



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université Echahid HAMMA LAKHDAR D'EL-OUED
Faculté des sciences et technologie
Département des Sciences et de la Technologie



Mémoire De Fin D'étude

En Vue De L'obtention Du Diplôme de :

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies

Filière : Industrie pétrochimique

Spécialité : Génie pétrochimie

Thème

**Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne du
Débutaniseur du complexe de traitement du gaz naturel SH-FCP**

Présenté par :

- ❖ **Atoussi Hicham**
- ❖ **Ramdani Abdelbasset**

Soutenu le/09/2020

Devant le Jury :

Mme : Nassima LAMI

Président

Université d'El Oued.

Mr : M.F. FERHAT

Examineur

Université d'El Oued.

Mr : M.Y. BELGHIT

Rapporteur

Université d'El Oued.

2019/2020

Remerciements

Nous tenons à remercier le bon Dieu qui nous a donné le courage et la volonté pour réaliser ce modeste travail.

*On remercie vivement notre encadreur **Mr. Belghit M Yazid** pour son aide, sa disponibilité et ses conseils judicieux durant toute la période de réalisation de ce mémoire.*

Nous remercions Madame N. LAMI, Maitre-Assistant à l'université d'El-oued, nous avoir fait l'honneur de présider le jury.

Il nous est agréable d'adresser nos remerciements à Monsieur M.F FERHAT, Maitre de Conférence à l'université d'El-oued d'avoir accepté d'examiner ce mémoire.

On tient à notifier nos Sincères remerciements les plus particuliers aux enseignants du département du Génie des procédés et Hydrocarbures, qui ont contribué à notre formation durant nos études.

Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à tous les personnels du Cpf de champ MLE et à toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation et la réussite de ce travail.

Dédicaces

J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à :

*Mon père et ma mère pour leurs soutiens durant toutes mes années
d'études.*

Mes chères frères

Mes chères sœurs

Toute ma famille.

En fin à Tous mes amis.

Hicham

J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à :

*Mon père et ma mère pour leurs soutiens durant toutes mes années
d'études.*

Mes chers frères

Mes chères sœurs

Toute ma famille qui a résisté à la souffrance d'être loin d'eux,

-En fin à Tous mes amis.

Abdelbasset

Résumé

La consommation mondiale des énergies fossile surtout le GPL est en croissance continue due à son bilan économique fiable en tant qu'un carburant propre et efficace pour l'avenir. La production de ce dernier doit répondre à des normes et des spécifications bien déterminées.

L'objectif de ce travail est d'étudier l'influence du changement de la charge qui alimente l'unité de fractionnement sur les normes de production de GPL et condensat. Pour cette raison, nous avons choisi l'unité de traitement de gaz de champ MLE comme un exemple de travail.

Nous avons utilisé le simulateur AspenTech HYSYS pour évaluer le cas actuel et optimiser les paramètres dans la colonne de fractionnement de GPL pour avoir les produits finaux en respectant les normes et spécifications exigées.

Mot clés: simulation, optimisation, GPL, condensat, AspenTech HYSYS.

ملخص

إن الاستهلاك العالمي لمادة غاز البترول المميع في ازدياد مستمر، باعتبار حصيلته الاقتصادية مربحة وبأنه وقود نظيف وفعال للغد، لذا فإن إنتاج هذا الأخير يخضع لمقاييس وخصائص محددة بدقة.

إن الهدف من هذا العمل هو دراسة تأثير تغير طبيعة الشحنة البترولية التي تغذي وحدة الفصل على نقاوة ومعايير إنتاج غاز البترول المميع و البنزين ولهذا الغرض قمنا باختيار وحدة معالجة الغاز لحقل منزل لجمات الشرق كمثال عملي.

لقد قمنا باستخدام برنامج المحاكاة أسينتاك هايسيس لتقييم حالة وحدة الغاز حاليا والقيام بمفاضلة العوامل على أعمدة الفصل للحصول على منتجات نهائية تخضع للمقاييس والخصائص المطلوبة.

الكلمات المفتاحية: المحاكاة، الأمثلية، غاز البترول المميع، البنزين، أسين تك هايسيس

Abstract

The world consumption of LPG is in continuous growth, due to its balance sheet and reliable economic as a clean and efficient fuel for the future, it is highly recommended to produce it respecting standards and specifications well determined.

The objective of this work is to study the influence of the changing steam composition which is feeding the separation unit over production norms of LPG and Gasoline, for this reason, we chose the gas processing unit of MLE as example of work.

We had used the simulator AspenTech HYSYS to evaluate the current case and optimize the parameters of fractionation columns in order to get the final products respecting the standards and specifications required.

Key words: Simulation, optimization, LPG, Gasoline, AspenTech HYSYS.

Table des matières

Table des matières.....	I
Liste des tableaux.....	IV
Liste des figures	VI
Liste d'abréviations.....	VIII
INTRODUCTION GENERALE	1
CHAPITRE I: Présentation du champ MLE	
Introduction sur le groupement SH-FCP.....	3
I.1 Situation géographique du champ MLE.....	3
I.2 Organisation de l'association SH-FCP.....	5
I.2.1 Organigramme	5
I.2.2 Département exploitation	5
I.3 Aperçue générale de champ MLE	7
I.3.1 Historique du champ	7
I.3.2 Implantation du puits	7
I.3.3 Les principales unité et capacité de production journalière.....	8
I.4 Spécification commercial des produits finis	9
I.5 Réseau d'expéditions	10
CHAPITRE II: Généralités sur le gaz naturel et GPL	
II.1 Gaz Naturel	12
Introduction	12
II.1.1 Composition du gaz naturel	13
II.1.2 Caractéristiques du gaz naturel.....	14
II.1.3 Les types de gaz naturel	15
II.1.4 Traitement du gaz naturel.....	16
II.2 Gaz de Pétrole Liquéfiés "GPL"	19
Introduction	19
II.2.1 Définition des GPL.....	19
II.2.2 Les propriétés des GPL	20
II.2.3 Les caractéristiques des GPL	21
II.2.4 Les Utilisations principales des GPL.....	23
II.2.5 Stockage du gaz liquéfiés	24

