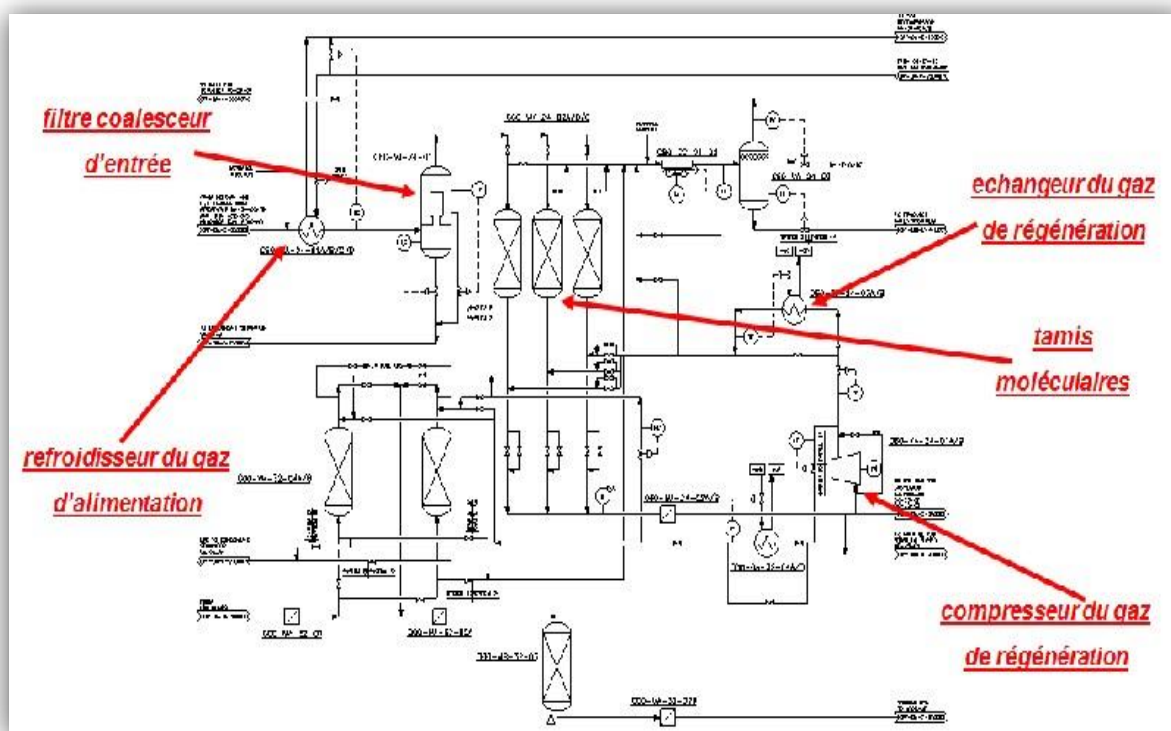


Figure 2.4- PFD de l'unité de déshydratation.

Le gaz utilisé pour la régénération est pris du gaz sec à la sortie des déshydrateurs qui est d'environ 12 %, puis il est comprimé jusqu'à 70 barg par des compresseurs ce qui permet de faire circuler le gaz dans la boucle de régénération en passant par des étapes intermédiaires de refroidissement et de récupération d'eau sont notamment : pressurisation, préchauffage, chauffage, refroidissement, dépressurisation, stand-by.

Le gaz comprimé est envoyé aux échangeurs pour le chauffer par l'huile à 235°C, puis vers le lit des tamis moléculaire saturé en eau, où l'eau est désorbée sous l'effet de séchage. Le gaz s'écoule du bas vers le haut et ensuite envoyé à l'aéroréfrigérant du gaz de régénération

pour condenser l'eau strippée puis passe dans un séparateur pour éliminer l'eau par décantation et le gaz envoyé au scrubber d'entrée du gaz.

Les sécheurs sont régénérés selon le cycle suivant :

- A) Adsorption : 20 heures.
- B) Régénération : 10 heures.
  - Pressurisation : 03minutes.
  - Préchauffage : 20minutes.
  - Chauffage: 7 heures.
  - Refroidissement : 02 heures et 20minutes.
  - Dépressurisation: 04 minutes.
  - Stand-by: 15 minutes.

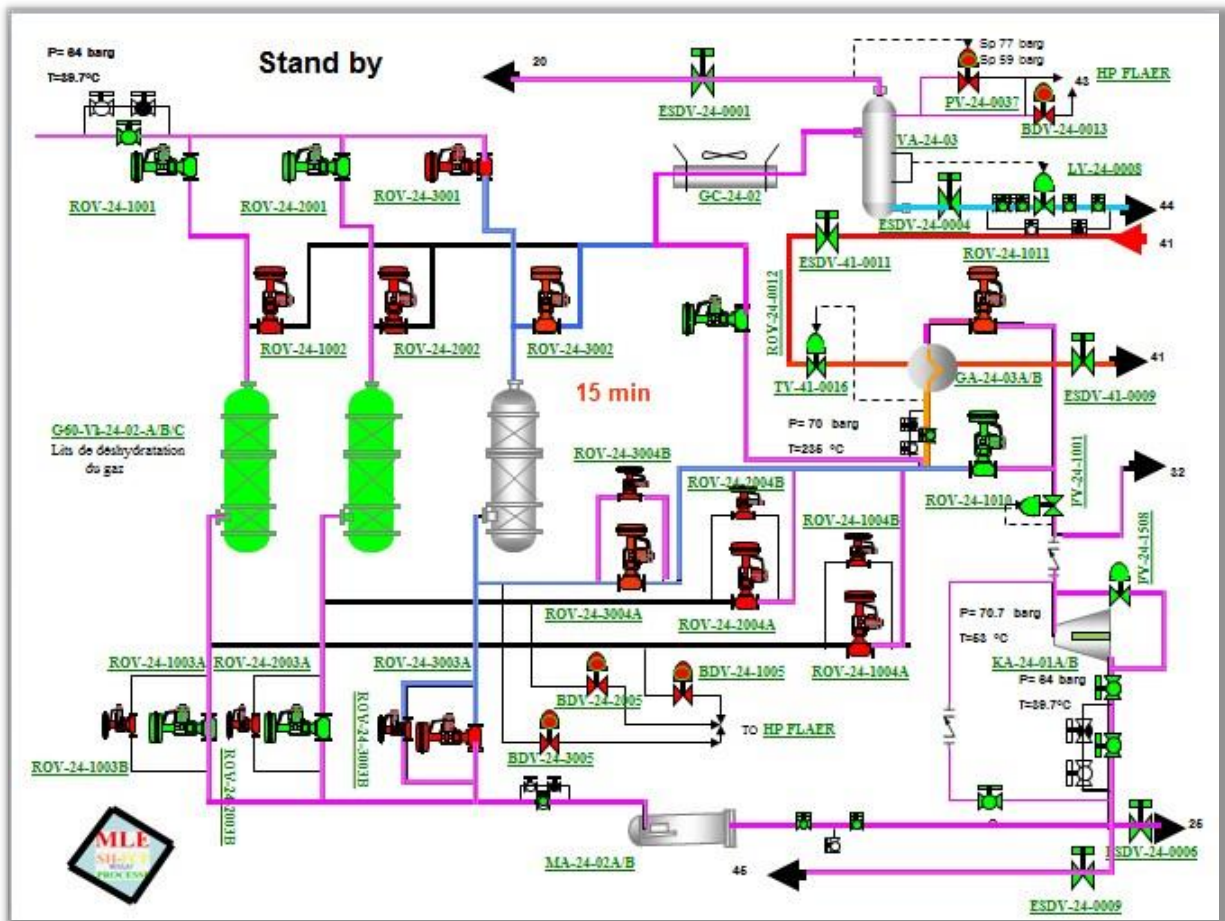


Figure 2.5- Schéma descriptif de régénération de déshydrateur.

## **2.2.5 Refroidissement et conditionnement du gaz « Systeme25 »**

### **2.2.5.1 Boite de refroidissement**

Le gaz sec venant des filtres de sortie des sécheurs est refroidi dans deux échangeurs à plaques en aluminium: 1 : gaz/gaz avec le gaz froid venant du ballon de décharge du turbo-expander et 2 : gaz/ liquide par le liquide froid du fond du ballon d'alimentation du turbo-expander. Le gaz sortant de la boite froide partiellement condensé entre dans le ballon d'aspiration, où les gaz sont séparés des liquides condensés. Le liquide sortant du fond du ballon est chauffé dans la boite froide gaz/liquide puis il est acheminé vers le fond du dééthaniseur.

### **2.2.5.2 Turbo -Expander**

Le gaz sortant par la tête du ballon d'aspiration de turbo-expander est détendu dans le coté détendeur du turbo-expander jusqu'à environ 10 bar, puis envoyé au ballon de décharge. Cependant, lors du démarrage ou l'indisponibilité du turbo-expander, l'unité peut opérer en mode JT (Joule-Thomson) dans lequel le gaz peut être détendu à travers la vanne JT (25-PV-0014) qui est installée sur la ligne de by-pass du turbo-expander. Dans le cas de l'utilisation de la vanne-JT, la récupération des liquides est réduite d'une manière significative. Le gaz sortant du ballon de refoulement est associé avec celui qui vient de la tête du ballon de reflux de dééthaniseur pour entrainer le compresseur du turbo-expander qui comprime le gaz jusqu'à 14bar pour assurer la pression d'admission des compresseurs d'expédition.



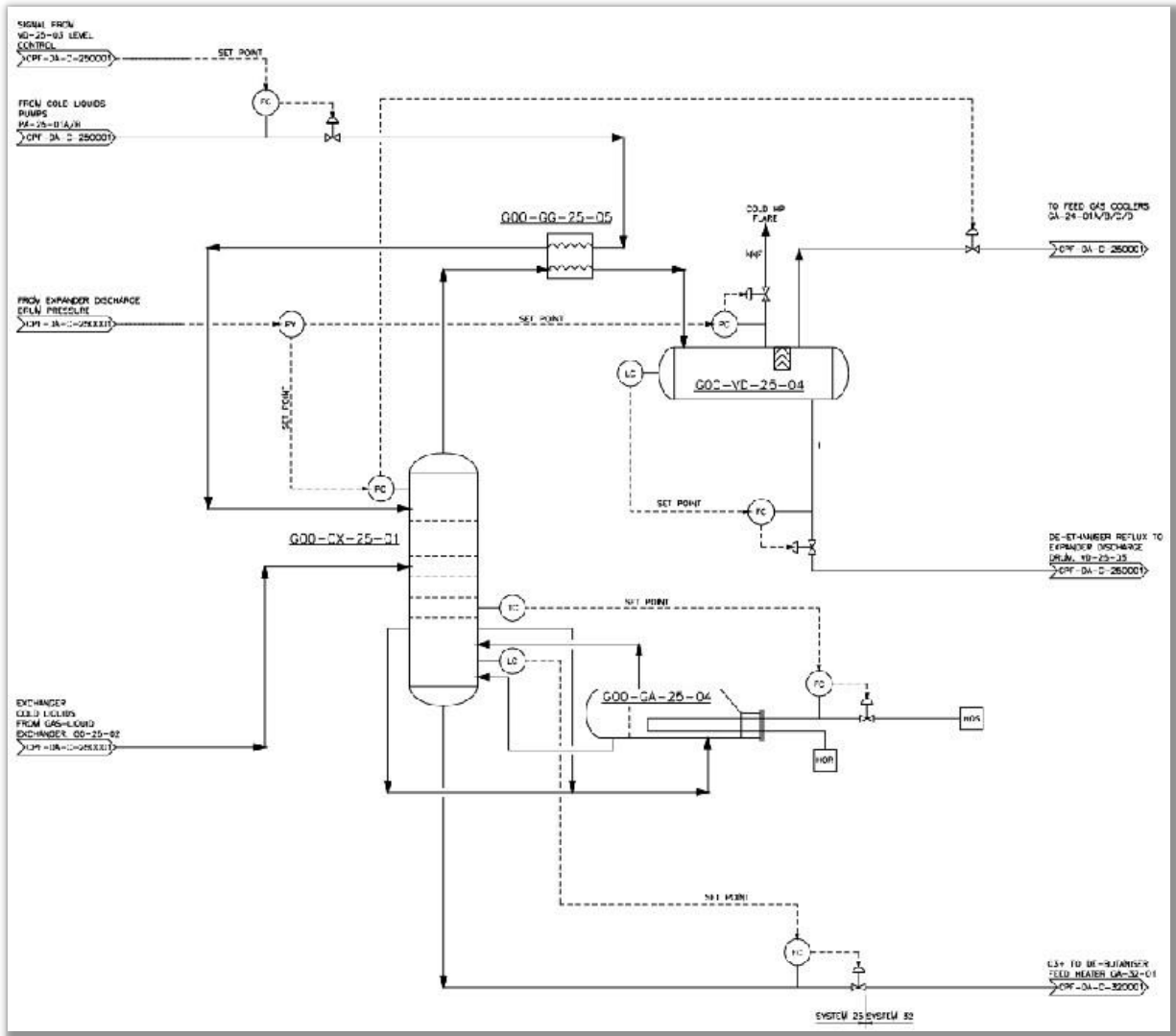


Figure 2.7- PFD de dééthaniseur.

### 2.2.6 Unité de compression et comptage du gaz à vendre « système 27 »

Il y a trois unités de compression disposées en parallèle TK1, TK2 et TK3. Chaque unité contient un compresseur centrifuge à deux étages entraîné par une turbine à gaz. Le système de gaz résiduel de compression reçoit le gaz traité provenant de compresseur de turbo-expander passent alors dans le ballon d'aspiration 1er étage du compresseur. Le gaz chaud refoulé par le 1er étage du compresseur est refroidi dans des aéro-réfrigérants, ce gaz est introduit dans le ballon d'aspiration 2ème étage du compresseur, le gaz refoulé est refroidi des aéro-réfrigérant. Le by-pass de débit minimum est prévu pour chaque étage du compresseur après refroidissement pour assurer le fonctionnement en continu de ce dernier,



pour séparer l'éthane des composants les plus lourds tel le propane, elle est composée de 19 plateaux à clapets. Les gazes séparées alimentent le compresseur de l'unité de récupération de vapeur (compresseur off-gaz) alors que les liquides stabilisés sont envoyés au débutaniseur.

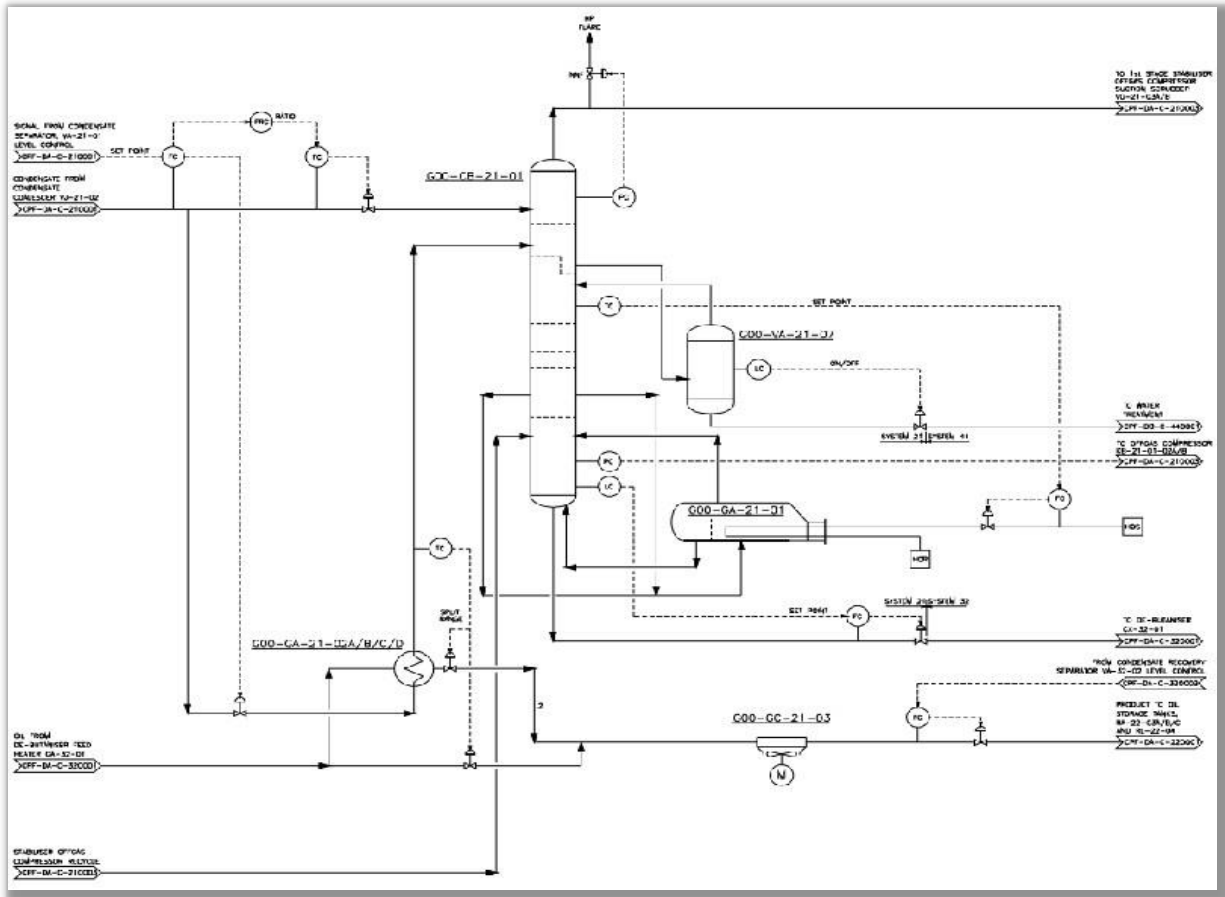


Figure 2.9- PFD de la colonne de stabilisation du condensat.

### 2.2.7.1 Récupération des gaz (compresseur off-gaz)

L'unité de récupération et compression du gaz a basse pression reçoit simultanément les vapeurs provenant de la tête de stable, de séparateur de condensât, des pré filtres et de filtre coalesceur, ces vapeurs passent par le ballon d'aspiration du 1er étage du compresseur pour séparer les liquides puis comprimées dans le 1er étage du compresseur. le gaz comprimé est refroidi dans des aero-réfrigérants, ensuite il est acheminé au ballon d'aspiration du 2ème étage pour comprimé dans le 2ème étage du compresseur pour être recycler dans le système de traitement du gaz humide après son refroidissement dans des aéro-refrégérant.

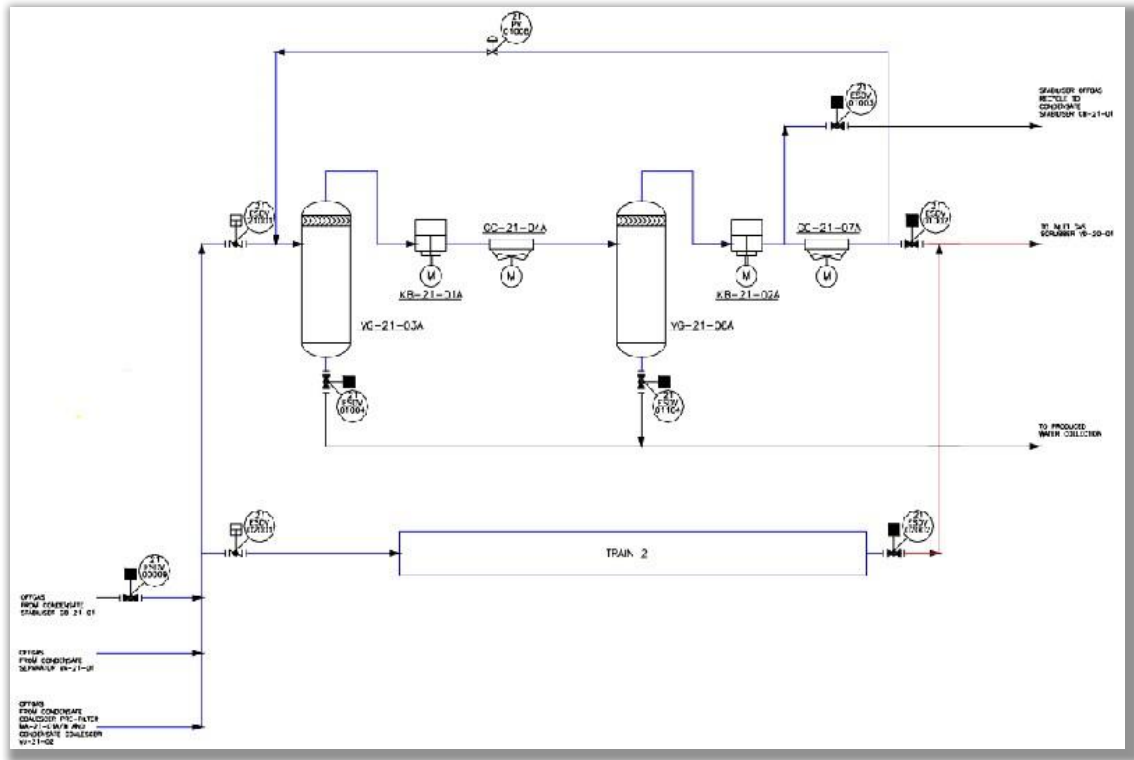


Figure 2.10- PFD du compresseur off-gaz.

### 2.2.8 Unité de récupération et traitement du GPL« Système 32 »

Le débutaniseur est composé de 47 plateaux et reçoit deux alimentations, une première charge venant du fond de dééthaniseur dans le plateau 8 après préchauffage et une deuxième charge venant du fond de colonne de stabilisation entre dans le plateau 35. Le débutaniseur est conçu pour séparer le GPL et le condensat. Le produit de tête quitte la colonne puis se condense dans le ballon de reflux où une partie de liquide est utilisé comme reflux de tête du débutaniseur et le reste vers le traitement du GPL (déshydratation, désulfuration et démercurisation), puis le stockage. Les produits lourds quittent le fond du débutaniseur sont envoyés au ballon flash pour séparer le condensat des huiles, le gaz sortant de la tête se condense dans un ballon est envoyé pour stockage comme condensat en passant par une batterie des aéro-réfrigèrent. Le fond du ballon flash est envoyé pour stockage comme huile passant par des échangeurs.