II.2.6 Conclusion	26
CHAPITRE III: Description des unités du champ MLE	
III.1 Description du procédé de traitement du gaz MLE	27
III.1.1 Equipement de réception (Slug-Catcher), refroidissement et séparation de brut du gaz.....	27
III.1.2 Désulfuration et de démercurisation du gaz «Système 30 »	28
III.1.3 Unité de décarbonatation «Système 28 »	30
III.1.4 Déshydratation « Système 24 »	32
III.1.5 Refroidissement et conditionnement du gaz « Systeme25 »	35
III.1.6 Unité de compression et comptage du gaz à vendre « système 27 »	37
III.1.7 Unité de séparation et traitement du liquide hydrocarbure « Système 21 ».....	39
III.1.8 Débutaniseur « Système 32 ».....	42
III.2 Stockage et expédition	43
III.2.1 GPL	43
III.2.2 Condensat	44
III.2.3 Huile	45
III.3 Utilités.....	46
III.3.1 Système de distribution d'huile chaude « système 41 »	46
III.3.2 Système d'injection de produits chimiques « Système 42 »	46
III.3.3 Système de torches d'évacuation et de purge « Système 43 ».....	47
III.3.4 Traitement de l'eau produite « Système 44 »	48
III.3.5 Système de gaz combustible « Système 45 »	48
III.3.6 Système d'eau de source « système 50 »	49
III.3.7 Système d'eau potable « système 53 »	49
III.3.8 Système de drainage ouvert « Système 56 »	49
III.3.9 Système de drainage fermé « Système 57 »	50
III.3.10 Système diesel « Système 62 ».....	50
III.3.11 Système d'air comprimé « système 63 ».....	50
III.3.12 Système de l'azote « Système 64 »	50
III.3.13 Système d'eau anti incendie « Système 71 »	50
CHAPITRE IV: Simulation et Optimisation des paramètres de Débutaniseur (récupération du GPL)	
IV.1 La Simulation	52
IV.1.1 Introduction	52

IV.1.2 Généralité sur la simulation.....	52
IV.1.3 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs	52
IV.1.4 Modes de fonctionnement des simulateurs	53
IV.1.5 Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS	53
IV.2 Simulation du cas actuel de l'unité de fractionnement	54
Méthodologie	54
IV.2.1 Simulation du cas actuel de l'unité de dééthanisation.....	56
IV.2.2 Simulation du cas actuel de l'unité de stabilisation de condensat.....	61
IV.2.3 Simulation du cas actuel de l'unité de débutanisation	67
IV.3 Optimisation du paramètres opératoires	76
IV.3.1 Objectif de l'optimisation	76
IV.3.2 Méthodologie	76
IV.3.3 L'effet de la variation du Taux de reflux sur la composition du GPL	76
IV.3.4 L'effet de la variation de température de fond sur les spécification des produits.....	77
IV.3.5 La variation de la pression sur la qualité des produits finaux	80
IV.3.6 Etude comparative entre les cas actuel et optimisé	81
IV.3.7 Intérêt économique.....	81
CONCLUSION.....	82
Références Bibliographiques.....	IX
Annexe	XI

Liste des tableaux

Tableau I-1 Gaz à vendre	9
Tableau I-2 Spécification de GPL	9
Tableau I-3 Spécification de condensat	10
Tableau I-4 Spécification d'huile	10
Tableau II-1 Spécifications typiques pour un gaz commercial	17
Tableau II-2 Composition molaire du GPL.....	19
Tableau II-3 Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence.....	21
Tableau II-4 Point d'ébullition et masse volumique des GPL	21
Tableau IV-1 Composition de la charge GG-25-05 alimentant le dééthaniseur.....	57
Tableau IV-2 Composition de la charge GG-25-02 alimentant le dééthaniseur	58
Tableau IV-3 Paramètres opératoires actuels de dééthaniseur	59
Tableau IV-4 Caractéristiques de la charge et des produits de dééthaniseur	59
Tableau IV-5 Composition molaire des différentes produits de dééthaniseur	60
Tableau IV-6 Composition de la charge VJ-21-02 alimentant la tête de la stable.....	62
Tableau IV-7 Composition de la charge GA-21-02 alimentant La stable.....	63
Tableau IV-8 Paramètres opératoires actuels de stabilisateur de condensat	64
Tableau IV-9 Caractéristiques de la charge et des produits de la stable	65
Tableau IV-10 Composition molaire des différentes produits de la stable	65
Tableau IV-11 Composition molaire de la charge vient de la stable	68
Tableau IV-12 Composition molaire de la charge vient de dééthaniseur	69
Tableau IV-13 Paramètres opératoires actuels de débutaniseur.....	71
Tableau IV-14 Paramètres opératoires des différentes charges et produits de débutaniseur	71
Tableau IV-15 Composition molaire de constituants des produits de débutaniseur	72

Tableau IV-16 Effet de la variation du taux de reflux sur les paramètres opératoires et les caractéristiques de GPL.....	77
Tableau IV-17 L'influence de la pression de Débutaniseur sur les produits finaux	80
Tableau IV-18 Comparaison des résultats de cas optimisé, cas actuel et spécification.....	81
Tableau IV-19 Intérêt économique de l'optimisation.....	81

Liste des figures

Figure I-1 Carte géographique du champ MLE	4
Figure I-2 Organisation de l'association SH-FCP	5
Figure I- 3 Organisation du département Exploitation	6
Figure I- 4 Plan de masse du CPF	6
Figure II-1 Vue extérieure de réservoirs sous pression.....	25
Figure III-1 Schéma descriptif de réception et prétraitement du gaz	29
Figure III-2 Schéma représentatif de décarbonatation et régénération de l'amine	32
Figure III-3 Schéma de déshydratation	34
Figure III-4 Schéma descriptif de régénération de déshydrateur	35
Figure III-5 Schéma de procédé de conditionnement de gaz	36
Figure III-6 Schéma de dééthaniseur	37
Figure III-7 Unité de compression de gaz à vendre.....	39
Figure III-8 Stabilisateur du condensat	40
Figure III-9 Compression de l'off gaz	41
Figure III-10 Schéma de débutaniseur	42
Figure III-11 Stockage GPL.....	43
Figure III-12 Stockage et pompage du condensat.....	44
Figure III-13 Stockage et pompage de l'huile	45
Figure III-14 Système d'injection des produits chimiques	47
Figure III-15 Traitement de l'eau produite.....	48
Figure III-16 Système d'eau de source	49
Figure IV-1 Organigramme simplifié le méthode de travail	54
Figure IV-2 Schéma de procédé de fractionnement	55