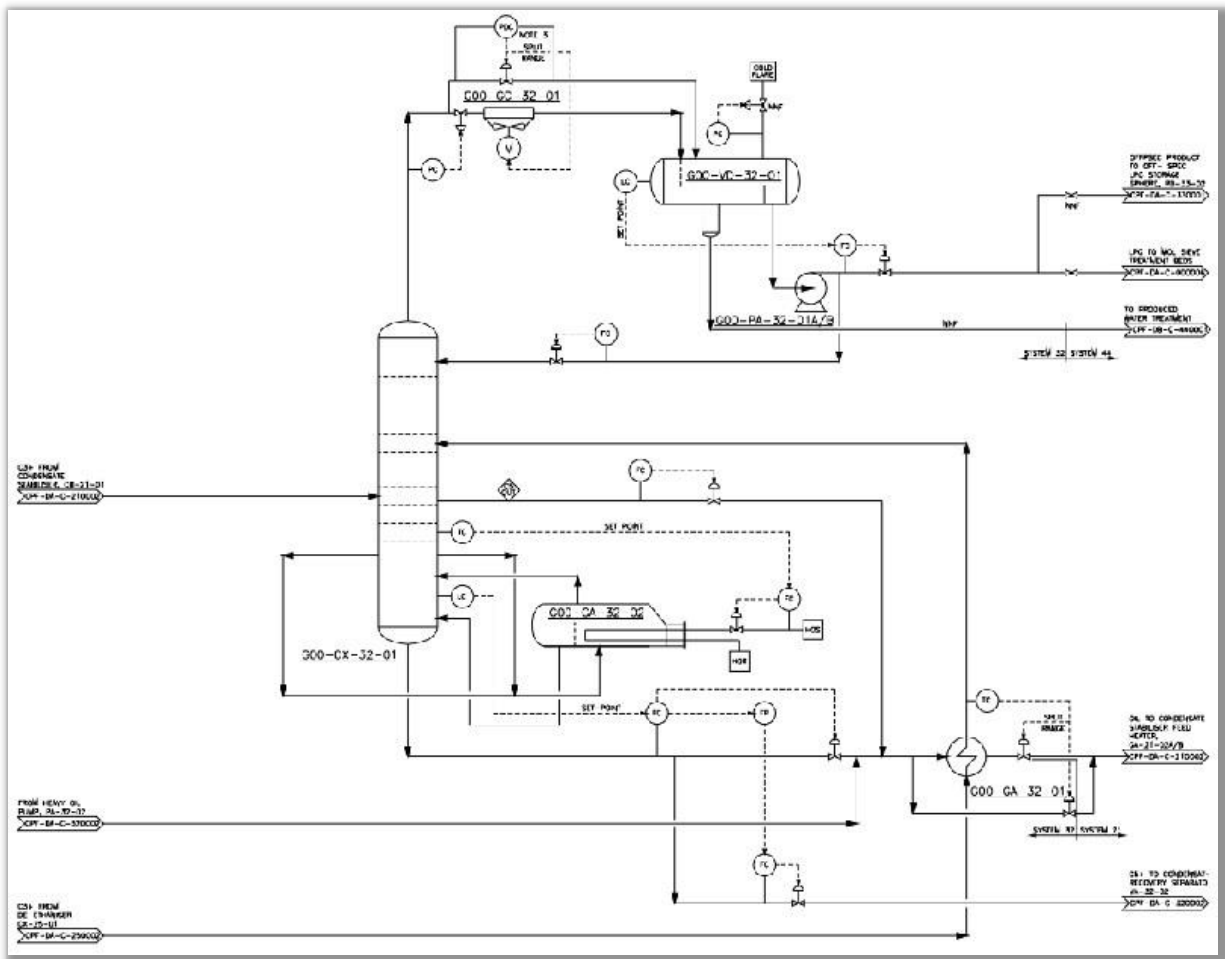


Figure 2.11- PFD du débutaniseur.

## 2.3 Stockage et expédition

### 2.3.1 GPL

Les bacs de stockage du GPL sont des ballons de forme sphérique où la pression est de 17 barg et la température ambiante. Il y a 4 sphères de stockage de GPL, Le produit conforme aux spécifications est stocké dans les trois sphères On-Spec (RB-32-01A/B/C) de capacité unitaire de 500 m<sup>3</sup>. Le GPL hors spécifications est stocké dans la sphère Off-Spec (RB-32-01D) de capacité unitaire de 500 m<sup>3</sup>. Le GPL non conforme est refoulé par des pompes pour retraitement.

Pour l'expédition du GPL des pompes d'expédition PA-33-02 A/B/C sont prévues pour refouler le GPL vers Gassi Touil.

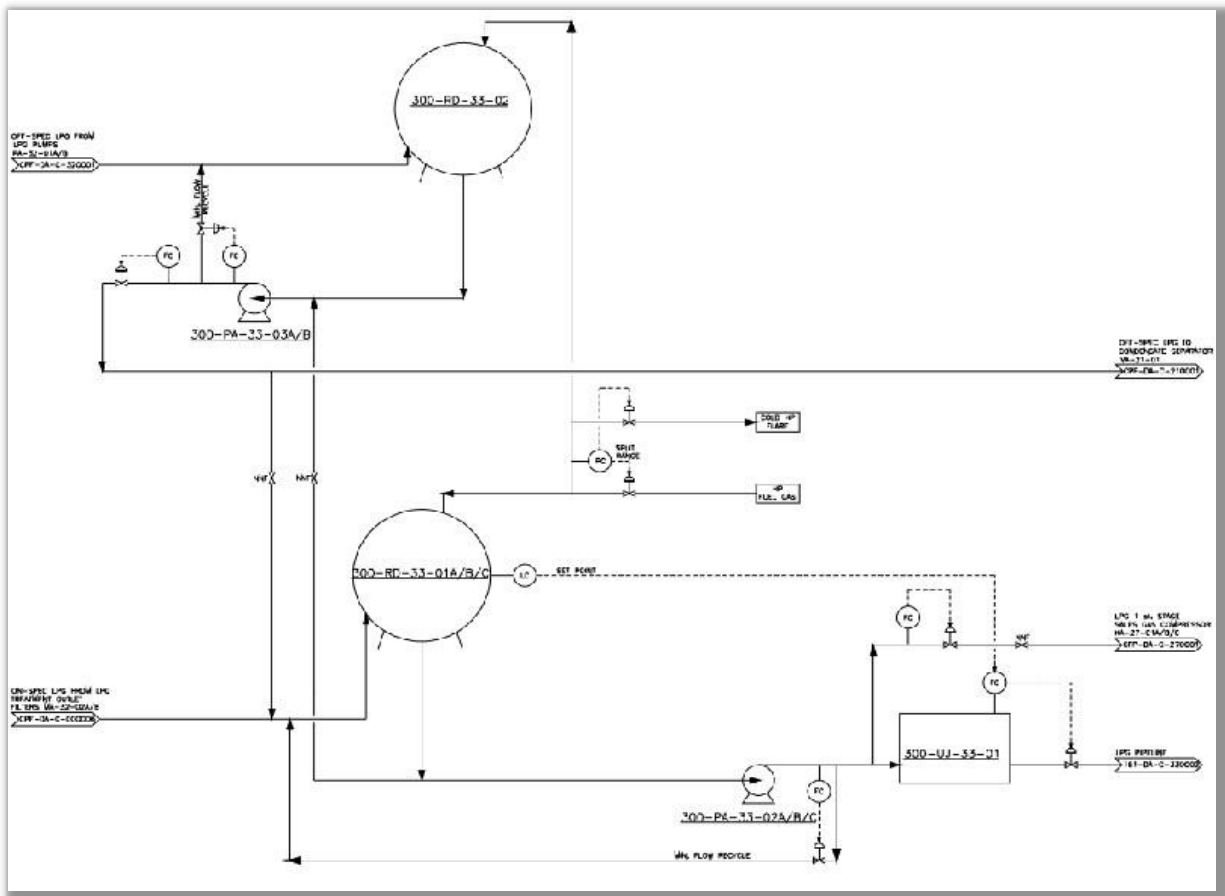


Figure 2.12- PFD de stockage GPL.

### 2.3.2 Condensat

Les deux réservoirs de stockage du produit condensât on-spec (RA-35-01A/B) sont de type toit flottant, avec une capacité de 4147 m<sup>3</sup>. Le condensât est stocké à la pression atmosphérique et a température ambiante.

Le condensât Off-Spec produit durant des conditions de perturbations ou de conditions anormales d'exploitation est dirigé vers le ballon de dégazage de condensât (VD-35-01) puis envoyé au bac de stockage de condensât Off-Spec (RL-35-02) qui est de type toit fixe de capacité de 1401 m<sup>3</sup> à pression atmosphérique. Ce condensât off-spec est envoyé au ballon VA-21-01 pour retraitement. Le condensât conforme est refoulé par des pompes booster des condensats (PA-35-01A/B) vers les pompes d'expédition des condensats (PA-35-02A/B) vers Gassi Touil.

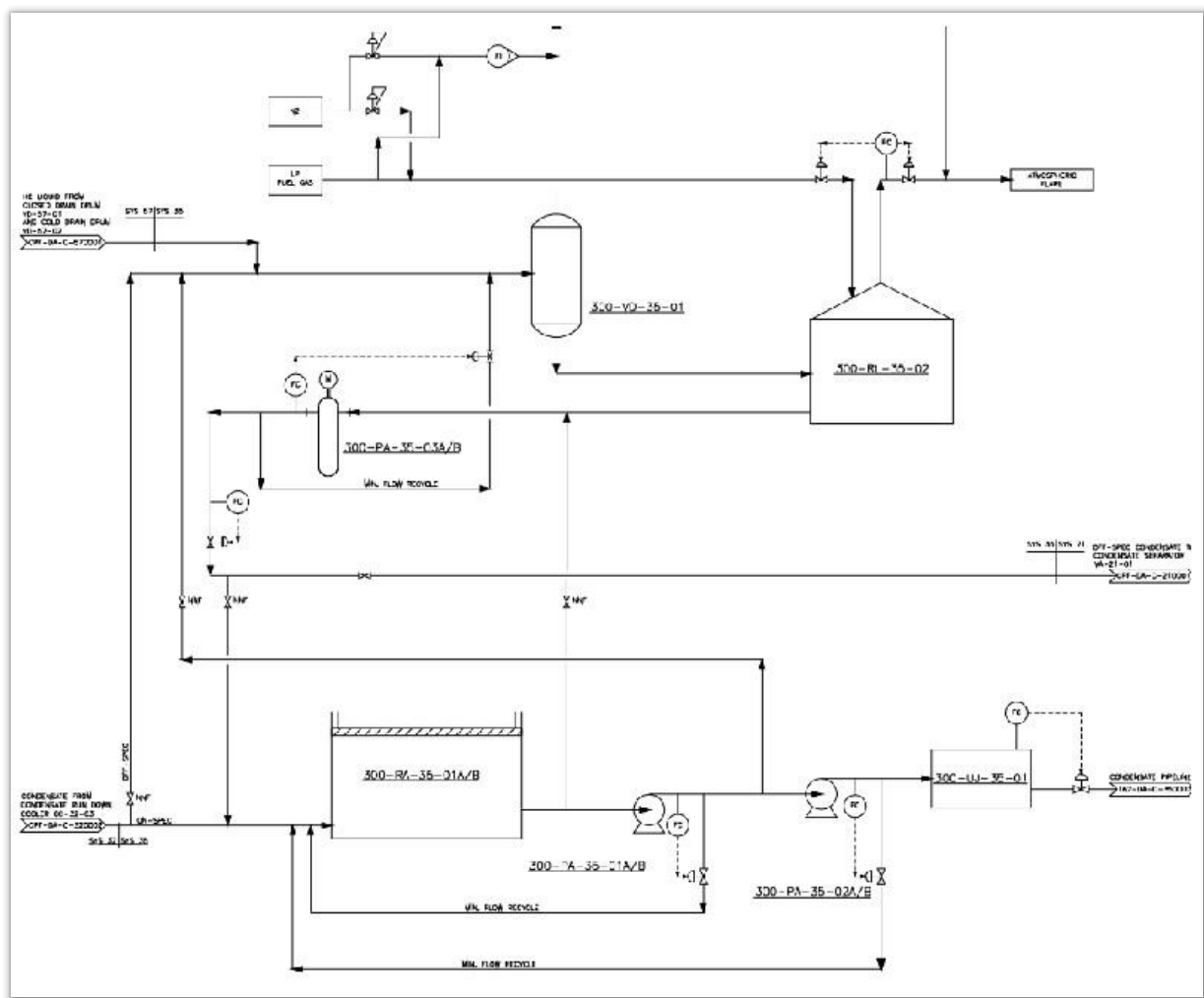


Figure 2.13- PFD de stockage du condensat.

### 2.3.3 Huile

L'huile conforme aux spécifications est stockée dans quatre bacs on-spec (RA-22-03 A/B/C et RA-22-05) qui sont de type de toit flottant et de capacité unitaire de 4904 m<sup>3</sup> pour (RA-22-03 A/B/C) et 4053 m<sup>3</sup> pour (RA-22-05). Des pompes booster sont prévues pour refouler l'huile vers les pompes d'expédition.

L'huile non conforme à la spécification est stocké dans le bac de stockage d'huile Off-Spec (RL-22-04) qui est de type toit fixe de capacité de 1666 m<sup>3</sup> à pression atmosphérique, après avoir envoyé au le ballon de dégazage d'huile. Les pompes (PA-22-05A/B) acheminent l'huile hors spécification vers le ballon (VA-21-01) pour retraitement.

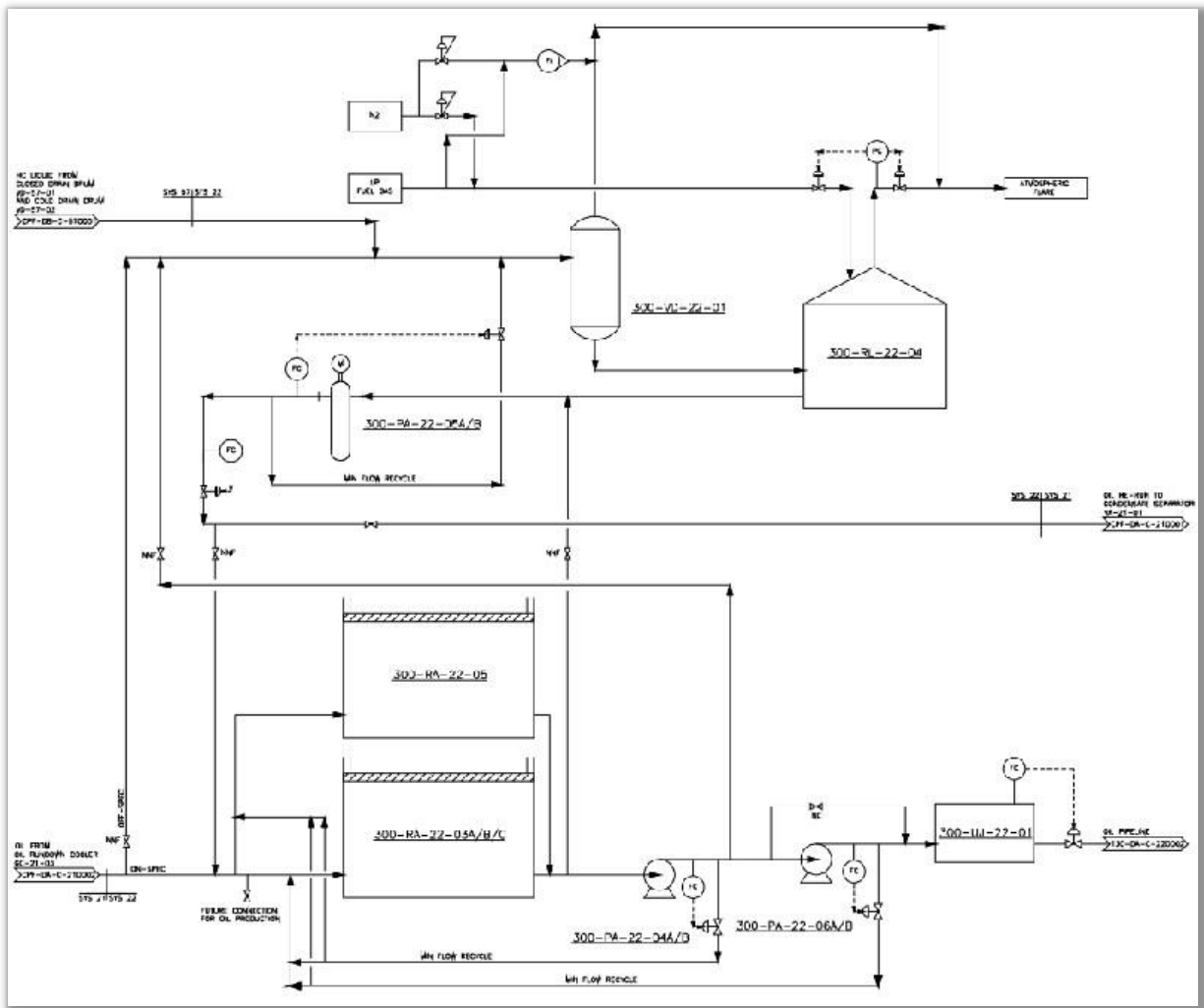


Figure 2.14- PFD de stockage d'huile.

## 2.4 Systèmes des Utilités

### 2.4.1 Systèmes de chauffage (Huile chaude) « système 41 »

- C'est un système de chauffage à circuit fermé avec un drainage et un système de stockage
- Au niveau de CPF-MLE, le fluide utilisé est une huile minérale pure (Torada TC 32).
- La pressurisation du circuit du liquide est garantie par le système de couverture au gaz inerte

□ L'utilisation de l'huile chaude

L'huile chauffée dans est distribuée, à travers un système de distribution en deux paliers selon les exigences diverses de service et de température des échangeurs individuels, pour fournir de la chaleur aux équipements suivants :

1) Premier palier :

- Echangeurs de régénération (GA-24-03A/B) et (GA-32-04A/B)
- Rebouilleur de la colonne de stabilisation (GA-21-01)
- Rebouilleur du débutaniseur (GA-32-02)

2) Deuxième palier :

- Rebouilleur du dééthaniseur (GA-25-04)
- Rebouilleur du régénérateur de l'amine (GA-28-01)

□ Récupération de la chaleur perdue

L'huile chaude est acheminée vers la surchauffeur en échappement des turbines de compression de gaz, à partir du refoulement des pompes de circulation.

□ Réchauffeur direct (Fours)

Il Ya 2 fours : le 1<sup>ère</sup> à 6 bruleurs et le 2<sup>ème</sup> a 8 bruleurs, la combustion se fait par le fuel gaz.

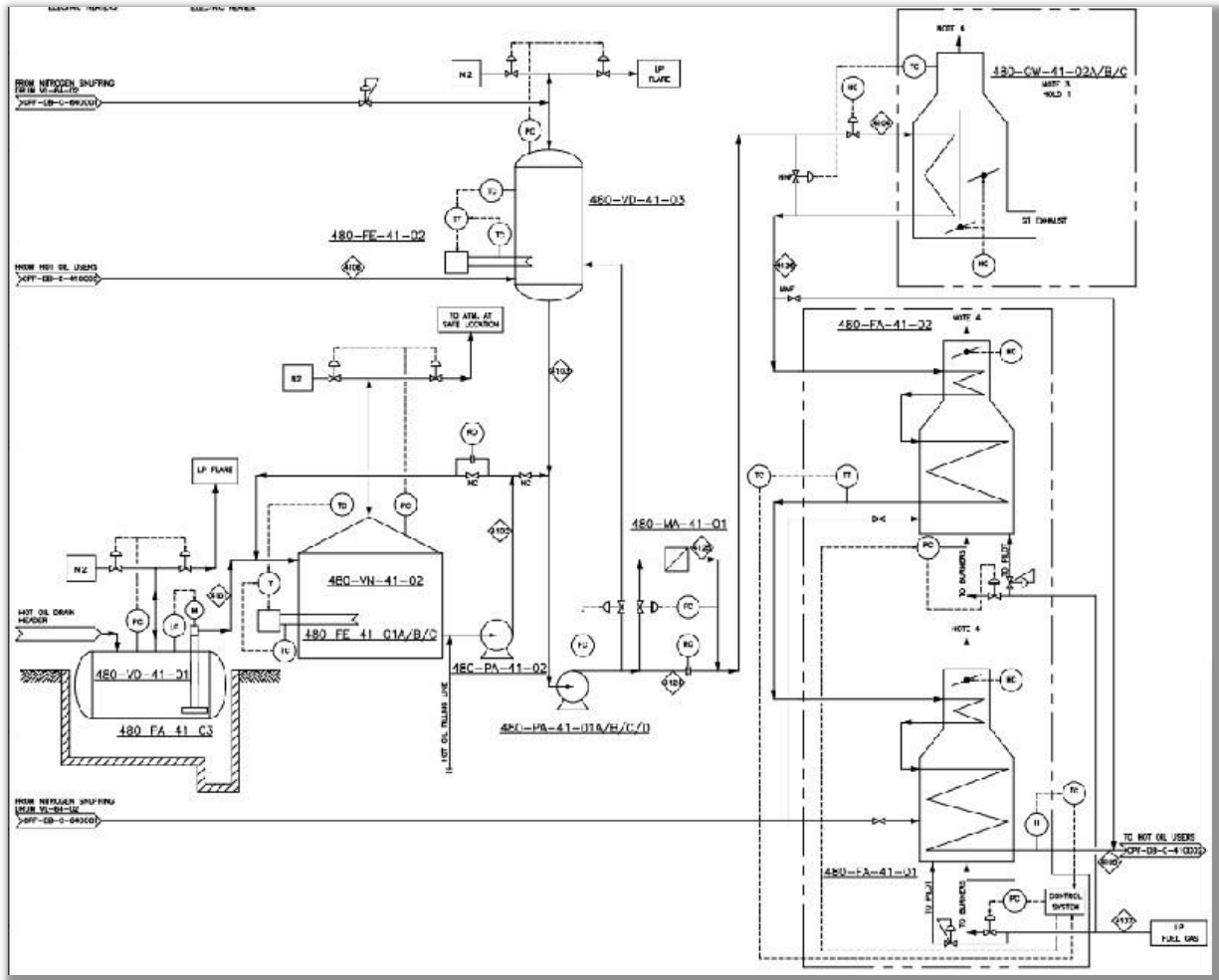


Figure 2.15- PFD du système de chauffage 'huile chaude'.

## 2.4.2 Système d'injection des produits chimiques

### 2.4.2.1 Système d'injection de Méthanol

Le méthanol est disponible à travers un collecteur dédié de distribution de tuyauterie de 2-pouces afin d'inhiber ou de dissoudre les hydrates pouvant se former périodiquement dans les lignes de gaz et les équipements froids, tels que les échangeurs de chaleur et les ballons.

### 2.4.2.2 Système d'injection d'inhibiteur de corrosion

La description du système d'injection des inhibiteurs de corrosion présume qu'un inhibiteur de phase liquide sera injecté continuellement dans le fluide du courant de puits à chaque tête de puits et au CPF. L'inhibiteur de corrosion s'écoule efficacement le long de la canalisation en assurant la protection du système contre les taux de corrosion élevés. A

chaque point où la vapeur saturée en liquide et en eau est séparée, l'inhibiteur de corrosion doit être réinjecté dans la tuyauterie de phase vapeur afin de s'assurer que la condensation d'eau ne provoquera pas des taux de corrosion élevés.

### 2.4.2.3 Système d'injection d'anti mousse pour l'amine

L'anti mousse est un produit liquide injecté pour éliminer la formation de la mousse à l'entrée du ballon de séparation de l'amine riche (VD-28-01) et à l'aspiration des pompes d'amine pauvre (PA-28-01 A/B), avant d'entrer dans l'absorbeur du gaz acide (CA-28-01).