Figure IV- 3 Schéma de procédé (colonne de dééthaniseur)	56
Figure IV-4 Profil de débit liquide et vapeur dans le dééthaniseur.....	61
Figure IV-5 Schéma de procédé (colonne de stabilisation).....	62
Figure IV-6 Variation de la température dans la stable	66
Figure IV-7 Variation de débit molaire dans la stable	67
Figure IV-8 Schéma de procédé (colonne de Débutaniseur)	68
Figure IV-9 Variation de la température dans le débutaniseur.....	73
Figure IV-10 Profil de débit liquide et vapeur dans le débutaniseur	73
Figure IV-11 Profil de la composition en phase liquide de débutaniseur	74
Figure IV-12 Profil de la composition en phase vapeur de débutaniseur.....	74
Figure IV-13 Variation de la TVR et la Densité de GPL en fonction la température du fond de débutaniseur (reflux 90%)	78
Figure IV-14 Variation de la TVR et la Densité de condensat en fonction la température du fond de débutaniseur (reflux 90%)	78
Figure IV-15 Variation de la composition de GPL en fonction de la T du fond du Débutaniseur	79

Liste d'abréviations

CPF	Central Processing Facility (Installation de traitement centrale)
CAFC	Central Area Field Complex (Complexe du champ zone centrale)
FCP	First Calgary Petroleums
DCS	Distributed Control System (Système de contrôle distribué)
BP	Basse pression
BPD	Barrel Per Day
BMS	Burner monitoring system
DEA	Di Ethanol Amine
ESD	Emergency Shut Down (Arrêt d'urgence)
GNL	Gaz naturel liquéfié
GPL	Gaz de pétrole liquéfié
HHV	High Heat Value (Pouvoir calorifique supérieur)
HP	Haute pression
LHV	Low Heat Value (Pouvoir calorifique Inferieur)
MDEA	Méthyl Di Ethanol Amine
MLE	Menzel Ledjmet East (Menzel Ledjment Est)
MLN	Menzel Ledjmet North (Menzel Ledjment Nord)
MMSFCD	Million Standard Cubic feet per day (Millions de pieds cubes par jour)
P&ID	Piping & Instrument Diagram
PFD	Process Flow Diagram (Schéma du procédé)
ROV	Routing valve (Vanne de routage)
RVP	Reid Vapor Pressure (Pression de vapeur Reid)

INTRODUCTION GENERALE

Doté de précieux atouts environnementaux par rapport aux autres énergies fossiles et de réserves importantes, le gaz naturel a vu sa part dans le bilan énergétique mondial augmenter régulièrement depuis les années 70. Dès lors qu'il est disponible, il crée une dynamique de progrès. Permettre à chacun d'y avoir accès et en faire le meilleur usage est pour nous les deux grands défis d'un avenir énergétique.

L'évolution actuelle est marquée par une plus grande concurrence entre les sources disponibles et une plus grande flexibilité dans les systèmes gaziers.

La carte gazière se redessine avec les nouvelles découvertes mais également avec un jeu d'entreprises dynamiques. Les compagnies de gaz naturel sont obligées de revoir leur stratégie avec l'évolution des marchés.

Sonatrach est un acteur majeur dans le domaine du pétrole et du gaz. Aujourd'hui, Sonatrach s'affirme non seulement comme un Groupe international à vocation pétrolière et gazière, mais comme une compagnie solidaire, responsable et citoyenne.

L'Activité Amont recouvre les métiers de recherche, d'exploration, de développement et de production d'hydrocarbures. Opérant dans les différentes régions du Sahara algérien, tels que Hassi Messaoud, Hassi R'Mel, Hassi Berkine, Ourhoud, Rhourde Nouss, In Salah et In Amenas, en effort propre ou en association avec des compagnies pétrolières étrangères.

Dans ce cadre, la société nationale SONATRACH a investi dans un projet d'implantation d'une usine de traitement de gaz au niveau du Ledjemet Block 405b dans bassin de Berkine.

L'exploitation pétrolière et gazière en Algérie consiste principalement à maximiser les revenus en optimisant la récupération, et la valorisation de tous les dérivés qui doivent répondre à des spécifications exigées.

Notre but est:

- 1- Analysé l'influence du changement de la charge sur les conditions opératoires de l'unité de fractionnement et la qualité des produits finaux.
- 2- Simulé le cas actuel l'unité de fractionnement à l'aide d'un simulateur HYSYS, et optimisé les paramètres opératoires dans le but d'amélioration de la quantité et la qualité des produits finaux dans les normes commerciales.

Ce mémoire est structuré en 4 chapitres :

Dans le premier, on présente le champ MLE (SH-FCP) sa situation géographique, centres de production, ainsi que ses différentes divisions.

Le second chapitre, s'oriente aux généralité sur le gaz naturel et le GPL, son composition et ses caractéristiques.

Le troisième chapitre traite d'une façon général une présentation du différent unités du centre de traitement du gaz du champ MLE.

Le dernier chapitre, consacré à la simulation de cas actuel, en faisant l'optimisation des paramètres opératoires de l'unité de fractionnement pour atteindre notre objectif des produits finaux qui satisfont les normes de commercialisation.

CHAPITRE I

Présentation du champ MLE

Introduction sur le groupement SH-FCP

SONATRACH (SH)

Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures» est une entreprise publique algérienne et un acteur majeur de l'industrie pétrolière, c'est la clé de voûte de l'économie algérienne. Le groupe pétrolier et gazier Sonatrach intervient dans l'exploration, la production, le transport par canalisation, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures et de leurs dérivés. Sonatrach se développe également dans les activités de pétrochimie, de génération électrique, d'énergies nouvelles et renouvelables, de dessalement d'eau de mer et d'exploitation minière.

First Calgary Petroleum(FCP)

First Calgary Petroleum est une société pétrolière et gazière basée à Calgary, en Alberta, spécialisée dans la prospection, le développement et la production de pétrole et de gaz naturel en Afrique du Nord et au Moyen-Orient. La société a annoncé qu'elle avait un plan en place pour se rapprocher des puits de production en Algérie, ce qui a fait grimper le cours de l'action. La direction et les équipes techniques de FCP comprennent des détecteurs de pétrole et de gaz éprouvés, avec une vaste expérience internationale. L'objectif de la direction est d'acquérir et de développer des projets à fort impact qui peuvent être de taille mondiale. L'activité de forage stratégique sur des blocs bien positionnés en Algérie constitue la base de la croissance à court terme.