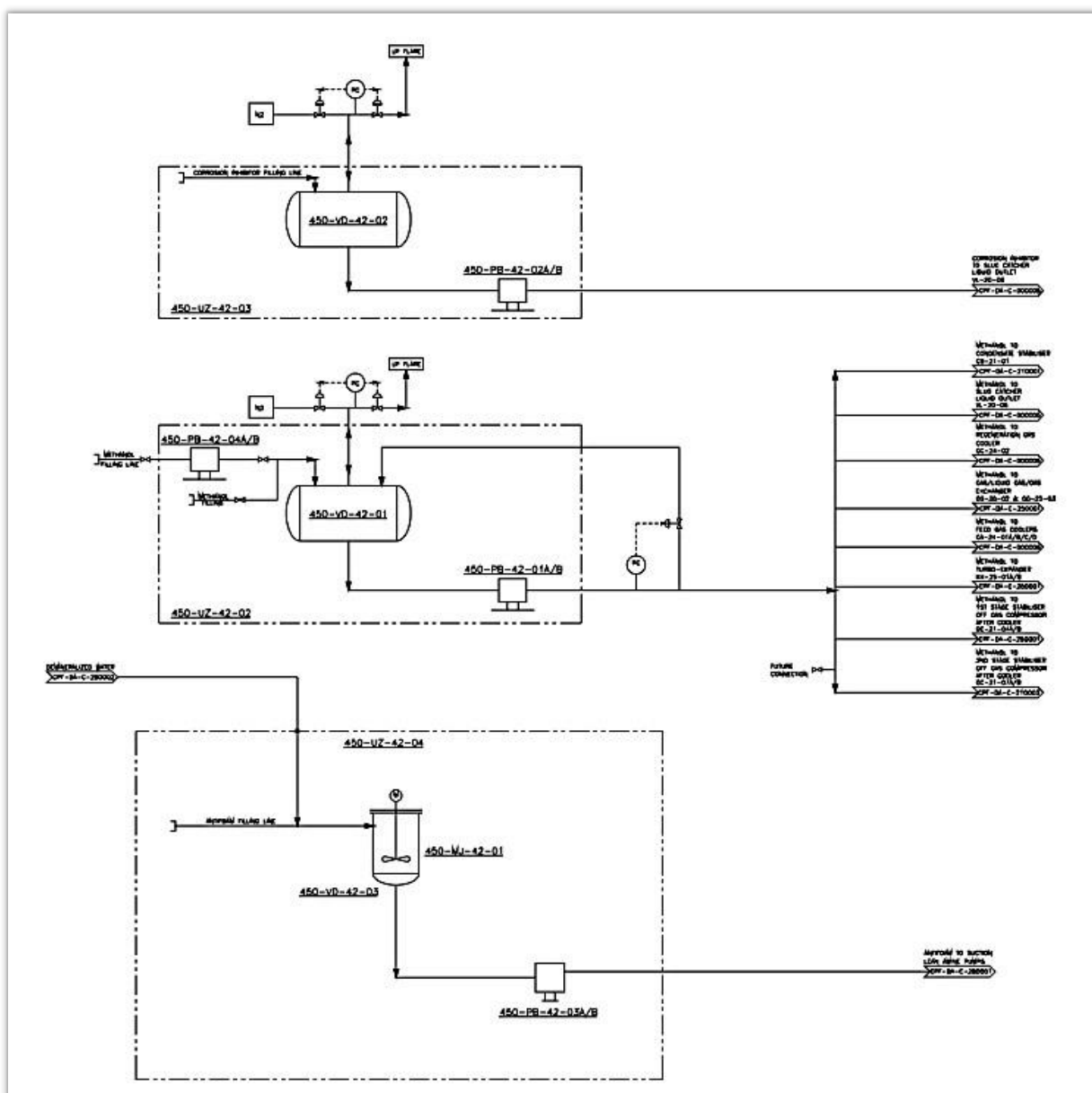


Figure 2.16- PFD du système d'injection des produits chimiques.

### 2.4.3 Réseau de la torche, d'évacuation et de purge « Système 43 »

Le réseau de torche a quatre sous-systèmes:

- Torches à haute pression (HP)
  - Collecteur de torche HP a chaud.
  - Collecteur de torche HP à froid.
- Torche basse pression BP.
- Torche atmosphérique.

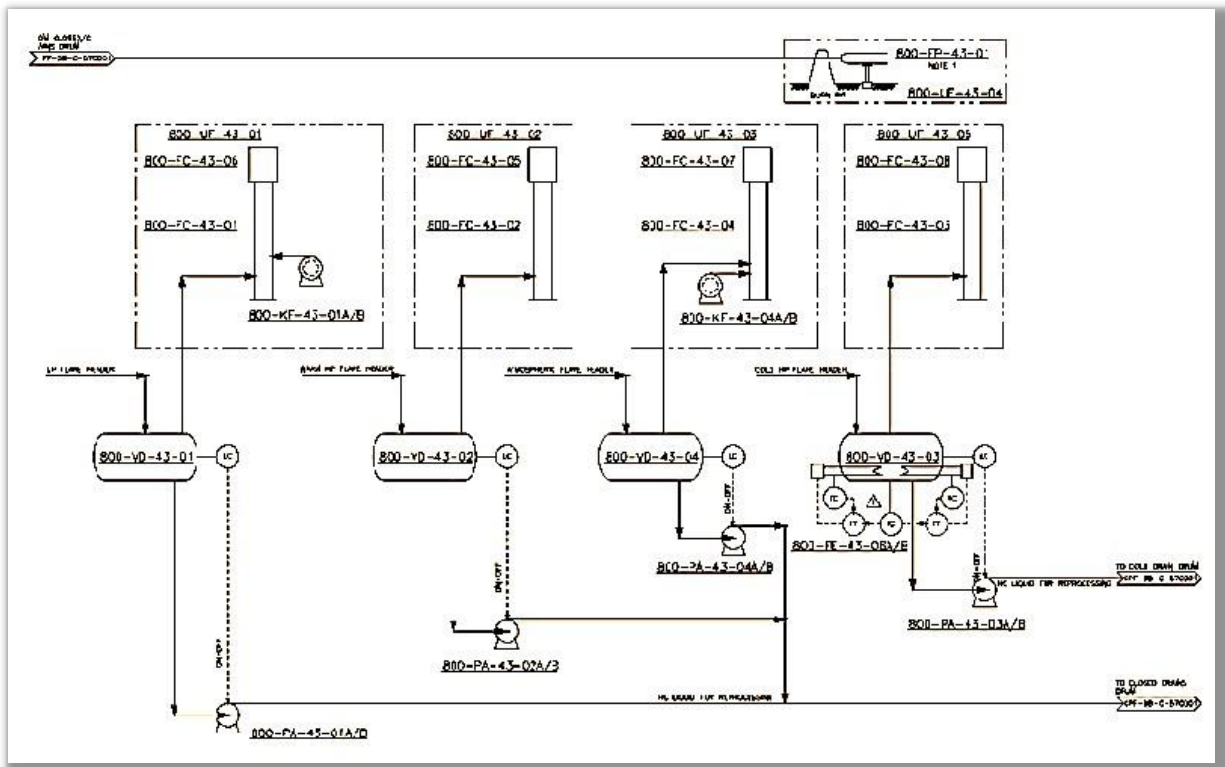


Figure 2.17- PFD du système torche, évacuation et purge.

### 2.4.4 Système de traitement de l'eau produite « Système 44 »

Un réservoir à vaporisation d'eau produite, est fourni pour collecter l'eau produite provenant principalement de : séparateur de gaz de régénération, séparateur et coalesceur du condensât, scrubbers d'aspiration de compresseur off-gaz, ballon reflux du debutaniseur. Le condensât collecté sur la surface d'eau dans le réservoir de vaporisation d'eau produite est drainé via un tube plongeur vers le réservoir de drainage fermé des hydrocarbures. L'eau est acheminée sous le contrôle de niveau d'interface jusqu'au séparateur API (WV-44-03), où le condensât entraîné est séparé.

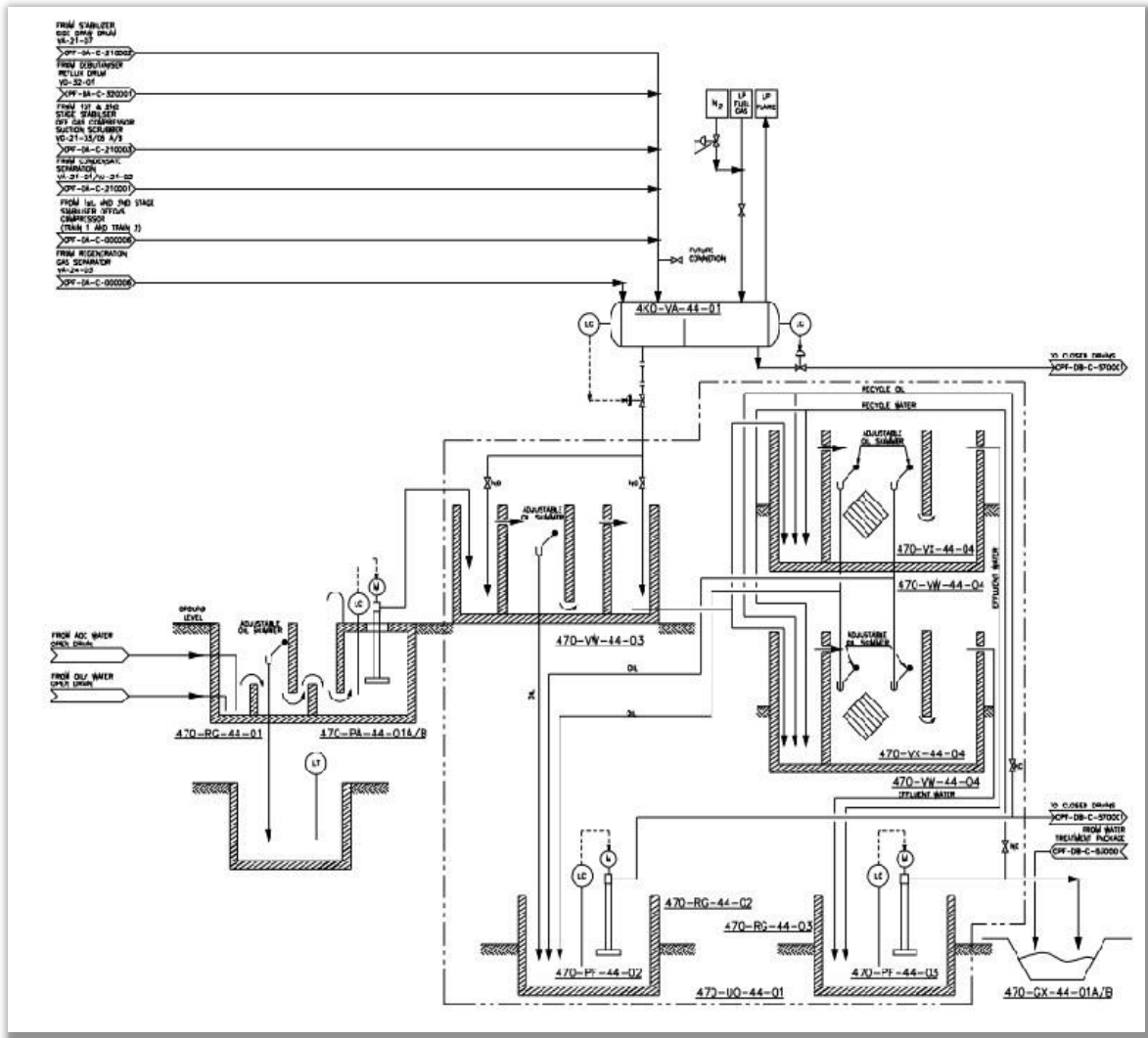


Figure 2.18- PFD du système de traitement de l'eau produite.

### 2.4.5 Système de gaz combustible (fuel gaz) « Système 45 »

Il y a deux systèmes de gaz combustible, un à haute pression (HP) environ 42 barg et un à basse pression (BP) à 7 barg. Les utilisateurs du gaz combustible à HP sont:

- Turbines à Gaz des Compresseurs du Gaz à vendre.
- Gaz d'étanchéité pour le Turbo Extenseur / Ré-compresseur.
- Gaz de couverture pour les Sphères de Stockage du GPL.
- Gaz combustible BP.

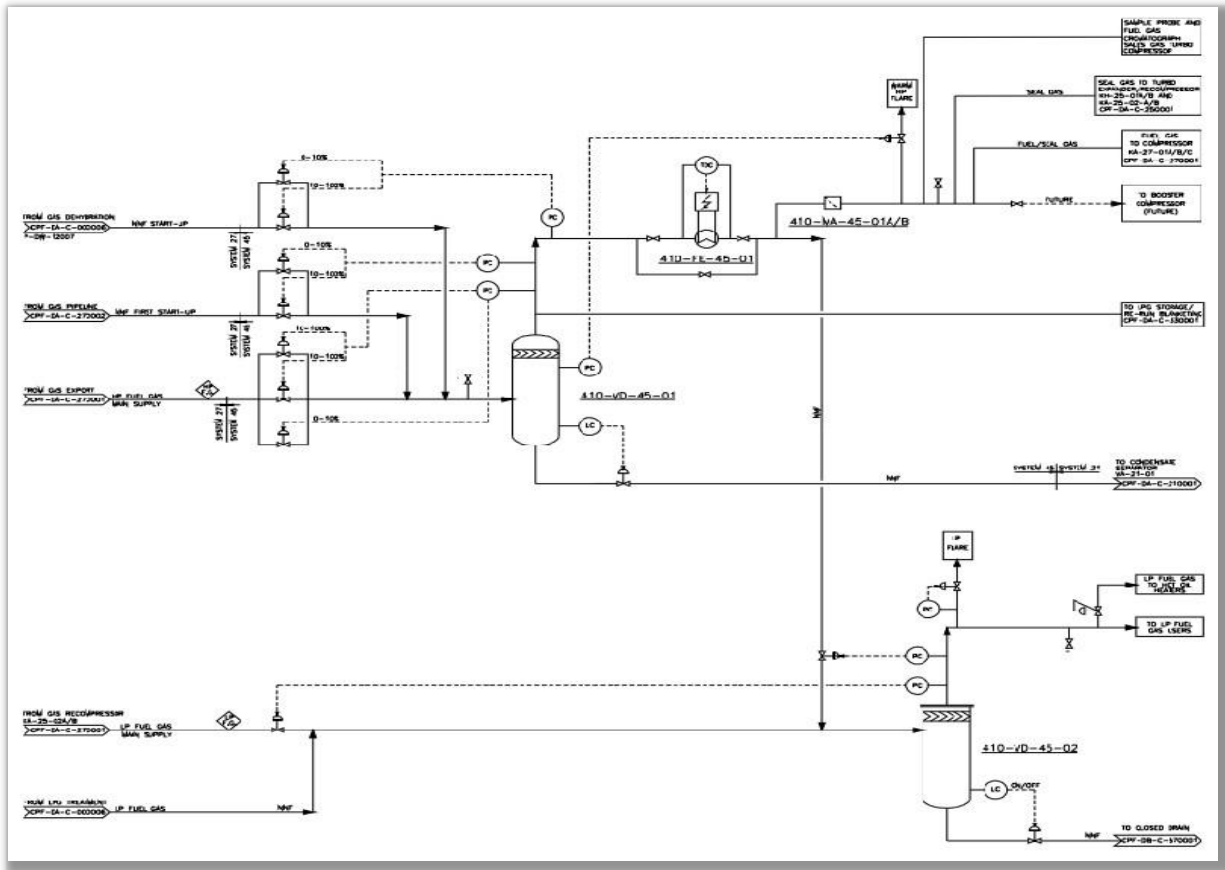


Figure 2.19- PFD du système de gaz combustible.

### 2.4.6 Système d'eau de source « système 50 »

L'eau brute est directement distribuée par les pompes d'eau du puits (PS-50-01A/B/C/D) vers l'unité de traitement d'eau potable (Système 53) et le réservoir de stockage d'eau anti incendie (RB-71-01A/B). L'écoulement passe d'abord par les filtres à cartouche (MA-50-01A/B) puis stocké dans le réservoir d'eau brute (RB-50-01).

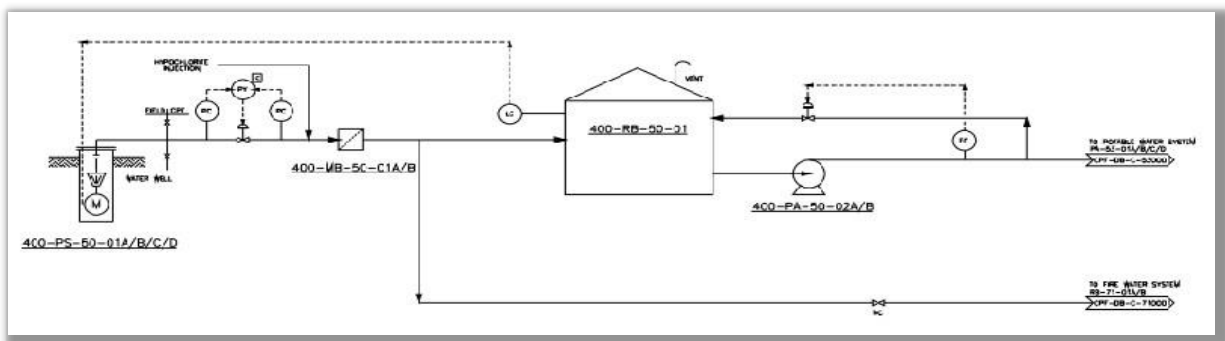


Figure 2.20- PFD du système d'eau de source.

### 2.4.7 Système d'eau potable « système 53 »

L'eau sortante du réservoir de stockage de l'eau brute passe dans les filtre (MB-53-01A/B/C/D), s'écoule vers l'unité de traitement d'eau potable via les pompes (PA-50-02A/B) est traitée à l'unité d'osmose inverse (R.O). A partir de ce point, le concentré d'eau est circulé jusqu'au drain ouvert lorsque l'eau traitée passe aux :

- ❑ Réservoirs de stockage d'eau potable (RB-53-02A/B).
- ❑ Réservoirs de stockage d'eau de service (RB-53-04).
- ❑ Réservoir d'eau anti-incendie (RB-71-01A/B).
- ❑ Unité d'eau déminéralisée.
- ❑ Unité de lavage et rinçage de l'osmose.

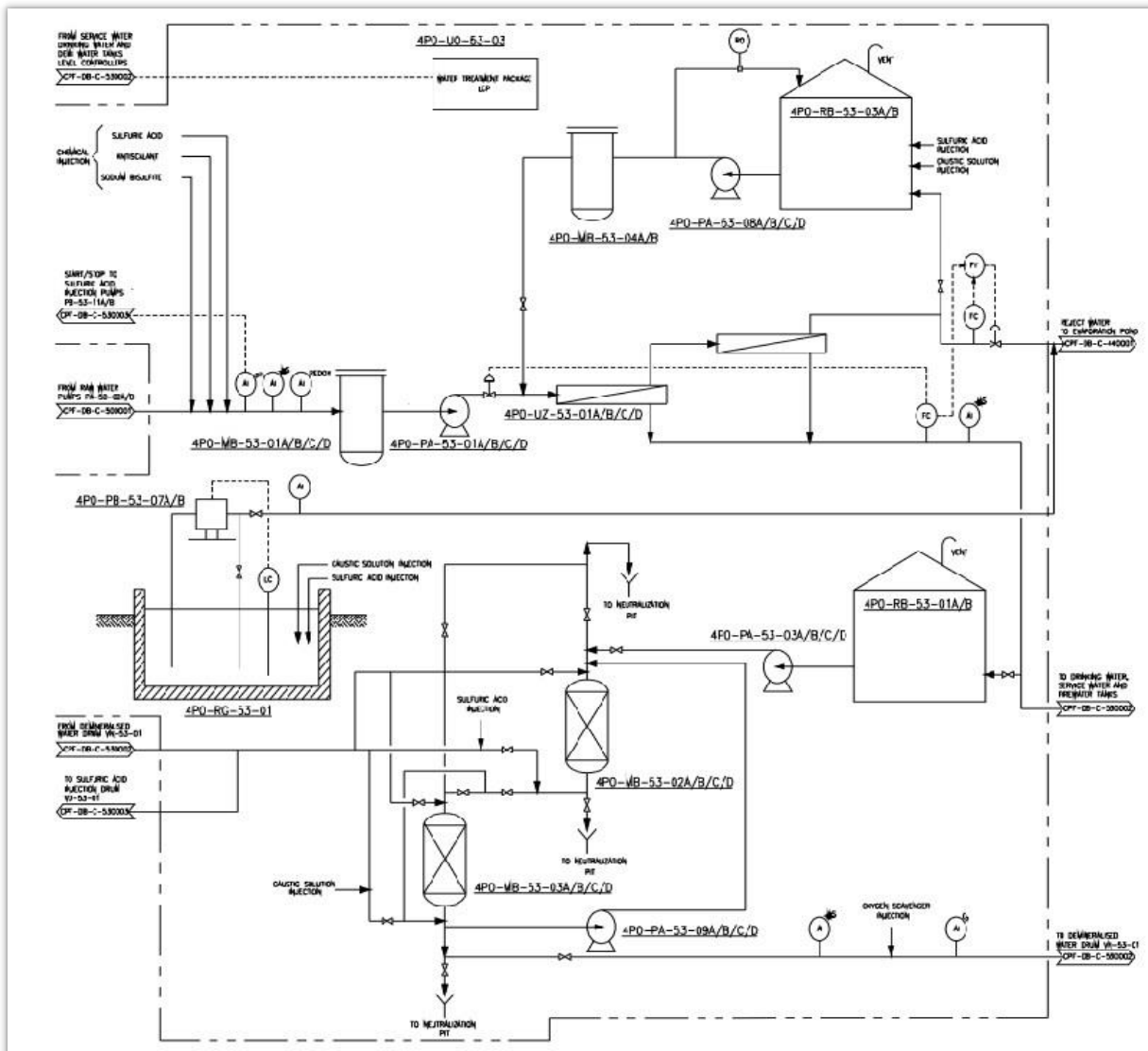


Figure 2.21- PFD du système d'eau potable.

#### **2.4.8 Système de drainage ouvert « Système 56 »**

Le système de drainage ouvert est un système souterrain, subdivisé en deux collecteurs, l'un est destiné à la collecte d'eau superficielle contaminée par l'huile y compris les fluides des bacs d'égouttement ainsi que les petites quantités d'huile provenant des plateaux récepteurs. L'autre sert à la collecte des drainages provenant des réservoirs qui ne contiennent pas d'hydrocarbure et d'eau qui n'est normalement pas contaminée par l'huile, en incluant l'eau de surface s'écoulant à partir de toutes les zones pavées de l'installation.

Le drainage par gravité du collecteur est assuré jusqu'au séparateur API, où l'huile est séparée de l'eau. Les hydrocarbures récupérés dans la fosse de collecte d'huile sont pompés périodiquement par la pompe (PF-44-03) de retour des hydrocarbures du séparateur API vers le bassin d'évaporation, situé au nord de l'installation. A partir du bac de vidange, l'huile est envoyée vers le système de drainage fermé (système 57) par la pompe (PF-44-02).