Le 21 novembre 2008, ENI S.P.A. a complété l'acquisition de First Calgary 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]

I.1 Situation géographique du champ MLE

Le champ de gaz Menzel Ledjmet Est (MLE) est un projet commercial conjointement développé par Sonatrach et First Calgary Petroleum Ltd (FCP). Le champ MLE se situe au sein du Ledjmet Block 405b dans bassin de Berkine à environ 220 km au sud-est de Hassi Messaoud.[2]

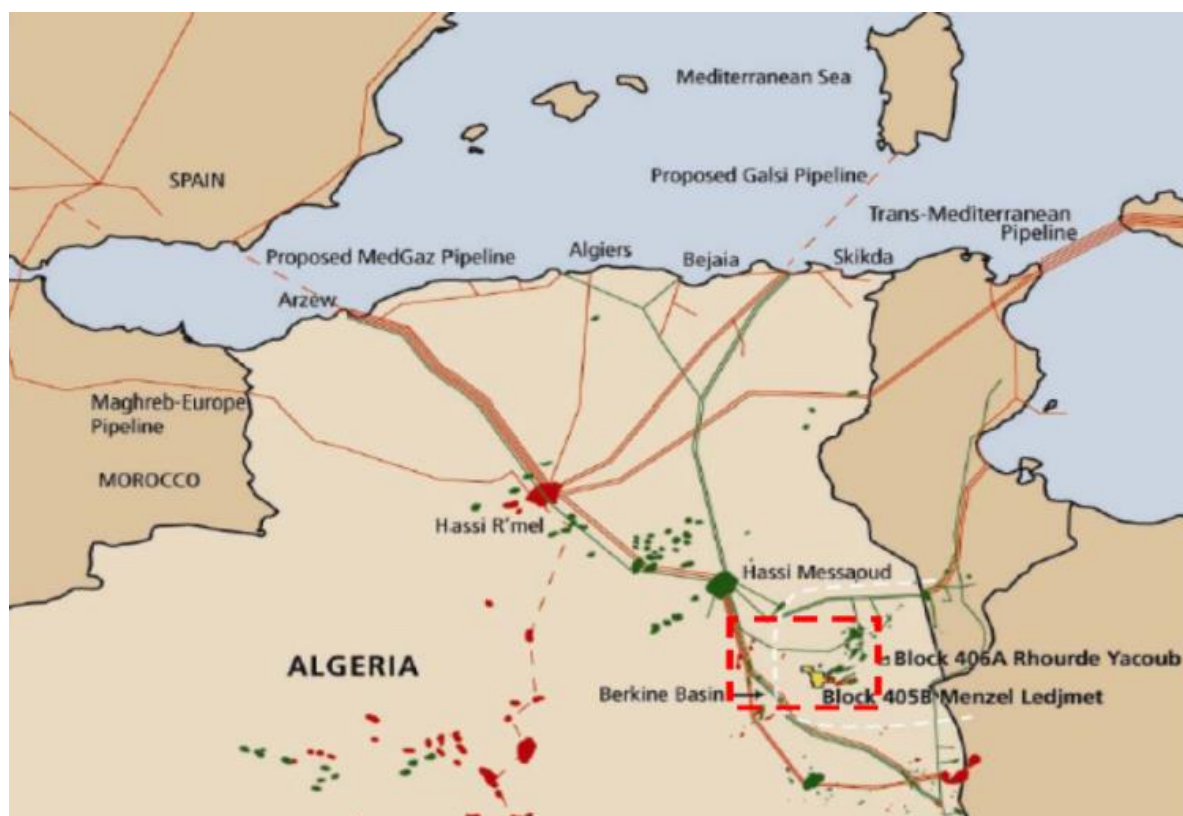


Figure I-1 Carte géographique du champ MLE

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

I.2 Organisation de l'association SH-FCP

I.2.1 Organigramme

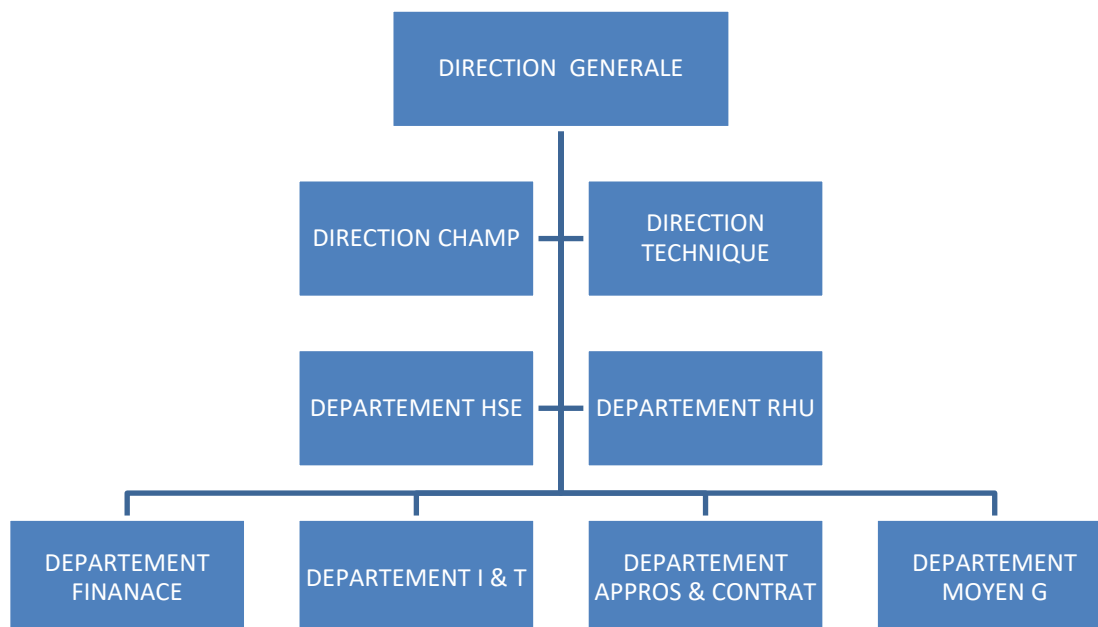


Figure I-2 Organisation de l'association SH-FCP

I.2.2 Département exploitation

La Direction champ de l'association SH-FCP est l'anneau fort de l'entreprise ; elle se compose du département exploitation qu'est chargée de suivi des systèmes du traitement de gaz et d'assurer la production d'huile, condensat, GPL et gaz. A cet effet, elle est divisée de trois (03) Service, des Ingénieurs Process.

L'organigramme de la Direction champ se présente comme suit :

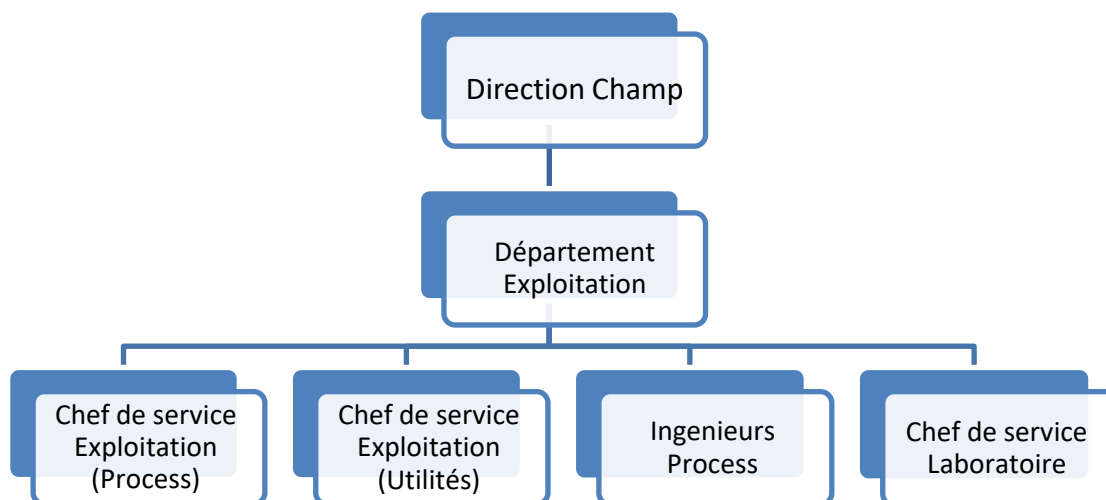


Figure I-3 Organisation du département Exploitation

Notre stage s'est déroulé sur le site de traitement de gaz SH-FCP. Cependant le plan de masse qui indique la répartition entre les unités est représenté ci-dessous

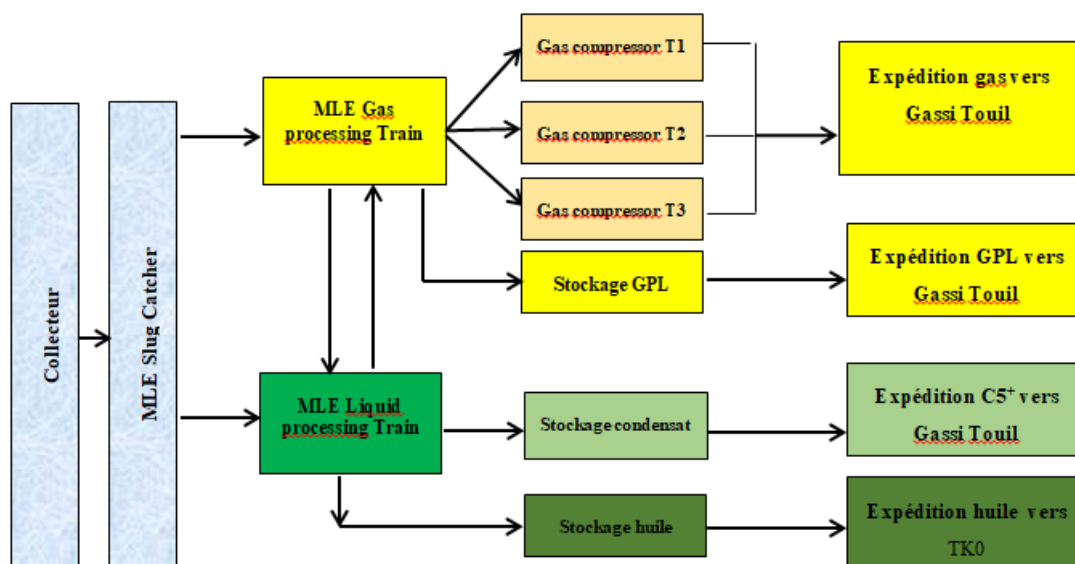


Figure I-4 Plan de masse du CPF

I.3 Aperçue générale de champ MLE

I.3.1 Historique du champ

Le champ pétrolier Menzel Ledjmet Est (MLE) est un projet commercial développé conjointement par SONATRACH (SH) et First Calgary Petroleum (FCP) actuellement dans l'actif de ENI.

Le projet a été mise en exploration en Octobre 2001 puis sa mise en marche en Aout 2013 par le premier puits MLE-20.[2]

MLE est un projet de développement de gaz humide en Algérie, Le but de ce projet est le développement et l'exploitation des gisements de gaz naturel situés dans la région du bassin Berkine, il est composé d'un système de collecte acheminant les fluides produits à partir des puits vers une unité centrale de traitement CPF.

I.3.2 Implantation du puits

Le réseau de collecte de MLE prévoit toutes les connexions nécessaires de la conduite et les équipements des puits pour collecter les fluides des puits qui passent dans les équipements de l'usine de la CPF .

Les systèmes appartenant à ce réseau de collecte:

Système 13 – Système de tête de puits (Production)

Système 15 – Système de tête de puits (Injection Chimique)

Système 18 – Collecteurs (Production)

I.3.3 Les principales unité et capacité de production journalière

Le projet de MLE comprend en particulier :

- 24 puits de gaz
- 6 Collecteurs de gaz
- Une installation de traitement centrale (CPF) assurant la compression du gaz à vendre, l'élimination du CO₂, l'extraction de GPL, la stabilisation de l'huile et des condensats, le stockage des produits et le système de pompage.
- Les services associés
- 4 canalisations d'expédition du gaz à vendre, des condensats, du GPL et de l'huile (au total 550 km).
- Les écoulements du gaz riche et pauvre provenant de CAFC.