Un réseau de drainage séparé qui collecte l'eau propre, en particulier des trop-pleins du réservoir d'eau et des drains, est acheminé directement vers le bassin d'évaporation qui est prévu pour éviter une érosion potentielle de sol pouvant se produire si de telles eaux pouvaient s'écouler jusqu'à ce niveau. L'eau traitée provenant de l'unité de traitement des eaux usées du CPF, est également acheminée directement vers le bassin d'évaporation via ce réseau.

#### **2.4.9 Système de drainage fermé « Système 57 »**

Le système de drainage fermé est un système de collecte de drains d'exploitation et de maintenance à partir des équipements contenant des hydrocarbures. Le système est divisé en deux réservoirs, un réservoir de drainage fermé (VD-57-01) alimenté par un collecteur de drainage fermé humide. Le deuxième réservoir de drainage froid (VD-57-02) sert à collecter des hydrocarbures à froid. Les deux ballons sont ventilé au collecteur de torche BP avec un support d'azote pour dégager en toute sécurité les vapeurs hydrocarbures libérées.

Le système de drainage fermé est divisé pour minimiser la possibilité de flux humide et le mélange de flux au-dessous du 0°C ainsi que la formation de bloc de givre dans le système de drainage. Tout flux chaud des hydrocarbures en dessus de 0°C sera acheminé vers le collecteur de drainage fermé à chaud (VD-57-01), lorsque le flux est froid au-dessous du 0°C sera acheminé vers le collecteur de drainage fermé à froid (VD-57-02). Ce dernier est mené des réchauffeurs (FE-57-02 A/B) qui permettent le réchauffement des liquides pour l'élimination des stocks à travers l'évaporation des liquides froids.

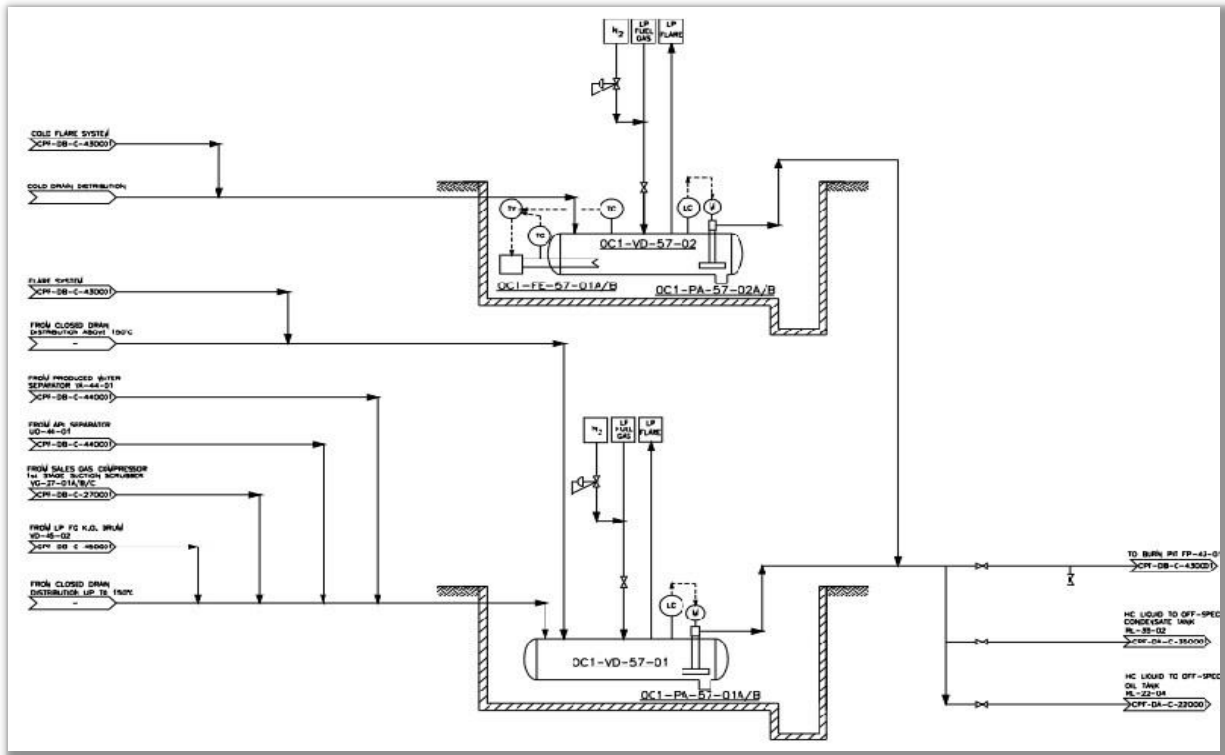


Figure 2.22- PFD du système de drainage fermé.

#### 2.4.10 Système diesel « Système 62 »

Le combustible diesel est fourni à l'installation dans des camions citernes et est déchargé vers les réservoirs de stockage diesel (RA-62-01) au CPF. Le système de distribution est composé de deux pompes de distribution diesel (PA-62-01A/B), deux filtres diesel (MA-62-01A/B) en amont du réservoir de stockage et deux filtres (MB-62-02A/B) en aval du réservoir de stockage diesel et d'un réseau de tuyauterie.

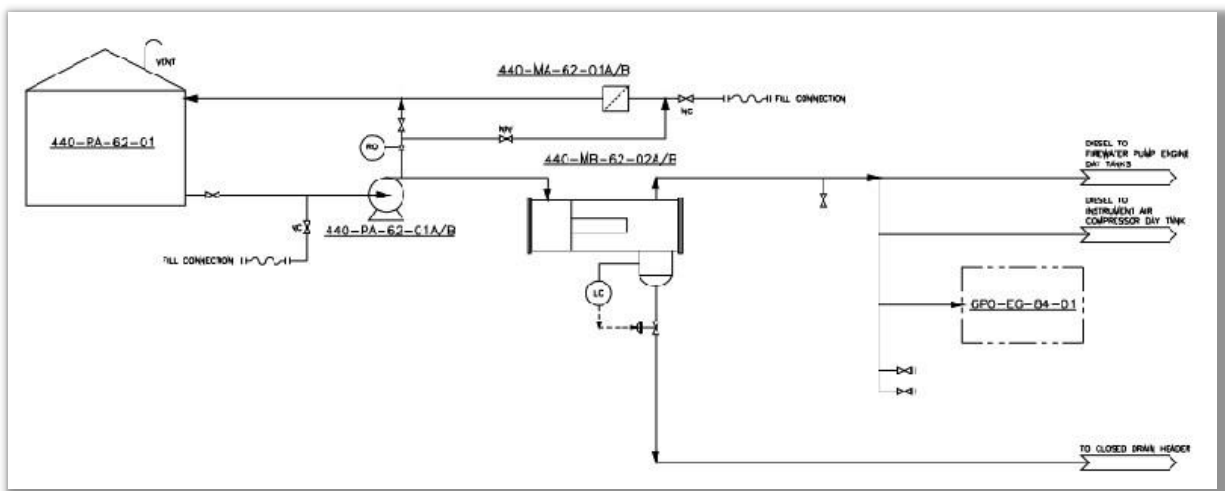


Figure 2.23- PFD de système d'alimentation diesel.

### **2.4.11 Système d'air comprimé « système 63 »**

L'unité du Compresseur d'air, comprenant six compresseurs, cinq compresseurs avec alimentation électriques (HA-63-01 A/B/C/D/E) et un sixième avec alimentation diesel, aspirent l'air atmosphérique et le pressurise après filtration pour alimentation aux systèmes suivants :

- Réseau d'air de service
- Sécheurs d'air instrument
- Générateur d'azote

L'unité d'air est composée de six compresseurs d'air à deux étagés. Chaque compresseur est calculé pour 1550 Nm<sup>3</sup>/h, à savoir 33% de l'exigence totale en air. Etant donné que la charge totale d'air change dans les trois systèmes, la pression du réservoir d'air humide fluctuera et les compresseurs seront chargés ou déchargés afin de satisfaire aux exigences.

La pression du système est contrôlée dans la gamme P min (8 barg) et P max (10 barg) par les chargements et déchargement du compresseur basés sur les paramètres de volume et le taux de changement dans la pression du système.

#### **2.4.11.1 Système d'air service**

L'air comprimé fourni aux stations des utilités à une pression nominale de 10 barg passe dans le receveur d'air service (VL-63-02). Selon l'usage d'air, la pression peut varier de 9.0 barg à 10.5 barg. Si la pression du système d'air humide chute au-dessous de 9 barg, l'alimentation au réseau d'air des utilités sera isolée, afin d'assurer que l'alimentation est maintenue de préférence jusqu'au système d'air instrument. L'alimentation d'air des utilités est rétablie à la pression du collecteur d'air humide de 9,5 barg.

#### **2.4.11.2 Système d'air instrument**

L'air comprimé alimente l'unité de sécheurs d'air instrument (HA-63-0A/B/C), à partir du collecteur commun d'air humide à une pression d'environ 9,5 barg et une température de 30°C. L'air humide passe à travers un pré filtre de 1 µm (MA-63-01/03/05A/B), deux ballons (CX-63-01/02/03A/B) et filtre MA-63-02/04/06 A/B), le gaz de sortie provenant du sécheur est acheminé vers le réservoir d'air instrument (VL-63-01A/B). L'air de sortie provenant du réservoir d'air instrument est réduit à 8 barg et acheminé vers le réseau d'air des instruments.

Les sécheurs sont régénérés alternativement avec une séquence chronométrie en passant un filet de prélèvement d'air sec de la sortie direct du sécheur en service jusqu'au sécheur de

régénération via un orifice de purge. L'air sec passe en aval à travers le sécheur afin de désorber l'humidité et de sortir initialement via la vanne de dépressurisation.

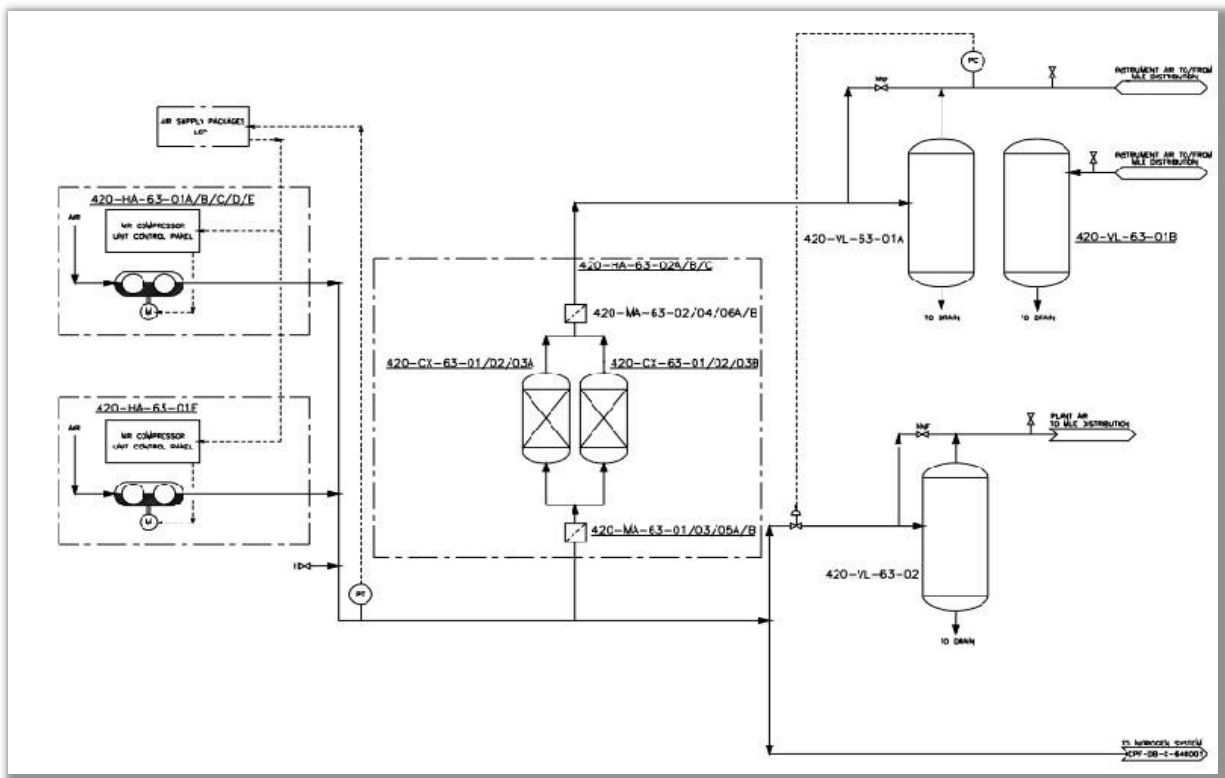


Figure 2.24- PFD de système d'air comprimé.

#### 2.4.12 Système de l'azote « Système 64 »

L'installation de générateur de gaz inerte (UN-64-01) utilise une technologie de membrane pour filtrer l'azote de l'air propre fourni par l'unité de compresseur d'air, à travers le récepteur d'air humide (VL-64-03) passe par le ballon (VA-64-01A) puis un filtre à charbon actif (MB-64-01A) et deux filtres à cartouche (MA-64-01A/B). Le séparateur consiste en une bande de membranes en fibres creuses semi-perméables dans un ballon cylindrique, où le flux d'air comprimé est refendu en un filet de produit d'azote, ainsi qu'un filet de reflux d'air enrichi en oxygène. L'oxygène rejeté par le générateur d'azote est acheminé vers l'atmosphère.

Une unité de compression de l'azote (UZ-64-01 A) est installée près des sécheurs conçus pour fournir l'azote à 40barg en cas de besoin.

L'azote est utilisé au niveau de l'unité pour les besoins suivants :

- Comme gaz de couverture pour maintenir une pression positive sur les bacs de stockage contenant des hydrocarbures.

- Comme gaz de purge pour éliminer les hydrocarbures provenant des équipements en préparation pour maintenance.
- Comme gaz de purge pour éliminer l’oxygène provenant des équipements en préparation pour démarrage (inertage).
- Comme gaz de purge / séparation (ex. étanchéités de compresseurs) pour équipement d’exploitation.
- Comme gaz d’étouffement dans les réchauffeurs d’huile chaude.

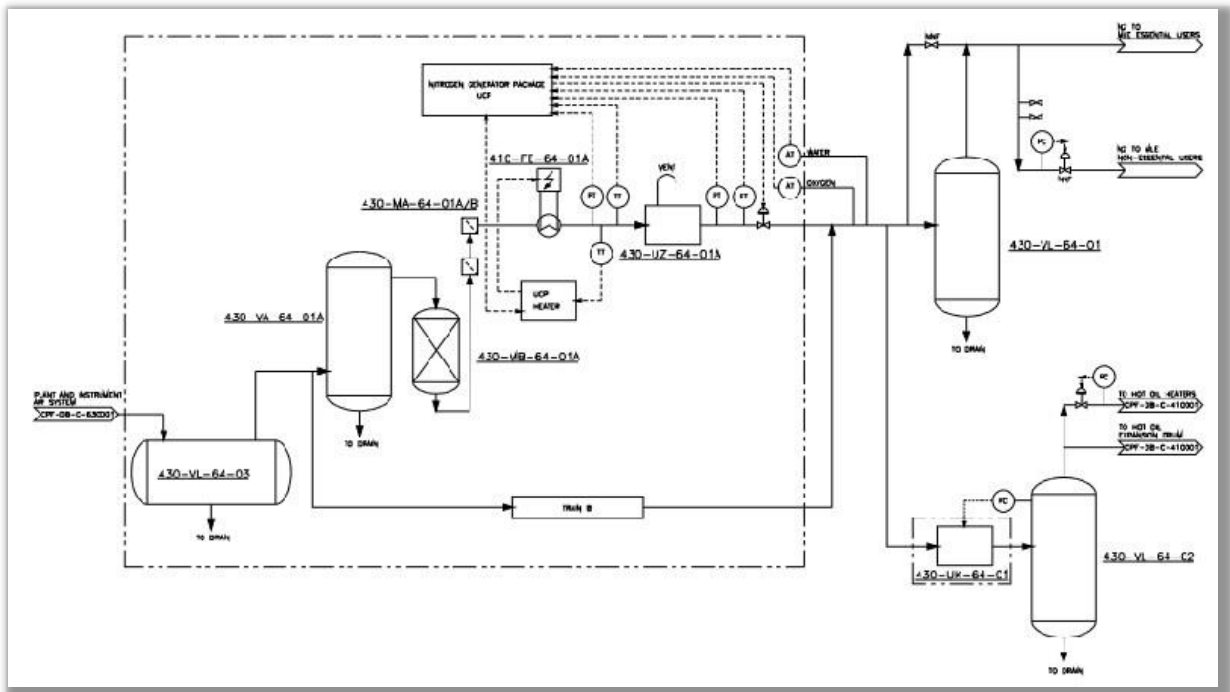


Figure 2.25- PFD de Système de génération et distribution de l’azote.

### 2.4.13 Système d’eau anti-incendie « Système 71 »

L’eau anti-incendie est prélevée du circuit d’eau traitée provenant de l’unité de traitement d’eau. L’eau traitée est alimentée sous le contrôle de niveau à partir de l’unité de traitement vers le réservoir de stockage d’eau anti-incendie (RB-71-01A/B) avec une capacité nominale de 16800m<sup>3</sup>.

Le collecteur fermé d’eau anti-incendie est desservi par pompes eau anti-incendie suivantes :

- Pompes Jockey (PA-71-01A/B) à moteur électrique de 30 m<sup>3</sup>/h
- Pompes à moteur électrique (PA-71-02A/B) de 700 m<sup>3</sup>/h
- Pompes diesel (PA-71-03A/B) de 700 m<sup>3</sup>/h

L'alimentation en eau anti-incendie vers le site est assurée par un réseau à collecteurs fermés alimentant les systèmes déluges, les moniteurs, les dévidoirs de tuyaux et les systèmes à mousse.

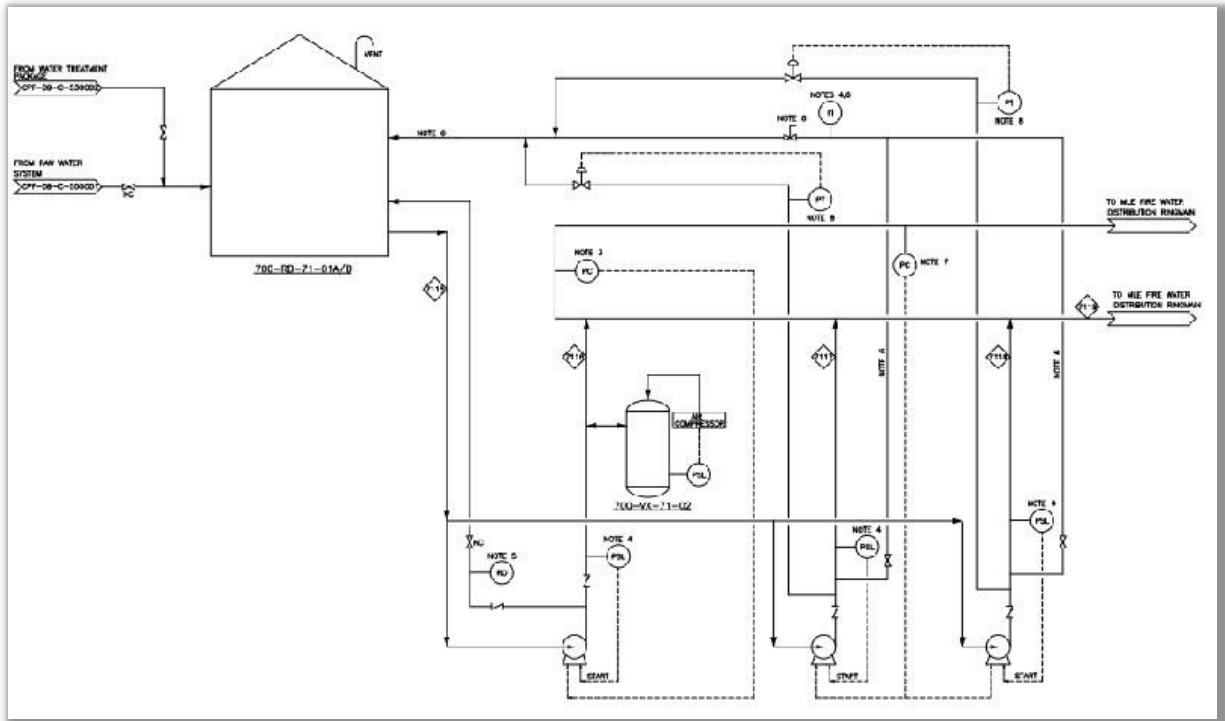


Figure 2.26- PFD de système d'eau anti-incendie.

## 2.5 Spécification des produits finis

Tableau 2.1-Spécification du gaz à vendre.

Teneur en eau	~50 ppm par volume
Pouvoir calorifique, HHV	$9150 \leq PCS \leq 9800 \text{ Kcal/cm}^3$
CO <sub>2</sub> , Mol %	~2,0
H <sub>2</sub> S	~1,3 ppm par volume

Tableau 2.2-Spécification du GPL.

Teneur en fraction légère C2	~3.0 mol%
Teneur en fraction lourde C5	~0.4 mol%
Teneur en fraction C3/C4	88% minimum
Teneur en H2O	≤1ppmv

Tableau 2.3- Spécification condensat.

Densité	0.70 - 0.73
Basic Sédiment & Water (BSW)	Traces
Teneur en Sel	Nulle
Teneur en Soufre	~0.005 poids%
Tension de vapeur Reid (TVR)	~0.45 (Eté), ~0.69(Hiver)

Tableau 2.4- Spécification de l'huile.

Densité	0.7902 - 0.8082
Basic Sédiment & Water (BSW)	~0,5 Volume %
Teneur en Sel	~0.004 poids %
Teneur en Soufre	~0.2 poids %
Tension de vapeur Reid (TVR)	~0.45 (Eté), ~0.69(Hiver)

## Chapitre 3 : Déshydratation du gaz naturel

### 3.1 Introduction

Le gaz naturel est contaminé par l'eau quand il sort du réservoir. Comme la pression du gaz diminue, le gaz devient plus frais et de l'eau se précipite et de se faite elle doit être éliminée. Les composantes dominantes du gaz naturel, en particulier le méthane a la capacité de former des hydrates lorsque la température et la pression le permet, quand le gaz est suffisamment refroidi et que la pression dépasse un certain niveau les hydrates se forment. Ceci est largement traité dans la littérature Pour l'instant, nous concluons simplement que l'élimination d'eau est une nécessité. (A.Eimer, 2014).

Pour être transporté par pipeline, le gaz naturel doit répondre à certaines spécifications, la pression, le débit, la température et éventuellement d'autres spécifications comprennent la teneur maximale en eau, teneur en hydrocarbure condensable, les concentrations admissibles de contaminants comme le H<sub>2</sub>S, le CO<sub>2</sub>, les mercaptans, Ce chapitre se concentre sur les principes du traitement Pour l'élimination de l'eau et la sélection de l'équipement requis. (Ghalambor & Dr.Boyun, 2005).