Les produits finis à savoir, gaz à vendre, GPL, huile et condensat sont évacués vers le réseau de SONATRACH à l'aide de quatre pipelines d'évacuation

La capacité nominale attendu est de 300 MMSCFD du Gaz à vendre (projet garanti

350 MMSCFD), et produira un débit calculé de :

245 MMSCFD de Gaz à vendre.

13270 BPD de GPL

8787 BPD de condensat

11253 BPD d'huile

3303768 Millions Sm³/j de gaz

214189 Tonnes/j de condensat

396324 Tonnes/j de GPL

1182,778 Tonnes/j d'huile

I.4 Spécification commercial des produits finis

Tableau I-1 Gaz à vendre

Paramètres	Valeur	Unité
Teneur en eau	≤ 50	ppm par volume
Pouvoir calorifique	$9150 \leq PCS \leq 9800$	Kcal/cm ³ à 15°C & 1bar.
CO₂	Ne doit pas être supérieure à 2,0	Mol %
H₂S	Ne doit pas être supérieure à 1,3	ppm par volume
Le gaz transporté doit être exempt	Impuretés liquides (Absence d'eau libre et hydrocarbures)	Impuretés solides (poussières et sable).

Tableau I-2 Spécification de GPL

Paramètres	Valeur	Unité
Teneur en fraction légère C₂	≤ 3.0	% Mol
Teneur en fraction lourde C₅	≤ 0.4	% Mol
Teneur en fraction C₃/C₄	minimum 88	% Volume
Teneur en H₂O	$< 1,0$	ppmv
Le GPL Transporté doit être	Anhydre (Absence d'eau)	Débarrassé d'impuretés

Tableau I-3 Spécification de condensat

Paramètres	Valeur	Unité
Densité	$0,70 \leq d_{15^{\circ}\text{C}} \leq 0,73$	--
Basic Sédiment & Water	Traces	% Volume
Teneur en Sel	Nulle	% Poids
Teneur en Soufre	≤ 0.005	% Poids
Tension de vapeur Reid	<0.45 (Eté), 0.69(Hiver)	Kg/cm ²

Tableau I-4 Spécification d'huile

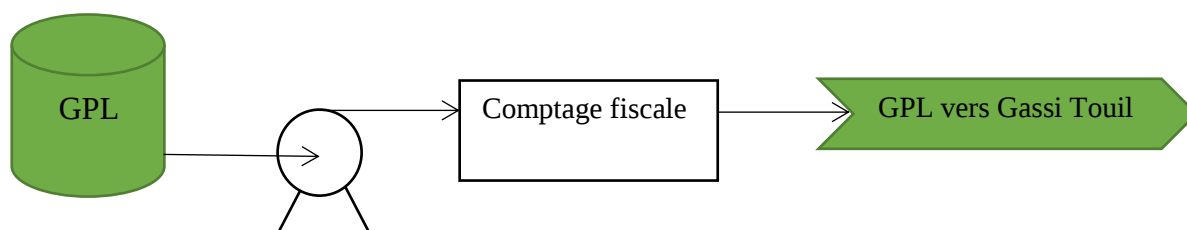
Paramètres	Valeur	Unité
Densité	$0,7902 \leq d_{15^{\circ}\text{C}} \leq 0,8082$	--
Basic Sédiment & Water	$\leq 0,5$	% Volume
Teneur en Sel	≤ 0.004	% Poids
Teneur en Soufre	≤ 0.2	% Poids
Tension de vapeur Reid	< 0.45(Eté), 0.69(Hiver)	Kg/cm2

I.5 Réseau d'expéditions

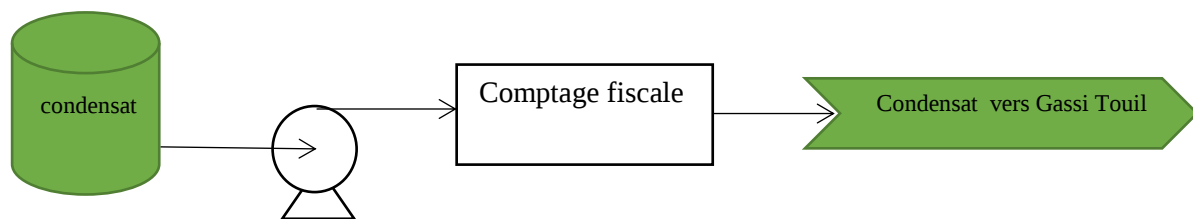
➤ Gaz de vent



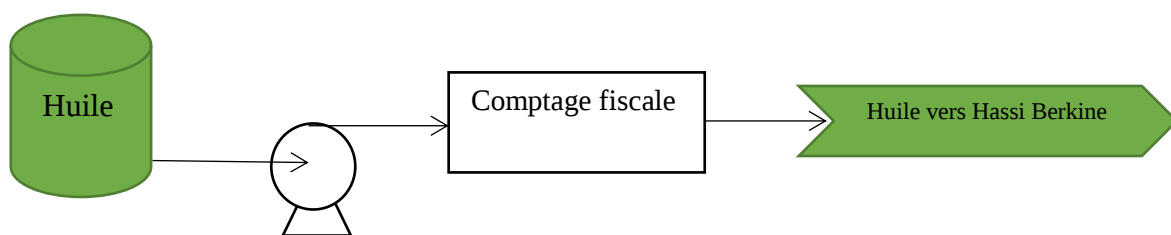
➤ GPL



➤ **Condensat**



➤ **Huile**



CHAPITRE II

Généralités sur le gaz naturel et GPL

II.1 Gaz Naturel

Introduction

Le gaz naturel. Il est considéré comme la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et le charbon, et aujourd'hui le gaz naturel est une principale source alternative en énergie avec moins d'impact environnemental.

Le gaz naturel est un combustible fossile, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures trouvé naturellement sous forme gazeuse. C'est la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et son usage se développe rapidement. Il est généré à partir de la sédimentation de matière organique vieille de plusieurs millions d'années. Le plus souvent, enfouie dans le sous-sol et sous l'effet de la pression et de la température, la matière organique se transforme d'abord en kérogène.

Lorsque la température augmente (entre 50 et 120°C), le kérogène se décompose. Appelée pyrolyse, cette décomposition thermique expulse deux hydrocarbures, le gaz naturel et le pétrole qui constituent, dans une roche imperméable, un gisement.

Le gaz naturel peut être de diverses natures : il est dit thermogénique lorsqu'il provient de la transformation de matière organique sous l'effet de la pression et de la chaleur, et il est dit biogénique lorsqu'il est généré à partir de la fermentation de bactéries présentes dans les sédiments organiques.[3]

II.1.1 Composition du gaz naturel

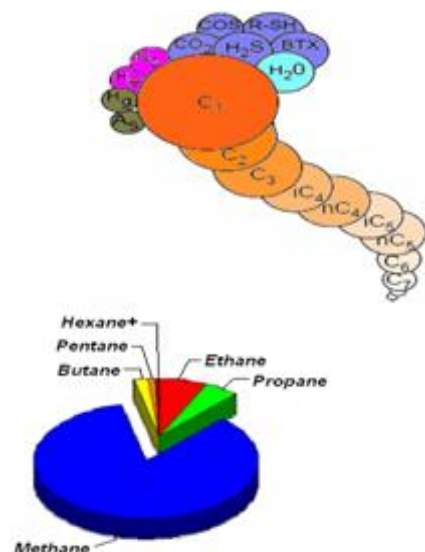
Principaux constituants	Méthane	CH ₄
	Ethane	C ₂ H ₆
	Propane	C ₃ H ₈
	i-Butane	iC ₄ H ₁₀
	n-Butane	nC ₄ H ₁₀
	i-Pentane	iC ₅ H ₁₂
	n-Pentane	iC ₅ H ₁₂
	Hexanes & heavier	C ₆ ⁺
Non-hydrocarbures	Nitrogène	N ₂
	Gaz	Hélium
	inertes	Argon
		Oxygène
	Gaz	Hydrogène sulfuré
	Acides	Dioxyde de Carbone
		Mercaptans
	Composés soufrés	Sulfites
		Désulfites
Autres éléments	Mercure	Hg
	Arsenic	As

✓ **composition type d'un gaz naturel**• **Hydrocarbures:**

Méthane	70-98%	Ethane	1-10%
Propane	trace-5%	Butane	trace-2%
Pentane	trace-1%	Hexane	trace-0.5%

• **Non-Hydrocarbures**

Nitrogène	trace-15%	CO ₂	trace-15%
H ₂ S	trace-15%		

**II.1.2 Caractéristiques du gaz naturel**

Le gaz naturel est incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus léger que l'air. Il se présente sous sa forme gazeuse au-delà de -161°C . Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique, le mercaptan, qui lui donne une odeur d'œuf pourri, lui est souvent ajouté afin de permettre de détecter une fuite de gaz éventuelle.

Bien que la composition du gaz naturel varie, son composant principal est le méthane (au moins 90%). Il possède une structure d'hydrocarbure simple, composé d'un atome de carbone et de quatre atomes d'hydrogène (CH_4). Le méthane est extrêmement inflammable. Il brûle facilement et presque totalement et n'émet qu'une faible pollution. Le gaz naturel n'est ni corrosif, ni toxique, sa température de combustion est élevée et il possède un intervalle restreint d'inflammabilité, ce qui en fait un combustible fossile sûr comparé à d'autres sources d'énergie. En outre, en raison de sa densité de 0,60, inférieure à celle de l'air (1,00), le gaz naturel a tendance à s'élever et peut, par conséquent, disparaître facilement du site où il se trouve par n'importe quelle fissure.

II.1.2.1. Pouvoir calorifique

Le pouvoir calorifique d'un combustible est la quantité de chaleur exprimée en KWh ou MJ, qui serait dégagée par la combustion complète d'un m^3 normal de gaz sec dans l'air à une pression absolue constante égale à 1,01325 bars, le gaz et l'air étant à une température initiale de 0°C , tous les produits de combustion étant ramenés à 0°C et une pression de 1,01325 bars. On distingue deux pouvoirs calorifiques :

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les conditions de surface et le gaz est moins concentré en méthane.

1) Pouvoir calorifique supérieur PCS

C'est la quantité de chaleur (KWh ou MJ) qui serait dégagée par la combustion complète d'1m³ normal de gaz, l'eau formée pendant la combustion restant à l'état liquide, et les autres produits étant à l'état gazeux.

2) Pouvoir calorifique inférieur PCI

Il correspond à la chaleur dégagée par la combustion complète d'1 m³ normal de gaz dont laquelle l'eau formée se transformerait en vapeur.

Le PCI se calcule en déduisant du PCS la chaleur latente de vaporisation (2511 KJ/Kg) de l'eau au cours de la combustion.

$$PCS = PCI + \text{chaleur latente de vaporisation.}$$

II.1.2.2. Densité

La densité se définit par le rapport de sa masse volumique dans les conditions de références choisies (Ex : 1 atm et 15°C) à celle de l'air dans les mêmes conditions (1,225 Kg/m³).[4]. Elle peut aussi être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation suivante :

$$\text{Densité de gaz} = \text{masse moléculaire} / 28,97.$$

II.1.3 Les types de gaz naturel

Les différents types de gaz sont classés selon la nature des phases en présence dans les conditions du gisement et de surface. Ceci conduit à distinguer les cas suivants :

Le gaz sec

ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production.

Le gaz humide

Formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface.

Le gaz à condensât

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en

hydrocarbures lourds dans le réservoir.

Le gaz associé

C'est un gaz de couverture qui coexiste avec la phase d'huile dans les réservoirs d'huile (Gisement de pétrole).[5]

II.1.4 Traitement du gaz naturel

1.4.1 Généralités sur le traitement

Le traitement de gaz naturel consiste à séparer totalement ou partiellement les constituants présents à la sortie du puits, tel que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds.

Ce traitement a pour but d'amener le gaz à des spécifications commerciales ou de transports bien définies. Les procédés de traitement du gaz sont multiples, et le choix de l'une d'elles est basé sur les critères suivants :

- Qualité de l'effluent brut.
- Taux de récupération des hydrocarbures lourds visé.
- Spécifications des puits.
- Coût global des investissements.[6]

1.4.2 Les procédés de traitement du gaz naturel

Les principaux traitements qui sont effectués sur le gaz naturel brut se résument à :

La première étape : permet de réaliser la séparation des fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent des puits, fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensât) et l'eau libre.

La seconde étape de traitements : dépend du mode de transport.

Les principaux composés qu'il peut être nécessaire de retirer du gaz sont les suivants :

-l'hydrogène sulfuré (H_2S) à la fois toxique et corrosif (constituant acide)

-le dioxyde de carbone (CO_2) également corrosif (constituant acide) et de valeur thermique nulle

-l'eau, qui n'est pas gênante à l'état vapeur pour le transport et la distribution du gaz, mais qui peut être la cause des phénomènes suivants à l'état condensé :

*formation de glace ou d'hydrates, lorsque les conditions de pression et de température du gaz sont favorables, engendrant rapidement des anomalies de fonctionnement des installations et pouvant se traduire par une interruption de la fourniture de gaz.