### 3.2 Les hydrate

Dès le début du siècle, l'exploitation du gaz naturel s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par dépôt de cristaux, d'abord considérés comme étant de la glace. Ces cristaux sont, en fait, constitués par des hydrates de gaz naturel apparaissant bien au-dessus de la température de la formation de la glace. Il s'agit de composés d'inclusion que forment avec l'eau certains des constituants du gaz naturel et en tout premier lieu le méthane.

Pour éviter le bouchage des canalisations, les installations de production et de transport doivent être protégées des risques de formation d'hydrate. Une première façon d'y arriver consiste à déshydrater le gaz naturel. Lorsque ce n'est pas possible il faut se placer dans des conditions de température et de pression permettant d'éviter la formation des hydrates ou introduire un inhibiteur. (ROJEY, 1994).

### 3.2.1 Structure de base

En présence d'un gaz léger, les molécules d'eau peuvent former une structure cristalline régulière comprenant des cavités ou cages, dans lesquelles sont piégées les molécules de gaz. En raison de cette structure en cages, les hydrates appartiennent à la catégorie des composés d'inclusion appelés clathrates.

Le réseau cristallin est dû aux liaisons hydrogène entre les molécules d'eau et il est stabilisé par les molécules de gaz, qui sont-elles-mêmes retenues dans les cages par des forces de Van Der Waals.

Seules les molécules dont le diamètre est compris dans une certaine fourchette peuvent former ces inclusions ; en effet, le diamètre de la molécule doit être inférieur au diamètre de la cavité (ou voisin de ce diamètre) pour que la molécule puisse entrer dans la cavité et en même temps suffisamment grand, pour que le réseau cristallin soit stable

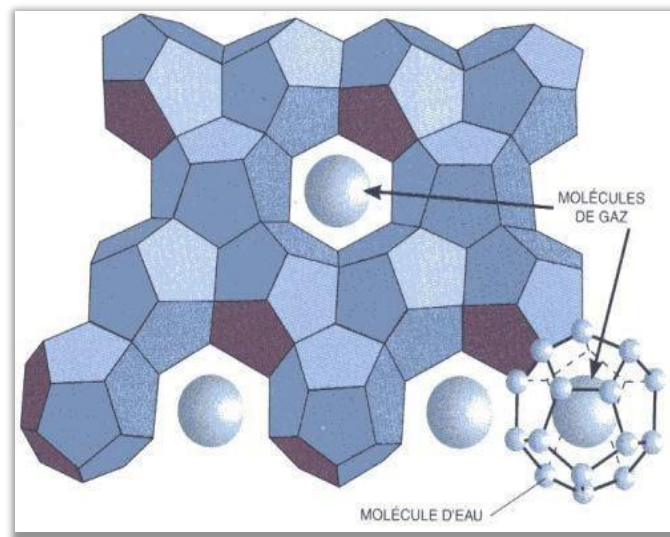


Figure3.1- Structure de base des hydrates.

Deux structures différentes du réseau cristallin, appelées structure I et structure II, ont été mises en évidence par diffraction des rayons X.

Dans ces structures, le motif de base est un pentagone formé par les molécules d'eau reliées par des liaisons hydrogène, alors que la glace dans sa structure la plus courante (structure II) est formée d'anneaux hexagonaux empilés, ces motifs pentagonaux s'assemblent dans l'espace en formant des dodécaèdres à faces pentagonales, désignés par la notation (ROJEY, 1994).

### 3.2.1.1 Hydrates de structure I

Concerne des molécules de petite taille tel que :

- ❖ Le méthane.
- ❖ L'éthane.
- ❖ Le dioxyde carbone.

Structure I: 2M1 6M2 46H<sub>2</sub>O.

Avec :

M1: représente deux petites cavités (polyèdres constitués de 12 faces pentagonales et référencées 512).

M2 : représente les six grandes cavités (polyèdres constitués de 12 faces pentagonales et de 2 faces hexagonales et référencées 512 62).

### 3.2.1.2 Hydrate de structure II

Le cristal unitaire de cette structure est composé de 136 molécules d'eau mélangée avec les hydrocarbures : propane, isobutane, n-butane.

Structure II : 16M1 8M3 136H<sub>2</sub>O.

Ou : M3 représente les huit grandes cavités (polyèdres constitués de 12 faces pentagonales et de hexagonales et référencées 512 64)

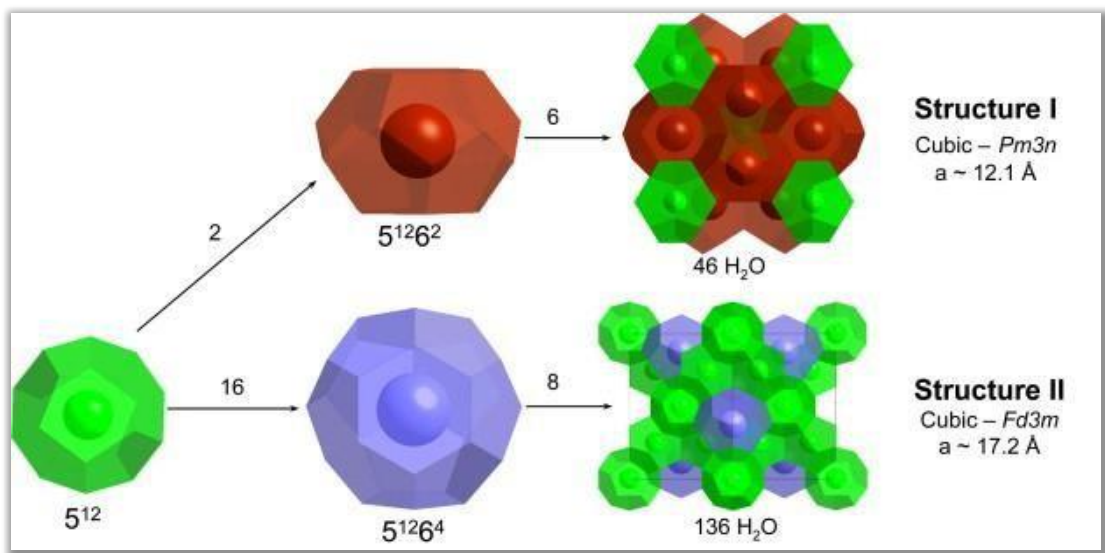


Figure 3. 2- Structure moléculaire I, II des hydrates.

### 3.2.2 Prévention des hydrates

La formation d'hydrates peut être évitée en se plaçant en dehors des conditions thermodynamiques de formation. Ceci peut être réalisé en augmentant la température à une pression donnée, ou en abaissant la pression à une température donnée.

Si c'est impossible, il est nécessaire pour éviter la formation des hydrates, soit de réduire la teneur en eau du gaz par une opération de séchage, soit d'utiliser des inhibiteurs. (ROJEY, 1994).

#### 3.2.2.1 Chauffage

Pour maintenir le gaz au-dessus de la température de formation d'hydrates, une première solution particulièrement appropriée dans le cas d'une ligne de collecte de faible longueur, consiste à isoler la conduite. Si le transport est effectué sur une distance relativement importante, cette méthode en général, ne suffit pas, ou devient d'un coût prohibitif.

#### 3.2.2.2 Réduction de pression

L'abaissement de pression effectué à température fixée représente un des moyens pour sortir de domaine de formation des hydrates. Toute fois une détente de gaz s'accompagne généralement d'une baisse de température qui va à l'encontre de l'effet recherché. La dépressurisation n'est en général effectuée que sur un tronçon de conduite qu'il faut pouvoir isoler. Elle doit être menée simultanément de part et d'autre du bouchon, de manière à éviter les risques de projection de ce bouchon.

#### 3.2.2.3 Utilisation des inhibiteurs

Les inhibiteurs agissent comme des antigels, ce sont des solvants miscibles en phase gazeuse, qui en modifiant la fugacité de l'eau, permettant d'abaisser la température de formation des hydrates.

- Sels : les plus efficaces comme inhibiteurs correspondant aux cations suivants :  $Al^{3+}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $Ca^{2+}$ , Na et  $K^+$ .
- Alcools : Les alcools, notamment les glycols et le méthanol, sont très largement utilisés comme inhibiteurs.

Autres inhibiteurs :

- L'ammoniac : est un inhibiteur très efficace, mais il est corrosif, toxique et forme avec le dioxyde de carbone en présence de l'eau des carbonates qui risquent de constituer un dépôt solide ;
- Le MEA (mono-éthanol amine) : a été préconisé comme inhibiteur, à une concentration massique donnée ;
- De nouveaux types d'additifs qui sont utilisés en faible concentration, évitent la prise en masse des hydrates.

### 3.3. Méthodes de Déshydratations

Les méthodes utilisées pour la déshydratation du gaz naturel sont l'absorption, l'adsorption, les procédés membranaires et la réfrigération. Ces procédés peuvent être utilisés seuls ou combinés pour atteindre les teneurs en eau souhaitées. (Christensen, 2009).

#### 3.3.1 Séchage par refroidissement ou compression

Cette méthode de déshydratation est à faible coût, quand on refroidit le gaz l'eau se condense elle est ensuite éliminée dans un séparateur. Le procédé de séparation peut être effectué de nombreuses fois et la méthode est plus efficace à haute pression. La quantité d'eau éliminée dans le processus de réfrigération est souvent insuffisante et en raison du faible coût les processus de réfrigération sont souvent utilisés avant d'autres procédés de déshydratation.

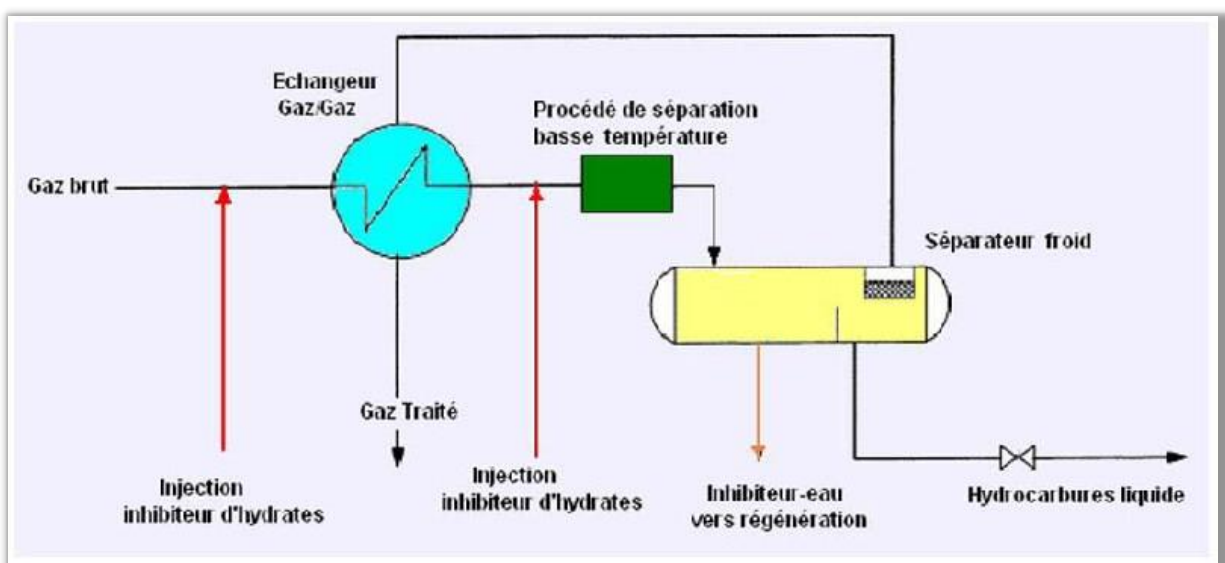


Figure 3.3- Déshydratation du gaz naturel par refroidissement ou compression.

### 3.3.2 Séchage par absorption

En cas de déshydratation par absorption l'eau est éliminée par un liquide qui possède une forte affinité pour ce dernier, le glycol étant le plus communément utilisé. Le glycol (sec) enlève l'eau du gaz dans une colonne d'absorption connu comme un contacteur. Après le contacteur le glycol riche (humide) doit être régénéré avant de pouvoir être réutilisé dans le contacteur. La régénération se fait par distillation du glycol pour éliminer l'eau. Avec absorption par glycol, il est possible d'abaisser la teneur en eau jusqu'au environ de 10 ppm et cela en fonction de la pureté du glycol.

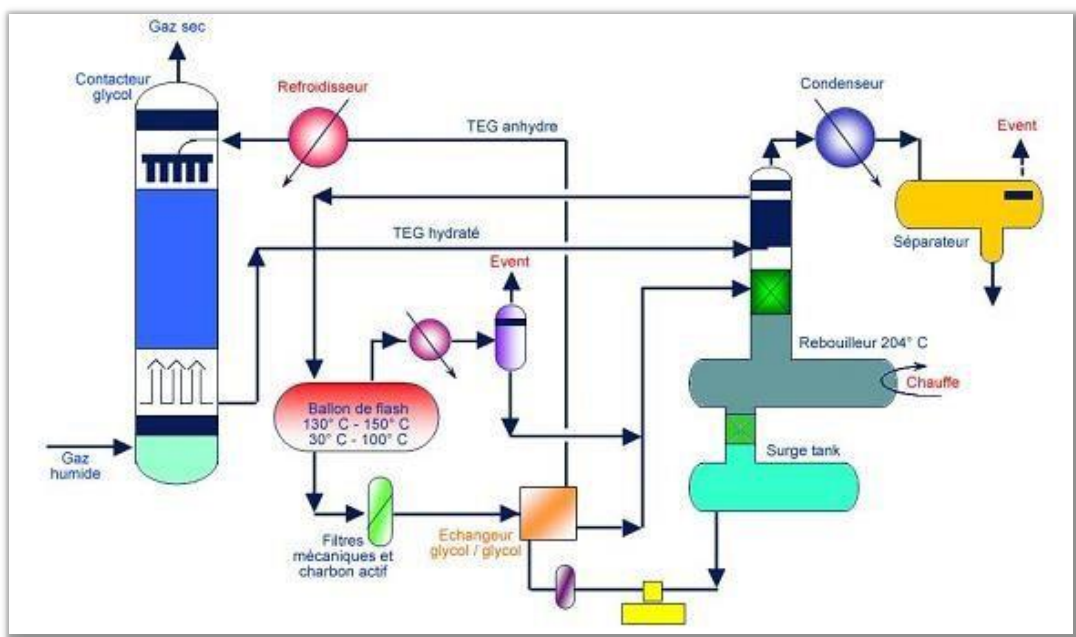


Figure 3.4- Déshydratation du gaz naturel par absorption au T.E.G.

### 3.3.3 Déshydratation par membrane

Dans les procédés à membrane le gaz passe à travers une membrane qui le sépare de l'eau. Les procédés membranaires ont un rendement en teneur en eau entre 20-100 ppm, Le problème avec les procédés membranaires c'est qu'ils ne deviennent économiquement viable par rapport à l'absorption de glycol qu'à un débit inférieurs à  $1,5 \cdot 10^6 \text{ Nm}^3 / \text{j}$  (56 MMscfd) (Christensen, 2009).

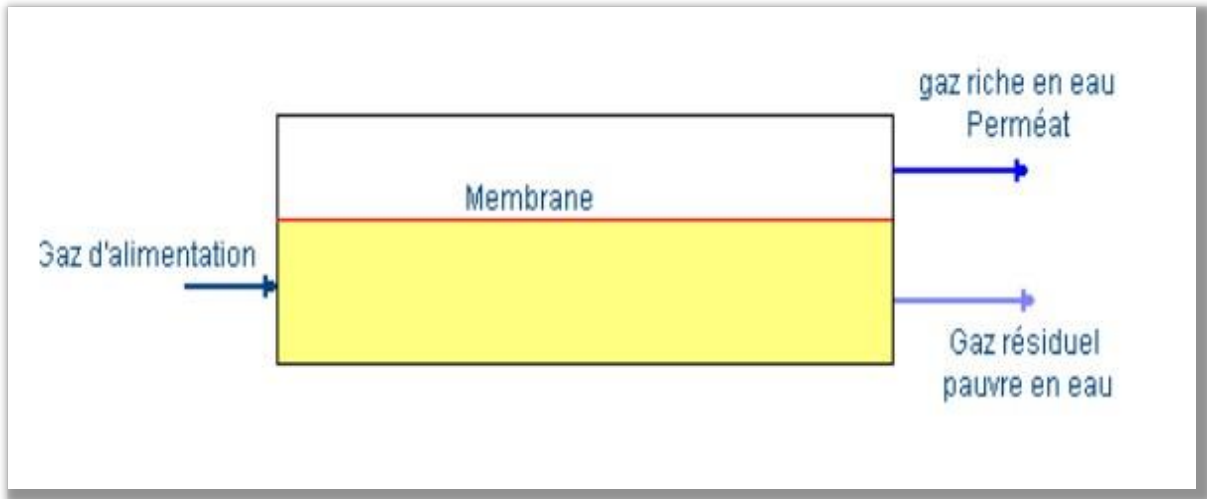


Figure 3.5- Déshydratation du gaz naturel par membrane.

### 3.3.4 Déshydratation par Adsorption

Les deux types d'adsorption sont l'adsorption physique et la chimisorption. Dans l'adsorption physique, la liaison entre les espèces adsorbées et la phase solide est appelée forces de van-der Waals c'est les forces attractives et répulsives qui détiennent ensemble les liquides et les solides et qui leur donnent leur structure. Dans la chimisorption, une liaison chimique beaucoup plus forte se produit entre la surface et les molécules adsorbées. Ce chapitre ne considère que l'adsorption physique, et toutes références à l'adsorption signifient adsorption physique (A. Kidnay, 2006).

Le procédé d'adsorption utilise un matériau granulé ayant une affinité pour le composant, ou des composants que nous souhaitons éliminer. Cette matière est désignée par l'adsorbant, tandis que le matériau adsorbé est désigné par l'adsorbat, l'adsorption est réalisée avec un système à deux lits, où les lits sont remplis avec des adsorbants, par exemple gel de silice. Le gaz est conduit à travers un des adsorbants, où l'eau est enlevée. Pendant ce temps les autres adsorbants sont régénérés par soufflage de gaz chaud et sec à travers eux, ce gaz est ensuite refroidi et l'eau est condensée. Cette eau subit une séparation et le gaz est conduit vers le gaz humide. (Christensen, 2009).

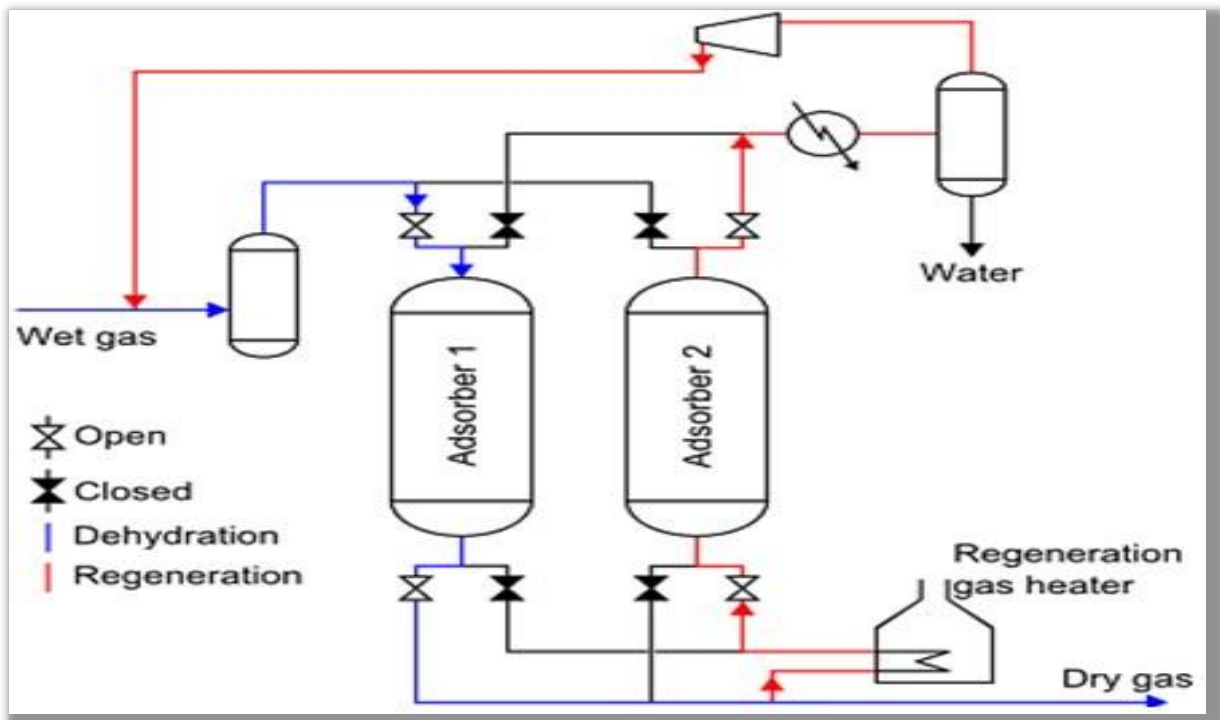


Figure 3.6- Déshydratation du gaz naturel par adsorption.

L'efficacité du procédé d'adsorption dépend de l'adsorbant utilisé; Il existe quatre catégories d'adsorbants couramment utilisés:

Tamis moléculaire

Ils se composent de cristaux de zéolithe (aluminosilicates de calcium et de sodium) dont la structure cristalline, des pores de dimension bien définie suivant le type de Choisi.

L'alumine activée

Bonne activité mais se dégradent en adsorbant les hydrocarbures lourds Qui ne Sont pas éliminés par chauffage.

Gel de silice

Ce sont des substances amorphes Très actifs, faciles à régénérer et qui adsorbent Moins les hydrocarbures lourds, Ils sont sensibles à l'eau liquide.

Charbon actif

Ils sont préparés à partir des matières organiques. Sont caractérisés par une porosité importante pour adsorber les hydrocarbures paraffiniques et les produits organiques. Utilisé généralement pour l'adsorption des matières organiques contenues dans les eaux usées.

Les adsorbants les plus efficaces sont les tamis moléculaires, ce sont des aluminosilicates qui ont été modifiés pour améliorer leurs caractéristiques d'adsorption, ils permettent la réalisation d'une teneur en eau aussi basse que 0,1 ppm vol.

Les avantages de la déshydratation par dessiccants solides :

- ✓ gaz essentiellement sec avec un point de rosée bas (teneur en eau inférieure à 1.0 lb/MMcf) peut être produit.
- ✓ Avec les adsorbants, des températures de contact élevées peuvent être tolérées.
- ✓ Une plus grande tolérance aux changements soudains de charge, en particulier au démarrage.
- ✓ Démarrage rapide après arrêt.
- ✓ Grande adaptation pour la récupération de certains hydrocarbures liquides en plus des fonctions de déshydratation.

Problèmes de fonctionnements liés à la déshydratation par dessiccants solides :

- ✓ Perte d'adsorbants avec le temps et ils doivent être remplacés.
- ✓ La tour de déshydratation doit être régénérée et refroidi pour le fonctionnement Avant qu'une autre tour approche l'épuisement, Le temps maximal admissible se raccourcit progressivement parce que les dessiccants perdent leurs capacités avec l'utilisation. (Ghalambor & Dr.Boyun, 2005).

### 3.4 Les Tamis moléculaires

Naturellement les tamis moléculaires sont connus depuis de nombreuses années, ce type de matériel ne deviens pas d'une importance commerciale jusqu'à l'introduction de tamis moléculaires synthétiques par la Division Union Carbide Corporation en 1954. Les tamis moléculaires diffèrent des adsorbants classiques principalement dans leur capacité d'adsorber les petites molécules tout en excluant les grandes, de sorte que les séparations peuvent être effectuées sur la base de la différence de la taille moléculaire. Ils ont la propriété supplémentaire d'avoir une capacité d'adsorption relativement élevée à de faibles concentrations de la matière étant adsorbé et d'avoir une affinité inhabituellement élevée pour les composés insaturés et de type polaire. (Kohl & Nielsen, 1997).

Les tamis moléculaires commerciaux appartiennent généralement à la classe de zéolite, à savoir des minéraux, des aluminosilicates hydratés de métaux terreux alcalins, ou alcalino- terreux qui sont activés par la chaleur pour chasser l'eau de cristallisation. Les

cristaux ont une structure cubique solide, qui ne tombe pas lors du chauffage, de sorte que les résultats d'activation dans un réseau géométrique de cavités reliées par des pores. Les pores sont de dimensions moléculaires et provoquent le mouvement de tamisage de ces matériaux. Environ 40 différentes structures de zéolite ont été découvertes, Cependant, seulement trois types synthétiques sont largement utilisés dans des applications commerciales, la zéolithe A, Faujasite et Pentad. Les pores de la zéolithe A sont limités par des bagues de 8 chaînons d'oxygène. L'ouverture libre pour cette structure est d'environ 3,0 Å pour la forme  $K^+$  (3A) et 3,8 Å pour la forme  $Na^+$  (4A) et de 4,3 Å pour la forme de la  $Ca^{++}$  (5A).

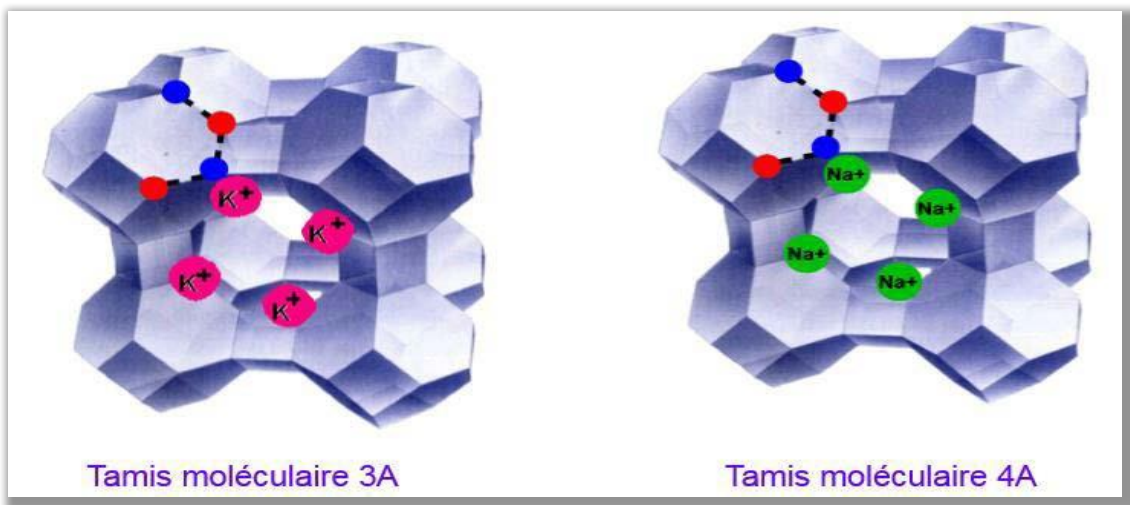


Figure 3. 7- Structure du tamis moléculaire type 3A et 4A.

Faujasite est représenté par deux formes, X et Y, avec des pores limités par des anneaux à 12 chaînons d'oxygène. Les pores de ces matériaux sont relativement grands, avec une ouverture libre d'environ 8,1 Å. Les zéolites X et Y sont différents les uns des autres uniquement en ce qui concerne le rapport de SUA1 qui contrôle la densité de cations, et, par conséquent, affecte les propriétés d'adsorption. La zéolite du type pentasil a des pores limités par un anneau d'oxygène 10 chaînons, qui donne une ouverture libre d'environ 6,0 Å. Les tamis moléculaires sont généralement disponibles sous forme de pastilles cylindriques, sphériques, perles et poudre. Les Pastilles et perles sont les plus couramment utilisés pour des applications de déshydratation et de purification de gaz.

Les propriétés typiques des quatre tamis moléculaires les plus largement utilisés sont indiquées dans le tableau 3.1.

Tous les tamis sont d'excellents agents desséchants pour la déshydratation du gaz; Cependant, comme indiqué dans le tableau, les propriétés particulières rendent certaines

formes préférables pour des applications spécifiques. En plus des principaux types énumérés, les tamis spéciaux sont disponibles pour des applications de déshydratation nécessitant une résistance aux acides dans le gaz à traiter et pour des applications où la formation COS peut être catalysée par des éléments de tamis. (Kohl & Nielsen, 1997).

Tableau 3. 1- Différents type des tamis moléculaires.

Type	Diamètre des pores A°	Molécules adsorbées	Applications
3A	3	Molécules avec diamètre effectif inférieur à 3A° H <sub>2</sub> O, NH <sub>3</sub>	Utilisé pour sécher les liquides polaires tels que le méthanol.
4A	4	Molécules avec diamètre effectif inférieur à 4A° CO <sub>2</sub> , SO <sub>2</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Utilisé pour le séchage des vapeurs des hydrocarbures insaturé.
5A	5	Molécules avec diamètre effectif inférieur à 5A°	Sert à séparer les paraffines normales des cycles hydrocarbonés par processus d'adsorption sélective.
10X	8	Iso-paraffines, oléfine, C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> molécules des diamètres effectifs inférieur à 8 A°	Sert à la séparation des hydrocarbures pour le séchage du gaz et la purification de l'air.

Bien que les tamis moléculaires soient un peu plus chers que les autres adsorbants, ils offrent les avantages suivants:

- Ils offrent une bonne capacité avec des gaz de faible humidité relative.
- Ils sont applicables aux gaz à des températures élevées.
- Ils peuvent être utilisés pour adsorber sélectivement l'eau.
- Ils peuvent être utilisés pour éliminer les autres impuretés sélectionnées avec de l'eau.
- Ils peuvent être utilisés pour le séchage adiabatique.
- Ils fournissent des points de rosée extrêmement bas.
- Ils ne sont pas endommagés par l'eau liquide.

### 3.4.1 Principe d'adsorption

Les procédés d'adsorption utilisent des solides avec des ratios très élevés (surface-volume) les Zéolithes synthétiques utilisés dans le commerce (c à d tamis moléculaires) ont des rapports surface-volume dans la gamme de  $750 \text{ cm}^2 / \text{cm}^3$  avec la plupart de la surface d'adsorption à l'intérieur de l'adsorbant. Dans le cas des tamis moléculaires, l'adsorbant est constitué de particules de zéolite extrêmement fines maintenues ensemble par un liant. Par conséquent, les espèces d'adsorption traversent les macros pores du liant dans les micropores de la zéolite.

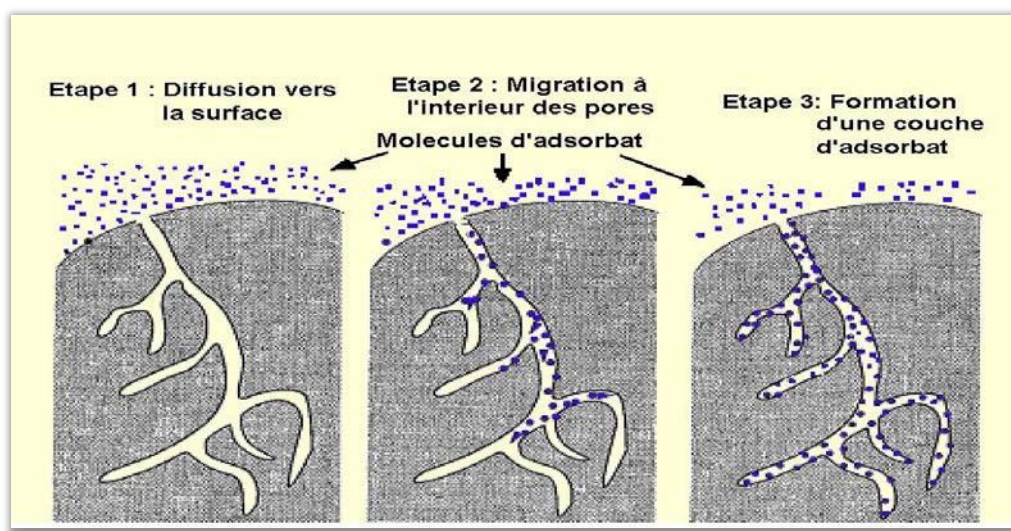


Figure 3. 8- Principe d'adsorption sur la surface du tamis moléculaire.

Les tamis moléculaires ont une distribution des pores très étroite, tandis que le gel de silice et d'alumine ont des distributions larges. Cependant, un liant à base de tamis moléculaire, qui est habituellement d'environ 20% du poids de l'adsorbant total à grands pores capables d'adsorber des composants plus lourds. Deux étapes sont impliquées dans l'adsorption d'un composant de gaz. La première étape est d'avoir un contact entre la surface et constituant, la deuxième étape est de le faire migrés à travers les voies interne de l'adsorbant. Parce que ce procédé est un procédé en deux étapes et la deuxième étape est relativement lente, les adsorbants solides prennent plus de temps pour venir à l'équilibre avec la phase gazeuse que dans les procédés d'absorption.

En plus de la concentration (à savoir, la pression partielle des gaz), deux propriétés de l'adsorbat dictent sa concentration sur la surface absorbante, la polarité et la taille. Sauf si l'adsorbant est non polaire, ce qui n'est pas le cas pour ceux utilisés dans les installations de gaz, les molécules polaires, comme l'eau, seront plus fortement adsorbées que les composés

faiblement polaires ou non polaires. Ainsi, le méthane est déplacé par les gaz acides faiblement polaires qui sont déplacées par l'eau fortement polaire.

Tableau 3. 2- La polarité décroissante des tamis moléculaire.

	L'eau
	L'ammoniac
	Le dioxyde de soufre
	Les alcynes
Polarité décroissante	Les alcènes
	Le dioxyde de carbone
	Les alcanes
	Le méthane

La manière dans la taille affecte l'adsorption dépend de la taille des pores de l'adsorbant. Un adsorbant trop grande pour tenir dans les pores s'adsorbe seulement sur la surface extérieure de l'adsorbant, qui est négligeable par rapport à la surface des pores. Si les pores sont suffisamment larges pour contenir différents adsorbats, les moins volatils sont généralement en corrélation avec la taille, l'adsorbats déplacera les plus volatils. Par conséquent, l'éthane est déplacé par le propane.

Tableau 3.3- les dimensions critiques de certaines molécules.

Molécules	Diamètre
Hydrogène, acétylène	2.4
Eaux, oxygène CO2	2.8
Azote	3.0
Ammoniac, hydrogène sulfuré	3.6
Méthane	4.0
Ethylène, oxyde d'éthylène	4.2
Ethane, Méthanol, Ethanol	4.4
Méthyle, mercaptan	4.5
Propane, n-butane	4.9
Propylène	5.0
Toluène	6.7

Dans la pratique commerciale, l'adsorption est effectuée dans un lit fixe d'adsorbant vertical, avec le gaz d'alimentation qui descend à travers le lit. Le procédé n'est pas instantané, ce qui conduit à la formation d'une zone de transfert de masse (ZTM) dans la chambre.

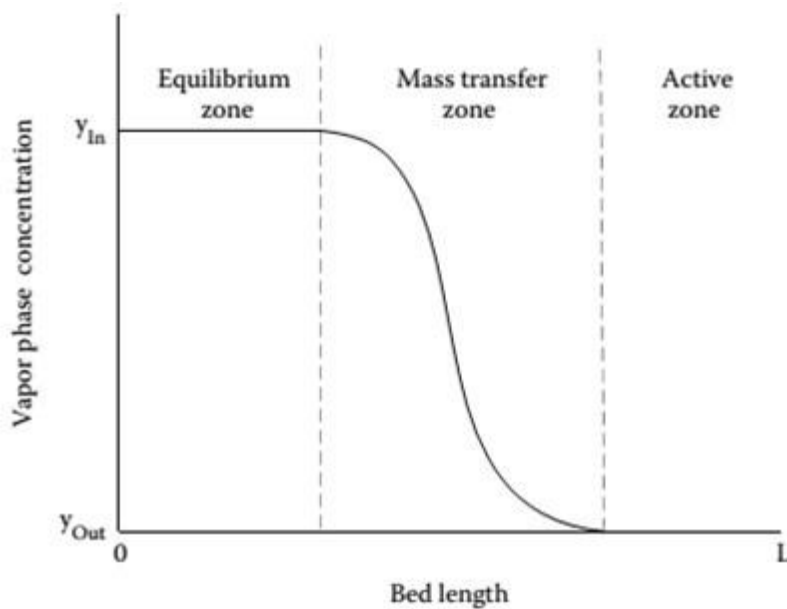


Figure 3.9- Le profil de concentration de la phase vapeur d'un adsorbant.

Les trois zones dans un lit d'adsorbant sont :

- La zone d'équilibre, où l'adsorbant sur l'adsorbant est en équilibre avec l'adsorbant dans la phase d'entrée du gaz, il n'y a plus d'adsorption supplémentaire ;
- La zone de transfert de masse (ZTM), où le volume de la masse du transfert et l'adsorption ont lieu ;
- La zone active, où aucune adsorption n'a encore eu lieu.

Dans la zone de transfert de masse (ZTM), la concentration diminue de la valeur d'entrée,  $y_{in}$  à la valeur de sortie,  $y_{out}$  dans une courbe en forme de S en douceur. Si le taux de transfert de masse était infini, le ZTM aurait une épaisseur nulle. La ZTM est généralement supposé se former rapidement dans le lit d'adsorption et d'avoir une longueur constante lors de son déplacement à travers le lit, à moins que la taille des particules ou la forme soit modifiée.

A mesure que la durée d'adsorption augmente la zone de transfert de matière se déplace lentement de l'entrée vers la sortie du ballon, lorsque la partie inférieure de la ZTM atteint l'extrémité, le point de rosée du gaz traité commence à s'élever assez lentement

d'abord et puis très rapidement : C'est le point de saturation, le lit est dit (saturé), et il est nécessaire de procéder à la régénération des tamis moléculaires. (A. Kidnay, 2006).

L'importance de la zone de transfert de matière dépend principalement :

- De la cinétique de l'adsorption de l'adsorbant ;
- Des caractéristiques thermodynamiques du fluide vecteur ;
- De la vitesse linéaire superficielle ;
- Des types, de la forme et de granulométrie du tamis moléculaires ;
- Des concentrations  $C_0$  et  $C_s$ .

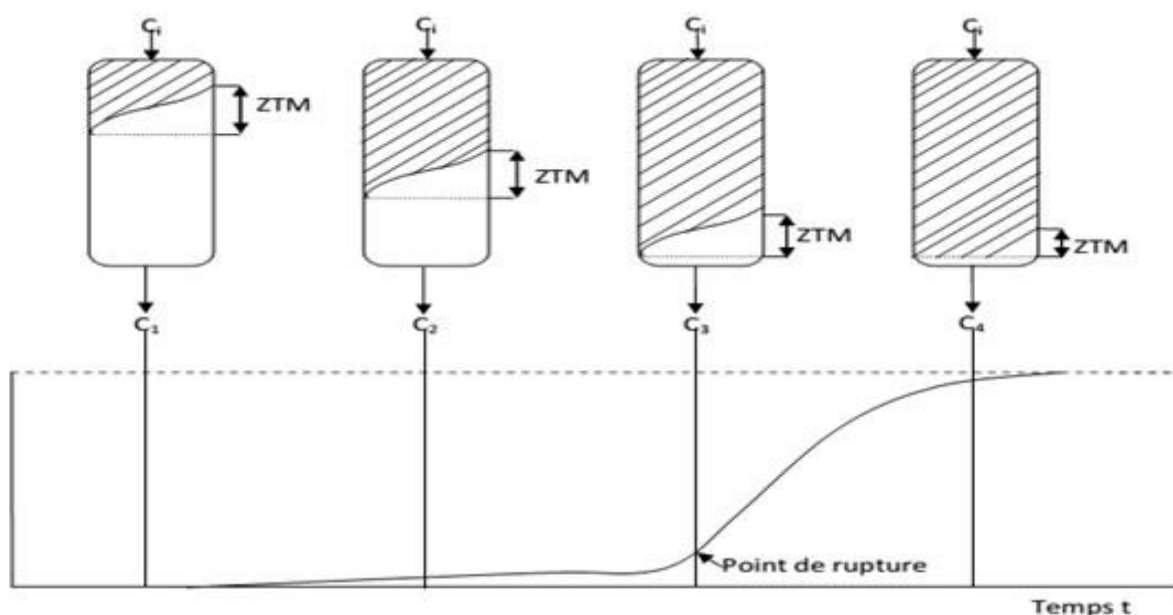


Figure 3.10- Adsorption idéale en colonne (ZTM).

Lorsque ce procédé est utilisé pour une purification, l'adsorption présente deux inconvénients majeurs:

- Il est un processus à lit fixe qui nécessite deux ou plusieurs lits d'adsorption pour un fonctionnement continu ;
- Il a une capacité limitée et est habituellement peu pratique pour éliminer de grandes quantités d'impuretés.

Toutefois, l'adsorption est très efficace pour la déshydratation du gaz naturel, car l'eau est beaucoup plus fortement adsorbée que l'un des alcanes, du dioxyde de carbone, ou l'hydrogène sulfuré. En général, un plus haut degré de déshydratation peut être réalisé par des adsorbants que les processus d'absorption.

### 3.4.2 Régénération des tamis moléculaires

Un tamis moléculaires saturé peut retrouver sa capacité initiale par le procédé connu sous le nom de régénération. La régénération consiste à restituer au tamis moléculaires saturé sa capacité d'adsorption initiale par extraction des corps fixés dans la structure poreuse du tamis moléculaires à la fin de la phase d'adsorption. Afin de maintenir la continuité du procédé de déshydratation, le gaz à déshydraté est dirigé vers un autre déshydrateur précédemment régénéré.

Il existe dans le domaine de traitement du gaz quatre (04) méthodes de régénération à savoir (Jimmy-Humphrey, 2002) :

- Régénération par chauffage (Thermal Swing) ;
- Régénération par dépressurisation (Pressure Swing) ;
- Régénération par entrainement ;
- Régénération par déplacement.

#### 3.4.2.1 Régénération par chauffage (Thermal Swing)

Cette méthode consiste à porter la colonne de déshydratation à une température élevée, le corps adsorbé quitte la surface du tamis moléculaires et se trouve rapidement éliminé par un courant gazeux qui traverse la colonne du bas vers le haut. Ce type de régénération peut être réalisé à une température de l'ordre de 200 à 300°C.

Ce type de régénération est composé de ces phases :

- Phase de dépressurisation ;
- Phase de chauffage ;
- Phase de refroidissement ;
- Phase de pressurisation ;
- Phase de stand-by (attente).

#### 3.4.2.2 Régénération par dépressurisation (Pressure Swing)

Il est basé sur la diminution de la capacité d'adsorption par abaissement de la pression, la température demeurant inchangée. Ce type de régénération est pratiquement obtenu en purgeant le déshydrateur à régénérer par une partie du gaz traité détendu à travers des vannes. Généralement le cycle de régénération est courts peut prendre quelque minutes.

### **3.4.2.3 Régénération par entraînement**

Cette méthode permet d'éliminer le composé adsorbé grâce à l'entraînement par un fluide non adsorbable, il est soit soluble, soit miscible. Ce procédé ne nécessite pas une variation de pression ou de température.

### **3.4.2.4 Régénération par déplacement**

Cette méthode consiste à faire circuler un fluide contenant une forte concentration d'un corps facilement adsorbé qui est capable de déplacer le composé précédemment adsorbé. Il ne reste plus qu'à régénérer ensuite le tamis moléculaire par l'une des trois premières méthodes. (Jimmy-Humphrey, 2002).

## Chapitre 4 : Partie Technique

### 4.1 Problématique

L'augmentation de la teneur en eau suite à la décroissance du gisement de MLE, diminution du débit de gaz à traiter de  $9 \text{ Sm}^3/\text{jour}$  (cas conception) à  $4 \text{ Sm}^3/\text{jour}$  (cas actuelle) et le changement graduel et significatif de la composition de la charge, entraîne une sous-exploitation de l'unité de déshydratation. Le fonctionnement du déshydrateur est basé essentiellement sur l'efficacité d'adsorption du tamis moléculaire, ce dernier adsorbe l'eau contenue dans le gaz. Le changement des données opératoires implique nécessairement un changement des paramètres de fonctionnement des équipements. L'objectif de cette étude consiste-en :

- La vérification du Design.
- Le calcul du sécheur dans les conditions actuelles.

Suivant les résultats obtenus, nous proposerons différents scénarios pour faire face aux difficultés rencontrées à savoir ;

- La modification du temps du cycle.
- Proposition de différents scénarios de fonctionnement.

### 4.2 Présentation de la méthode de calcul

La méthode préconisée par le GPSA est la méthode adoptée pour la vérification des sécheurs, elle consiste à déterminer :

Le diamètre minimal du lit de tamis moléculaire ;

La hauteur du lit de tamis ;

L'épaisseur de la paroi du sécheur ;

La hauteur de la zone de transfert de masse ;

La masse du tamis ;

La capacité maximale d'adsorption du tamis ;

Les pertes de charge ;

Le débit de gaz de régénération.

## 4.2.1 Estimation de la teneur en eau du gaz à sécher à la saturation

Elle est donnée par la Corrélation de BUKACEK (Bahadori, 2014).

$$W=(A/P) + B$$

$$W = 47480 (P_{watersat}/P_{total}) + B$$

$$\log B = (-3083.87 / (459.6+T)) + 6.69449$$

Pression de vapeur saturante (Cadiergues, 2004)

Pour calculer la pression de vapeur saturante (pression de saturation eau  $P_{watersat}$ ) on a utilisé les formules suivantes :

$$P_{sat} = 10^U$$

Pour :  $-30 \leq T$  (°C) < 0 :

$$U = 2.7862 + [9.7165 / (T267.72+T)]$$

Pour :  $0 \leq T$  (°C) < 50 :

$$U = 2.7862 + [7.5526 T / (T239.21+T)]$$

Pour :  $50 \leq T$  (°C) < 100 :

$$U = 2.7702 + [7.2847 T / (255.81+T)]$$

Pour :  $100 \leq T$  (°C) < 200 :

$$U = 2.76823 + [7.27887 / (T255.255+T)]$$

### 4.2.2 Calcul du facteur de compressibilité du gaz

- Pression et température réduites (Kareem, 2014)

$$T_r = T / T_{pc} \quad P_r = T / P_{pc}$$

$$T_{pc} = \sum Y_i T_{ci} \quad P_{pc} = \sum Y_i P_{ci}$$

Correction de  $T_{pc}$  et  $P_{pc}$  pour prendre en compte l'effet de CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S (Abou-Kassem, 1982).

$$T'_{pc} = T_{pc} - \varepsilon$$

$$P'_{pc} = [(P_{pc} T'_{pc}) / (T_{pc} + B (1-B) \varepsilon)]$$

$$\varepsilon = 120 [(A^{0.9} - A^{1.6}) + (15 (B^{0.5} - B^4))]$$

$$A = Y_{CO_2} + Y_{H_2S}$$

$$B = Y_{H_2S}$$

- Calcul de Z

On a utilisé la corrélation du Dranchuk et Abou-Kassem pour estimer le facteur de compressibilité z (Dranchuk & Abou-kassem, 1975)

$$z = 0.27 P_{pr} / Y T_{pr}$$

Où Y est la racine de l'équation :

$$1 + R_1 y - R^2 / y + R^3 y^2 - R^4 y^5 + [R^5 y^2 (1 + A_{11} y^2) e^{(-A_{11} y)}] = 0$$

$$R_1 = A_1 + (A_2 / T_{pr}) + (A_3 / T_{pr}^3) + (A_4 / T_{pr}^4) + (A_5 / T_{pr})$$

Les constants  $A_1 - A_{11}$  pour l'équation d'état:

$$\begin{array}{lll}
 A_1 = -0.3265 & A_2 = -1.0700 & A_3 = -0.5339 \\
 A_4 = 0.01569 & A_5 = -0.05165 & A_6 = 0.5475 \\
 A_7 = -0.7361 & A_8 = 0.1844 & A_9 = 0.1056 \\
 A_{10} = 0.6134 & A_{11} = 0.7210 & 
 \end{array}$$

L'équation de Dranchuk et Abou-Kassem doit être résolue de manière itérative. Pour résoudre ce problème on a utilisé la méthode de Newton Raphson. (Abu Kassem, Dranchuk, & Mattar, 1965).

### 4.2.3 La masse volumique du gaz

$$P = PM_w / ZRT$$

### 4.2.4 La viscosité du gaz

La viscosité du gaz à température et pression élevées est généralement estimée en utilisant la corrélation de Dempsey (Dempsey, 1965)

$$\begin{aligned}
 \ln [T_{pr} (\mu_g / \mu_l)] = & a_0 + a_1 P_{pr} + a_2 P_{pr}^2 + a_3 P_{pr}^3 + T_{pr} (a_4 + a_5 P_{pr} + a_6 P_{pr}^2 + a_7 P_{pr}^3) \\
 & + T_{pr}^2 (a_8 + a_9 P_{pr} + a_{10} P_{pr}^2 + a_{11} P_{pr}^3) + T_{pr}^3 (a_{12} + a_{13} P_{pr} + a_{14} P_{pr}^2 + a_{15} P_{pr}^3)
 \end{aligned}$$

Où:

$T_{pr}$  : la température pseudo-réduite du mélange gazeux

$P_{pr}$  : la pression pseudo-réduite du mélange de gaz

$a_0 - a_{15}$  : coefficients des équations sont donnés ci-dessous

$$\begin{array}{ll}
 a_0 = - 2.46211820 & a_8 = - 7.93385684 (10^{-1}) \\
 a_1 = 2.97054714 & a_9 = 1.39643306 \\
 a_2 = - 2.86264054 (10^{-1}) & a_{10} = - 1.49144925 (10^{-1}) \\
 a_3 = 8.05420522 (10^{-3}) & a_{11} = 4.41015512 (10^{-3}) \\
 a_4 = 2.80860949 & a_{12} = 8.39387178 (10^{-2}) \\
 a_5 = - 3.49803305 & a_{13} = - 1.86408848 (10^{-1}) \\
 a_6 = 3.60373020 (10^{-1}) & a_{14} = 2.03367881 (10^{-2}) \\
 a_7 = - 1.044324 (10^{-2}) & a_{15} = - 6.09579263 (10^{-4})
 \end{array}$$

Standing proposé une corrélation pratique pour le calcul de la viscosité du gaz naturel (Standing, 1947)

La pression des gaz non hydrocarbonés affecte la viscosité. Ceci peut être corrigé de la façon suivante :

$$\mu_1 = \mu_h + \Delta\mu_{H_2S} + \Delta\mu_{N_2} + \Delta\mu_{CO_2}$$

$$\mu_h = (1.709 \cdot 10^{-5} * 2.062 \cdot 10^{-6} \gamma_g) (T - 460) + (8.188 \cdot 10^{-3} - 6.15 \cdot 10^{-3} \log \gamma_g)$$

$$\Delta\mu_{H_2S} = y_{H_2S} (-3.2268 \cdot 10^{-3} \log \gamma_g + 2.1479 \cdot 10^{-3})$$

$$\Delta\mu_{N_2} = y_{N_2} (8.48 \cdot 10^{-3} \log \gamma_g + 9.59 \cdot 10^{-3})$$

$$\Delta\mu_{CO_2} = y_{CO_2} (-6.4366 \cdot 10^{-3} \log \gamma_g + 6.7255 \cdot 10^{-3})$$

#### 4.1.5 Calcul de vérification de l'adsorbeur

##### 4.1.5.1 La phase d'adsorption

- Diamètre de l'adsorbeur
  - vitesse superficielle maximale du gaz

$$\Delta P/L = B\mu V + C\rho V^2$$

- Choix de la perte de charge maximale

Le dimensionnement est basé généralement sur une perte de charge:  $\Delta PL = 0,31 \div 0,44$  psi/ft, pour cette vérification :

$$L_{max} / L_{max} = 0.333$$

L'équation d'Ergun peut être réécrite sous la forme suivante:

$$V = [-B\mu + (B\mu)^2 + 4C\rho(\Delta P/L) / 2C\rho]$$

- Débit volumique actuel

Le débit volumique du gaz aux conditions opératoires est donné par la relation:

$$Q_a = Q_s [P_s/P_a] [T_a/T_s] Z_a$$

- Le diamètre

Le diamètre minimal de l'adsorbeur est donc:

$$D = (4q/\pi V)$$

La vitesse et la perte de charge doivent être ajustées selon le diamètre sélectionné :

$$V_{ajus} = V_{max} \left( D_{min} / D_{selec} \right)^2$$

□ Hauteur de l'adsorbeur

- la quantité d'eau adsorbée pendant la durée du cycle

$$W_r (lb/cycle) = W [Q_s / t_{ads}]$$

- La masse d'adsorbant nécessaire dans la zone de saturation

$$S_s = W_r / C_{cor}$$

Avec :

$$C_{cor} = C_t * C_s * C_{dynamique}$$

- La hauteur de la zone de saturation  $L_s$

$$L_s = 4S_s [\pi(D^2) / (bulk\ density)]$$

- La masse d'adsorbant nécessaire dans la zone de transfert (ZTM)  $m_{ztm}$

$$L_{MTZ} = [V/35]^{0.3} (Z')$$

- La hauteur du lit de tamis donnée par

$$L = L_{ztm} + L_s$$

- La masse totale d'adsorbant nécessaire  $m_a$

$$m_a = (L/L_s) * S_s$$

- La masse d'adsorbant nécessaire dans la zone de transfert  $m_{ztm}$

$$m_{aztm} = m_a - S_s$$

- Vérification de la perte de charge à travers le lit

$$\Delta P = L * (\Delta P / L_{ajus})$$

#### 4.1.5.2 La phase de régénération

- L'épaisseur de la colonne

$$t = (12 * D_{sel} * P_{des}) / (2 * \sigma - 1.2 * P_{des})$$

- La masse du métal de la colonne d'adsorption

$$m_c = 15 (t + 0.125) (L_s + L_{ztm} + 0.75 D_{sel} + 3) D_{sel} * 12$$

- Quantité de chaleur pour chauffer la colonne

$$Q_{st} = m_c C_p (T_{rg} - T_i)$$

- La quantité de chaleur perdue

$$Q_{hl} = (Q_w + Q_{st} + Q_{si}) * 0.1$$

- La quantité de chaleur totale nécessaire à la régénération

$$Q_{tr} = (Q_w + Q_{si} + Q_{st} + Q_{hl}) * 2.5$$

- Le débit du gaz de régénération

$$m_{rg} (lb/hr) = Q_{tr} / [C_p (600 F - T_i)(heating\ time)]$$

- La vitesse minimale du gaz de régénération

$$V = \left[ -B\mu + (B\mu)^2 + 4C\rho(\Delta P/L) \right] / 2C\rho \quad \text{Avec } \Delta P/L = 0.01$$

- Vérification de la perte de charge durant la régénération

$$\Delta P/L = B\mu V + C\rho V^2$$

#### 4.1.5.3 La phase de refroidissement

- La quantité de chaleur à extraire de l'adsorbant

$$Q_{fa} = m_a C_{pa} [(T_a + 25) - (T_g - 50)]$$

- La quantité de chaleur à extraire de la colonne

$$Q_{fc} = m_c C_{pc} [(T_a + 25) - (T_g - 50)]$$

- La quantité de chaleur totale à extraire de la colonne

$$Q_{ft} = Q_{fa} + Q_{fc}$$

- Estimation du temps de refroidissement

$$\Delta T_r = Q_{ft} m_{reg} C_{pgr} [(T_a + 25) - (T_g - 50 - 50)]$$

- Estimation du temps de rupture (Break through time)

$$T_B = \rho_s C_{cor} Q' (L - 0.5L)$$

Avec:

$$Q' = 4q / \pi(D)^2$$

$$q = W_r / t_{ads}$$

La méthode préconisée par le GPSA est la méthode adoptée pour la vérification des sécheurs, où tous les paramètres nécessaires pour la vérification sont pris en valeurs standards. Les sécheurs utilisent des tamis moléculaires afin d'atteindre la teneur en eau requise. Une fiche technique simplifiée du sécheur est présentée en annexe 3 (les 3 sécheurs de gaz sont identiques), les tamis moléculaire sont de type UOP UI-94. (Annexe 4).

Pour la vérification de notre unité de déshydratation, nous avons élaboré un code de calcul Excel détaillé supporté par une application VBA (Visual Basic for Applications) afin d'étudier l'impact du changement des données opératoires sur la variation des paramètres fonctionnelles de l'unité de déshydratation.

Présentation de l'application :

Cette application présente une interface simple d'utilisation, l'insertion des données se fait soit automatiquement par le bouton extraire si ces dernières sont déjà insérées sur le fichier Excel, dans le cas contraire une simple saisie sur l'interface représentée dans la figure ci-dessous suivie de leur injection sur le fichier Excel en utilisant le bouton Insérer (figure 4.1). Après l'insertion des données, le fichier Excel déjà préparé prendra en charge le calcul automatique des paramètres fonctionnelles actuels de l'unité de déshydratation suivant les nouveaux inputs, notre application prendra en charge l'interface graphique, pour afficher les résultats obtenus, comme cela est représenté dans la figure 4.2

Nouvelle charge

Charge | Gaz de régénération | Adsorbant et Adsorbat | Sécheur | Page 1

Pression (psi)

Température (°F)

Débit (MMscfd)

Saturation (%)

Composant	Fraction Molaire
N2	<input type="text"/>
CO2	<input type="text"/>
n-C1	<input type="text"/>
n-C2	<input type="text"/>
n-C3	<input type="text"/>
i-C4	<input type="text"/>
n-C4	<input type="text"/>
C5	<input type="text"/>
C6	<input type="text"/>
C7	<input type="text"/>
C8	<input type="text"/>
C9	<input type="text"/>
C10	<input type="text"/>
H2O	<input type="text"/>
H2S	<input type="text"/>

extraire    Insérer    Results

Figure 4.1-Interface d'insertion et de modification des données.

Results

Afficher les résultats    Comparer

**DESCRIPTION**

Teneur en eau (lb/MMscf)

Facteur Z

Masse volumique (lb/ft<sup>3</sup>)

Viscosité (Cp)

Vmax (ft<sup>3</sup>/min)

Qs (ft<sup>3</sup>/min)

binin (ft)

Vojus (ft/min)

b0/Lajus (psi/ft)

Wn (lb/cycle)

ct

cos

Conn (h (ft)/lb adsorbant)

sc (lb)

lc (ft)

lactp (ft)

l (ft)

mc (lb)

mo2m (lb)

dh (psi)

**REGENERATION**

Teneur en eau (lb/MMscf)

Facteur Z

Masse volumique (lb/ft<sup>3</sup>)

Viscosité (Cp)

Qn (Btu)

Qsi (Btu)

f (in)

mc (lb)

Qst (Btu)

Qhl (Btu)

Qtr (Btu)

Cp chauffage (Btu/lb °F)

mwsc (MMscf)

Vairin (ft<sup>3</sup>/min)

Vreg (ft<sup>3</sup>/min)

Du/ling (psi/ft)

Qrt (Btu)

Cp refroidiss (Btu/lb °F)

Temps de refroid (min)

Figure 4.2- l'interface graphique des résultats de calcul.

### 4.3 Résultats et interprétation

Les spécifications techniques du tamis utilisé dans l'unité de déshydratation ainsi que les paramètres de marche sont donnés dans les tableaux suivants:

Tableau 4.1-donnés du tamis moléculaire utilisé dans l'unité de déshydratation.

Type de tamis	4A
Capacité dynamique d'adsorption (lb H <sub>2</sub> O/lb adsorbant)	0.225
Masse volumique « bulk density» (lb/ft <sup>3</sup> )	41.5
Chaleur spécifique (Btu/lb°F)	0.24
Chaleur de désorption eau (Btu/lb)	1800
Chaleur spécifique de métal (Btu/lb°F)	0.12
$\sigma$ métal (psi)	18854

Tableau 4.2- données de séquence de marche de l'unité de déshydratation.

Adsorption (heure)	20	
Régénération (heure)	Chauffage	7.13
	Refroidissement	2.21

Tableau 4.3-Dimensions du sécheur installé.

Masse de l'adsorbant (lb)	97459.64	
Diamètre du sécheur (ft)	12.3	
Hauteur du sécheur (ft)	20	
Perte de charge $\Delta P$	Adsorption (psi) >	7.25
	Régénération (psi/ft) <	0.01

### 4.3.1 Vérification du cas design

Les données concernant la charge et le gaz de régénération, ainsi que les paramètres opératoires sont représenté dans la figure suivante :

Données					
Charge				Gaz de régénération	
Pression (psia)	913,73		Nouvelle charge	Pression (psia)	1016,13
Température (F°)	104,18		Changer le diamètre	Température (F°)	455
Débit (MMSCFD)	205		Resultats	% de saturation	0
% de saturation	100			Source de gaz	6az sec
Composant	$Y_i$			Composant	$Y_i$
N2	0,0026			N2	0,0026
CO2	0,0140			CO2	0,0140
nC1	0,8126			nC1	0,8135
nC2	0,1084			nC2	0,1086
nC3	0,0352			nC3	0,0352
iC4	0,0050			iC4	0,0055
nC4	0,0096			nC4	0,0097
C5	0,0062			C5	0,0062
C6	0,0025			C6	0,0025
C7	0,0015			C7	0,0013
C8	0,0006			C8	0,0006
C9	0,0002			C9	0,0002
C10	0,0001			C10	0,0001
H2O	0,0015			H2O	0,0000
H2S	0,0000			H2S	0,0000
Total	1,0000			Total	1,0000

Figure 4.3-Données de la charge cas design.

Les résultats obtenus par le biais de cette méthode de calcul sont présentés dans l'interface graphique suivante :

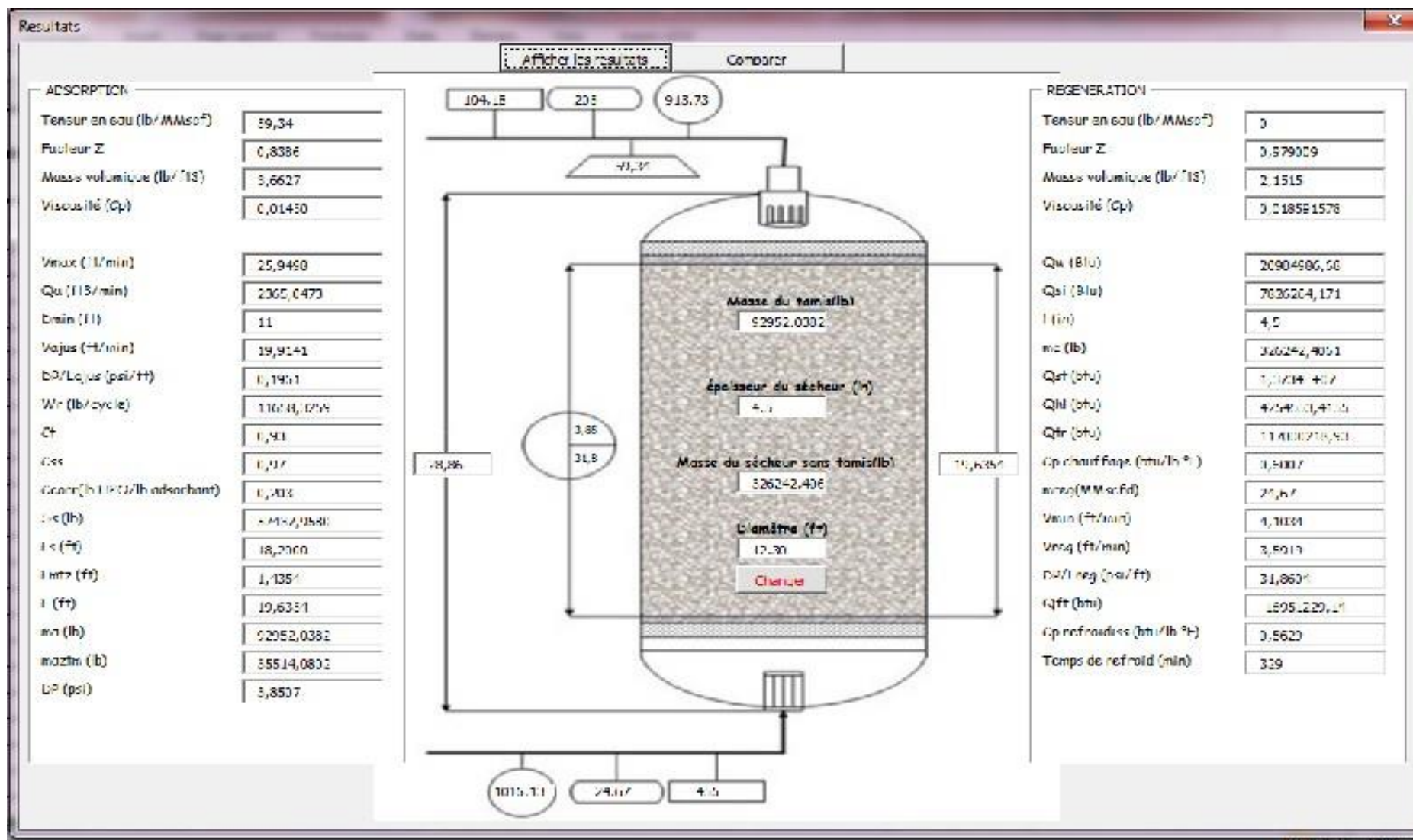


Figure 4.4-Résultats de la vérification de design.

**Commentaire :**

Pour pouvoir comparer les dimensions des deux sècheurs il nous faudra fixer un paramètre et étudier la variation des autres, nous avons fixé le diamètre de 12.3ft.

Tableau 4.4-Comparaison entre les paramètres calculés et installé (cas design).

		sècheur	
		installé	calculé
adsorbant(lb)		97620	✓ 92952,04
diamètre (ft)		12,3	12,3
hauteur(ft)		20	✓ 19,64
ΔP bead	adsorption (psi) inférieur (<) à	7,54	✓ 3,85
	régénéra°(psi/ft) supérieur (>) à	0,01	✓ 0,000
épaisseur de la colonne (in)		5	✓ 4,500

Lors de la vérification, la comparaison entre les paramètres calculés et ceux installés, montre une légère différence due à la prise en considération d'une marge de sécurité à fin d'éviter d'éventuelles perturbations.

Ceci nous permet de dire que la méthode de dimensionnement de l'unité de déshydratation est validée.

### 4.3.2 Vérification du cas actuel

Les données concernant la charge et le gaz de régénération, ainsi que les paramètres opératoires du cas actuel sont représenté dans la figure 4.7.

Données						
Charge				Gaz de régénération		
			Nouvelle charge			
Pression (psia)	754,19			Pression (psia)	780,303	
Température (F°)	73,4		Changer le diamètre	Température (F°)	455	
Débit (MMSCFD)	135			% de saturation	0	
% de saturation	100		Resultats	Source de gaz	Gaz sec	
Composant	$Y_i$			Composant	$Y_i$	
N <sub>2</sub>	0,0026			N <sub>2</sub>	0,0026	
CO <sub>2</sub>	0,0140			CO <sub>2</sub>	0,0140	
nC <sub>1</sub>	0,8123			nC <sub>1</sub>	0,8136	
nC <sub>2</sub>	0,1084			nC <sub>2</sub>	0,1086	
nC <sub>3</sub>	0,0350			nC <sub>3</sub>	0,0351	
iC <sub>4</sub>	0,0050			iC <sub>4</sub>	0,0055	
nC <sub>4</sub>	0,0096			nC <sub>4</sub>	0,0097	
C <sub>5</sub>	0,0062			C <sub>5</sub>	0,0062	
C <sub>6</sub>	0,0025			C <sub>6</sub>	0,0025	
C <sub>7</sub>	0,0015			C <sub>7</sub>	0,0013	
C <sub>8</sub>	0,0006			C <sub>8</sub>	0,0006	
C <sub>9</sub>	0,0002			C <sub>9</sub>	0,0002	
C <sub>10</sub>	0,0001			C <sub>10</sub>	0,0001	
H <sub>2</sub> O	0,0020			H <sub>2</sub> O	0,0000	
H <sub>2</sub> S	0,0000			H <sub>2</sub> S	0,0000	
Total	1,0000			Total	1,0000	

Figure 4.5-Données de la charge actuelle.

Les résultats de la vérification du cas actuel sont présentés dans la figure 4.8.

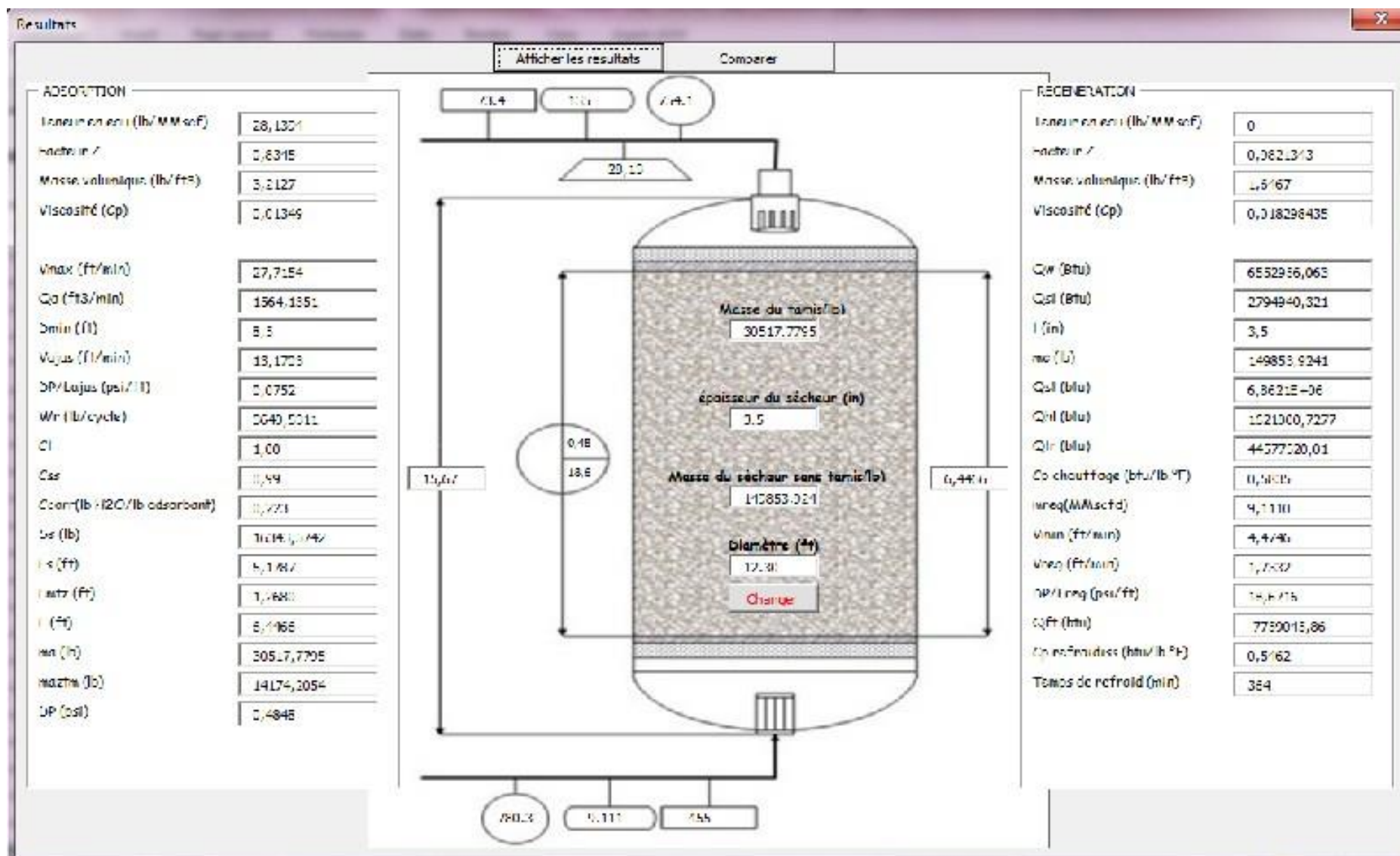


Figure 4.6-Résultats de la vérification cas actuel.

Tableau 4.5-Comparaison entre les paramètres calculés et installé (cas actuel).

Comparaison			
		sécheur	
		installé	calculé
adsorbant(lb)		97620	30517,78
diamètre (ft)		12,3	12,3
hauteur(ft)		20	6,45
$\Delta P$ bead	adsorption (psi) inférieur (<) à	7,25	0,48
	régénéra°(psi/ft) supérieur (>) à	0,01	0,000
épaisseur de la colonne (in)		5	3,500

La comparaison entre les paramètres calculés dans les conditions opératoires actuelles et ceux installés, montre des différences conséquentes, la masse de l'adsorbant nécessaire pour la déshydratation de la nouvelle charge est de 30517.78lb, ce qui représente 31% de la masse de l'adsorbant installé, cela implique une sous-exploitation du tamis moléculaire vue que la phase de régénération commence avant la saturation du lit, ce dernier subit donc plusieurs cycles de régénération non nécessaires ce qui induit une dégradation mécanique et un vieillissement rapide du tamis moléculaire.

Afin de palier à ce problème plusieurs scénarios de fonctionnement sont envisagés.

## 4.4 Etude d'optimisation

Afin d'optimiser les paramètres de fonctionnement de l'unité de déshydratation, nous avons étudié l'impact de changement du temps de cycle d'adsorption dans les cas suivants :

- Travailler avec deux colonnes en adsorption et une colonne en régénération ;
- Travailler avec une seule colonne en adsorption et une colonne en régénération avec by-pass d'une colonne.

### 4.4.1 Augmentation du temps d'adsorption jusqu'à 71 heures

Les résultats de ce cas de figure sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau 4.6-Comparaison entre les paramètres installés et les paramètres calculés lors de l'augmentation du temps de cycle jusqu'à 71 heures.

		sécheur	
		installé	calculé
adsorbant(lb)		97620	✓ 93031,95
diamètre (ft)		12,3	12,3
hauteur(ft)		20	✓ 19,65
ΔP bead	adsorption (psi) inférieur (<) à	7,25	✓ 1,48
	régénération (psi/ft) supérieur (>) à	0,01	✓ 0,000
épaisseur de la colonne (in)		5	✓ 3,500

Les résultats obtenus lors de l'augmentation du temps de cycle d'adsorption jusqu'à 71 heures montre une amélioration considérable dans l'exploitation du lit du tamis moléculaire. On peut dire que l'augmentation du temps de cycle d'adsorption augmentera la durée de vie de l'adsorbant.

#### 4.4.2 Le by-pass d'un sécheur

Dans ce cas nous avons utilisé qu'un seul sécheur, et mettre l'autre en stand-by, Les résultats de cette optimisation sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau 4.7-Résultat de l'optimisation par le by-pass d'un sécheur.

		sécheur	
		installé	calculé
adsorbant(lb)		97620	56420,57
diamètre (ft)		12,3	12,3
hauteur(ft)		20	11,92
$\Delta P$ bead	adsorption (psi) inferieur (<) à	7,25	3,58
	régénéra°(psi/ft) supérieur (>) à	0,01	0,000
épaisseur de la colonne (in)		5	3,500

Une grande différence est toujours observée entre les paramètres calculés et ceux installés et cela même lors du by-pass d'une colonne d'adsorption. Par conséquent, nous ajouterons pour notre optimisation la modification du temps du cycle afin d'atteindre des meilleurs résultats.

#### 4.4.3 Le by-pass d'une colonne et l'augmentation du temps de cycle

L'optimisation de l'utilisation du tamis moléculaire atteint son optimum avec un temps de cycle de 35 heures au lieu de 20 heures.

Les résultats de cette optimisation sont représentés dans le tableau 4.8

Tableau 4.8-Résultat de l'optimisation par le by-pass d'un sécheur et la modification du temps du cycle.

		sécheur	
		installé	calculé
adsorbant(lb)		97620	✓ 93193,61
diamètre (ft)		12,3	12,3
hauteur(ft)		20	✓ 19,69
ΔP bead	adsorption (psi) inférieur (<) à	7,25	✓ 5,92
	régénéra°(psi/ft) supérieur (>) à	0,01	✓ 0,000
épaisseur de la colonne (in)		5	✓ 3,500

Pour pouvoir exploiter la capacité totale du tamis moléculaire, nous avons augmenté le temps de cycle jusqu'à 35 heure d'adsorption. La comparaison montre que le sécheur installé peut traiter la charge d'une manière efficace.

## Conclusion générale

L'objectif de ce travail était de développer et d'utiliser des méthodes de calculs afin de vérifier et d'optimiser les paramètres de fonctionnement de la section de déshydratation, et cela après l'augmentation de la teneur en eau suite à l'épuisement du gisement, ainsi que le changement de la composition a d'alimentation.

Après la vérification de la méthode de dimensionnement de l'unité de déshydratation, et donc la validation de la méthode de calcul, nous avons fait une vérification du fonctionnement dans les conditions actuelles. L'interprétation des résultats a montré que l'unité de déshydratation est largement sous-exploitée qui de l'ordre de 31 % de sa capacité.

Pour faire face à cette situation et optimiser cette unité dans les conditions nécessaires, nous avons proposé deux hypothèses à savoir, la modification du temps de cycle, et le by-pass d'un sécheur.

Suite à cette étude, nous avons trouvé les conditions opératoires optimales :

- Gardé la même configuration des sécheurs, mais avec l'augmentation du temps d'adsorption jusqu'à 71 heures ;
- Le by-pass d'un sécheur et l'augmentation du temps de cycle jusqu'à 35 heures ;

### Recommandations

- Une étude technico-économique est souhaitable dans le but de minimiser la surconsommation d'énergie et augmenter la durée des sécheurs ;
- Travailler avec une seule colonne d'adsorption et un temps de cycle de 35 heures ;

---

## Bibliographie

- Gas Processing Suppliers Association: «Engineering Data Book». (2013). Tulsa, Oklahoma.
- A.Kidnay, W. P. (2006). Fundamentals of Natural Gas Processing. boca Raton: Taylor and Francis Group.
- A.Eimer. (2014). Gas Treating”, Absorption theory and Practice. Norway: John wiley & sons.
- Abou-Kassem, J. D. (1982). Isobaric heat capacities of natural gases at elevated pressures and temperatures. Proc. SPE Annu. Tech. Conf.
- Abu Kassem, J., Dranchuk, P., & Mattar, L. (1965). Computer Calculation Of Compressibility Of Natural Gas. The journal Of Canadian Petroleum Technology.
- Amooey, A. A. (2015, Mai). A NOVEL CORRELATIONAL APPROACH TO ESTIMATING NATUREL GAZ VISCOSITY. Journal of Engineering Physics and Thermophysics, 88(3).
- Bahadori, A. (2014). Natural Gas Processing Technology and Engineering Design. Lismore, NSW, Australia: Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier.
- Cadiegues, R. (2004). L'eau, la vapeur d'eau et l'hydronique. Paris: Xpair.
- Christensen, D. L. (2009). Thermodynamic simulation of the water/glycol mixture. Alborg University Esbjerg.
- Dempsey, J. (1965). Computer Routine Treats Gas Viscosity as a Variable. O & G Journal.
- Dranchuk, P., & Abou-kassem, J. (1975). Calculation of Z factors for natural gases using equations of state. Can. Pet. Technol 14.
- Faulkner, L. L. (2006). Fundamentals of Natural gas Processing. Columbus, Ohio: Columbus Division, Battelle Memorial Institute.
- Gawish, A., & Al-Homadhi, E. (2005, mai 14). Natural Gases Viscosity under Reservoir Conditions. Society Of Petroleum Engineers.
- Ghalambor, A., & Dr.Boyun. (2005). Natural Gas Engineering Handbook. Houston: University Of Louisiana at Lafayette.
- Jimmy-Humphrey, G. E.-K. (2002). procédés de separation (2 ed., Vol. 2).
- Kareem, L. A. (2014). Z Factor implicit Correlation, Convergence Problem and Pseudo-Reduced compressibility. Society Of Petroleum Engineers.
- Kohl, A., & Nielsen, R. (1997). Gas Purification (Vol. 5). Huston, Texas: Library of Congress Cataloging-in-Publication Data.

- Latif, K., & Adewale. (2011). Specific Heat Capacity Of Natural Gas Expressed as a Fonction Of Its Specific Gravity and Temperature. Society Of Petroleum Engineers.
- Mokhatab, S., William, A., & James, G. (2014). HandBook Of Natural Gas Transmission And Processing. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevie.
- Plasingame, T. (1988). Properties Of reservoir fluids. Texas: Texas A&M University.
- Poling, B. E., Prausnitz, J. M., & O'Connell, J. P. (2001). The properties Of Gases And Liquids. USA: The McGraw-Hill Companies, Inc.
- ROJEY, A. (1994). Le gaz naturel, production traitement transport. Paris cedex 15 : : Technip.
- Standing, M. (1947). A Pressure-Volume-Temperature Correlation for Mixtures of California Oils and Gases. API Drilling and Production pract, 247.
- Total. (2007). La Deshydratation du Gas, Manual de formation. Total.
- Manuel de formation CRO processus, projet MLE, Bloc 405B, Algerie, SH-FCP.

## Annexe 1: Propriétés critiques des constituants du gaz naturel

Table 4-9. Critical Properties of Natural Gas Constituents

Constituent	Molecular weight	Critical temperature, °R	Critical pressure, psia
Methane.....	16.04	343.3	673.1
Ethane.....	30.07	549.8	708.3
Propane.....	44.09	666.0	617.4
Isobutane.....	58.12	734.7	529.1
<i>n</i> -Butane.....	58.12	765.3	550.7
Isopentane.....	72.15	829.8	483
<i>n</i> -Pentane.....	72.15	845.6	489.5
Isohexane, 121*.....	72.15	880.9	450.5
Isohexane, 140*.....	84.16	896.5	440.1
<i>n</i> -Hexane, 155*.....	84.16	914.1	439.7
Isoheptane, 174*.....	98.18	937.6	417
Isoheptane, 194.....	98.18	955.9	400
<i>n</i> -Heptane, 209.....	98.18	972.3	396.9
Isooctane, 229.....	114.22	999	379
Isooctane, 240.....	118.22	1019	391
<i>n</i> -Octane, 258.....	114.22	1024.9	362.1
<i>n</i> -Nonane.....	128.25	1071	331
<i>n</i> -Decane.....	142.28	1114	306
Helium.....	4.0	9.4	33.2
Air.....	29.0	238.4	547
Nitrogen.....	28.02	226.9	492
Oxygen.....	32.0	277.9	730
Carbon dioxide.....	44.01	547.7	1073
Hydrogen sulfide.....	34.08	672.4	1306

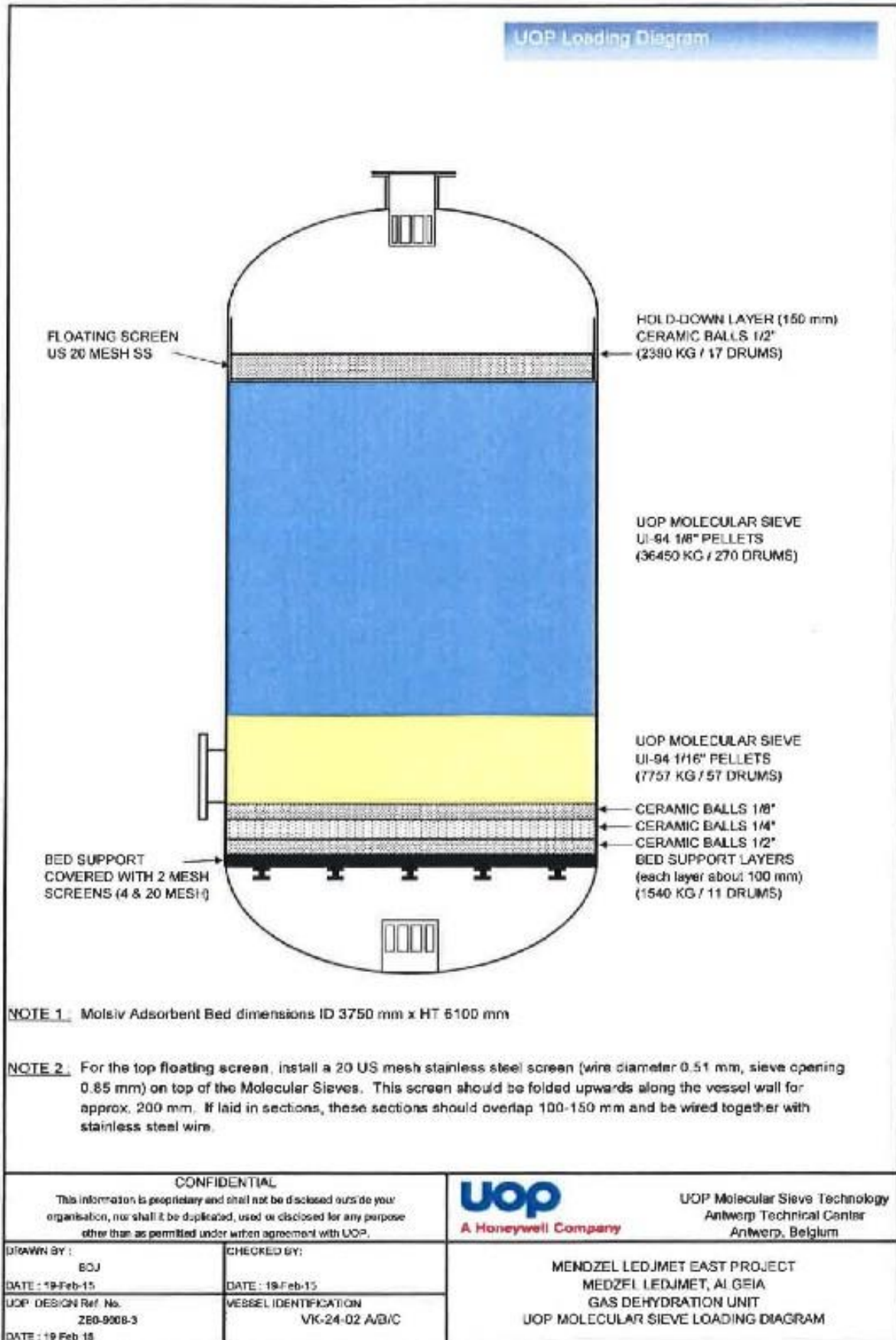
\* Number indicates boiling point in degrees Fahrenheit.

SOURCE: (1-15).

## Annexe 2: Constantes pour l'estimation de la chaleur spécifique du gaz

<b>Constants of the degree three fit of Cp as a function of temperature</b>				
	<b>a</b>	<b>b</b>	<b>c</b>	<b>d</b>
Methane (C <sub>1</sub> )	19.89	5.024 × 10 <sup>-2</sup>	1.269 × 10 <sup>-5</sup>	-11.01 × 10 <sup>-9</sup>
Ethane (C <sub>2</sub> )	6.900	17.27 × 10 <sup>-2</sup>	-6.406 × 10 <sup>-5</sup>	7.285 × 10 <sup>-9</sup>
Propane (C <sub>3</sub> )	-4.04	30.48 × 10 <sup>-2</sup>	-15.72 × 10 <sup>-5</sup>	31.74 × 10 <sup>-9</sup>
n-Butane (C <sub>4</sub> )	3.96	37.15 × 10 <sup>-2</sup>	-18.34 × 10 <sup>-5</sup>	35.00 × 10 <sup>-9</sup>
i-Butane (C <sub>4</sub> )	-7.913	41.60 × 10 <sup>-2</sup>	-23.01 × 10 <sup>-5</sup>	49.91 × 10 <sup>-9</sup>
n-Pentane (C <sub>5</sub> )	6.774	45.43 × 10 <sup>-2</sup>	-22.46 × 10 <sup>-5</sup>	42.29 × 10 <sup>-9</sup>
i-Pentane (C <sub>5</sub> )	6.774	45.43 × 10 <sup>-2</sup>	-22.46 × 10 <sup>-5</sup>	42.29 × 10 <sup>-9</sup>
n-Hexane (C <sub>6</sub> )	6.938	55.22 × 10 <sup>-2</sup>	-28.65 × 10 <sup>-5</sup>	57.69 × 10 <sup>-9</sup>
Heptane+ (C <sub>7+</sub> )	9.118	73.20 × 10 <sup>-2</sup>	-37.98 × 10 <sup>-5</sup>	76.47 × 10 <sup>-9</sup>
Carbon dioxide (CO <sub>2</sub> )	22.26	5.981 × 10 <sup>-2</sup>	-3.501 × 10 <sup>-5</sup>	7.469 × 10 <sup>-9</sup>
Nitrogen (N <sub>2</sub> )	28.90	0.1571 × 10 <sup>-2</sup>	0.8081 × 10 <sup>-5</sup>	-2.873 × 10 <sup>-9</sup>





## Annexe 4: Fiche technique du tamis moléculaire UOP-UI-94

## UOP MOLSIV™ UI-94 Adsorbent

## Adsorbents

## Description

UOP UI-94 adsorbent is a bound sodium form of Type A molecular sieve. UI-94 adsorbent will adsorb molecules with critical diameters up to 4 angstroms. It adsorbs water, hydrogen sulfide, methanol, methyl mercaptan and ethane, but excludes propane or higher hydrocarbons.

## Application

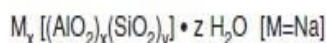
UI-94 molecular sieve is recommended for dehydration of water-saturated natural gas and in systems where liquid carryover of water, hydrocarbons and treating chemicals is of concern. In this type of service, UI-94 adsorbent has demonstrated superior service life and more economical dehydration than other products typically used for natural gas drying. The special formulation of UI-94 molecular sieve resists coking from heavy hydrocarbons and treating chemicals, retains high water capacity and resists particle breakup caused by liquid carryover and reflux.

## Typical physical properties

	1/8" Pellets	1/16" Pellets
Nominal pore diameter (Å)	4	4
Stock loaded density (lbs/ft <sup>3</sup> )	41.5	42
(kg/m <sup>3</sup> )	665	673
Crush strength (lbs)	> 17	> 7
(kgs)	>7.7	>3.2
Heat of adsorption (Btu/lb H <sub>2</sub> O)	1800	1800
(kJ/kg H <sub>2</sub> O)	4186	4186
Equilibrium H <sub>2</sub> O capacity (wt-%)*	22.5	22.5
Moisture content (wt-%)	< 1.5	< 1.5

\*Measured at 17.5 mm Hg and 25°C

## Chemical formula



## Regeneration

UI-94 adsorbent can be regenerated for reuse by purging or evacuating at elevated temperatures.

## Safety and handling

See the UOP brochure "Precautions and Safe Practices for Handling Molecular Sieves in Process Units" or call your UOP representative.

## Shipping information

UI-94 adsorbent is shipped in 55-gallon steel drums or quick load bags.

## For more information

For more information, contact your local UOP representative or our Des Plaines sales office:

e-mail: [info@uop.com](mailto:info@uop.com)

fax: +1-847-391-2253

phone: +1-847-391-2000

Adsorbents

## UOP ADSORBENT RECOMMENDATIONS:

Number of beds : 3	Insulation : external
Bed internal diameter : 3750 mm	Bed packed height : 6104 mm
Adsorbent requirement per bed : 44280 kg	
Total UOP Molecular sieve: 132840 kg	Type : UOP MS UI-94 1/16 pellets and 1/8 pellets.
Notes:	
1. Maximum feed flow rate including recycled spent regeneration gas.	
2. Expected adsorption time (minimum) after three years operation with two beds in parallel adsorption.	
3. Includes time for valve switching, de- and re-pressurization (max. 3.5 bar /min; Flow direction: DCWN) and standby time.	