*activation de la corrosion des ouvrages de transport et de distribution par les constituants acides du gaz.

-les hydrocarbures lourds qui sont susceptibles de se condenser dans les réseaux de transport et de distribution

-les mercaptans pouvant être présents naturellement dans certains gisements, pour respecter la contrainte réglementaire concernant le Soufre total et ramener l'odeur du gaz distribué à des valeurs acceptables (risque de suroodorisation)

-le mercure, corrosif pour les installations des chaînes de liquéfaction regazéification

-l'azote, de valeur thermique nulle, pour «remonter » le PCS.[6]

Des spécifications typiques pour un gaz commercial sont présentées sur le tableau suivant:

Tableau II-1 Spécifications typiques pour un gaz commercial [7]

Spécification	Valeur
Pouvoir Calorifique Supérieur	Entre 38000 et 40500 KJ/m3
Indice de WOBBE	entre 47300 et 52200 KJ/m3
Teneur en H2S	inférieur à 3.3 ppm vol
Teneur en soufre totale	inférieur à 35 ppm vol
Teneur en oxygène	inférieur à 0.1 % mol
Teneur en CO2	inférieur à 2 % mol
Point de rosée eau	inférieur à -17°C à 41b
Point de rosée HC	inférieur à -2°C tout pression <69b

1.4.3 Les techniques de traitement de gaz

Les procédés les plus utilisés sont : le procédé HUDSON et le procédé PRITCHARD.

- **Procédé PRITCHARD**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant, pour atteindre en fin de cycle des températures voisines de (-23°C).

- **Procédé HUDSON**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers un TURBO-EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température inférieur à (-43°C).

Le procédé HUDSON est très performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

Le gaz en provenance de la source productrice est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement. Il se présente à une pression de 28 bars et une température de (56°C).

- **Procédés mixtes**

Ils sont les plus performants car ils utilisent le Turbo-Expander, la vanne Joule Thomson et la Boucle de propane, où l'on atteint les (-66°C).

Les procédés mixtes sont plus performants du fait qu'ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. Le gaz en provenance des puits producteurs est un mélange (gaz et hydrocarbures liquides) contenant une faible proportion d'eau du gisement. Il se présente à une pression de 140 bars et une température de (65°C).

II.2 Gaz de Pétrole Liquéfiés "GPL"

Introduction

L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » est exclusivement réservée au Propane et au Butane, car ils sont les seuls à être gazeux à pression et température ambiante (1,013 bar et 15°C) et à se laisser liquéfier sous faible pression (respectivement à 7,5 et 1,5 bar).

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

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

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

II.2.1 Définition des GPL

Le GPL ou Gaz de Pétrole Liquéfiés représente les fractions légères d'hydrocarbures paraffiniques qui sont des hydrocarbures gazeuses liquéfiées composés majoritairement de coupe en C3 et C4, le propane (C₃H₈) et le butane (C₄H₁₀) étant les principaux composants.[8]

Les GPL sont issus à plus de 60% des champs de gaz naturel. Pour le reste, ils proviennent du raffinage du pétrole brut dont ils représentent entre 2 et 3% de l'ensemble des produits raffinés.

La composition molaire du gaz du pétrole liquéfié est variable selon leur source

Tableau II-2 Composition molaire du GPL

Composition	% molaire
Méthane	0.32
Ethane	1.12
Propane	60.95
Isobutane	15.46
Normal Butane	22.14
Iso-Pentane	0.01

II.2.2 Les propriétés des GPL

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

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

Les GPL, lorsqu'ils se répendent sous sa forme liquide, hors d'un container sous pression s'évapore en produisant du froid : au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées "brûlures froides".[9]

Les vapeurs des GPL constituent avec l'air un mélange extrêmement inflammable et dangereux. Leur domaine d'inflammabilité dans l'air à 20°C et sous 1 ATM varie de 2 à 10% (%volumique). Ce mélange est détonnant au contact d'une source de chaleur (flamme ou étincelle).[9]. Pour mieux les reconnaître ou déceler d'éventuelles fuites, on leur donne une odeur particulière au moyen de substances appropriées (mercaptans).

A l'état liquide, les GPL ont un haut coefficient de dilatation, ils se dilatent de 0,25% par degré de température dont il faut tenir compte lors de leurs stockages dans les récipients que le remplissage ne doit jamais être dépassé au maximum 85% de sa capacité.[9]

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

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

Les GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant, s'ils sont inhalés longuement et peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac.[10]

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

II.2.3 Les caractéristiques des GPL

En général, les particularités physico-chimiques des GPL (courbe de distillation, tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, rendement dans les moteurs, etc.) dépendent de leur teneur en divers hydrocarbures.[11]

2.3.1 Le pouvoir calorifique des GPL

Le pouvoir calorifique des GPL est pratiquement égal à celui de l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilogramme de carburant, mais ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C (voir tableau 2.3). Cette diversité provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence. En moyenne, la densité à 15°C des GPL est de 0,555 kg/litre et celle de l'essence de 0,730 kg/litre. Un moteur alimenté avec l'essence développe une puissance supérieure de 10 à 12%.

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

Tableau II-3 Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence

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

2.3.2 Point d'ébullition et la masse volumique

Le point d'ébullition et la masse volumique des GPL sont représentés dans le tableau 2.4

Tableau II-4 Point d'ébullition et masse volumique des GPL

	Point ebullition (°C)	Masse volumique du liq (kg/m3) à 15°C	Masse volumique du gaz (kg/m3) à 15°C
Butane	0	585	2.50
Propane	-42	515	1.85

1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (15°C – 1bar)

1 litre de propane liquide libère 278 litres de gaz (15°C – 1 bar)

Ces caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vue du stockage et du transport.[12]

2.3.3 Tension de vapeur

La TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.

2.3.4 Autres caractéristiques

-Odeur: le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant, ce sont des composés sulfures tel que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité.

-Dilatation: à l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

-Densité: aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air. Cette densité diminue avec l'augmentation de la température. A titre exemple: à 38°C, la densité est égale 0,534. La densité est très importante dans le GPL commercial.

-Impuretés: Le plus important est le soufre. La teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005% en masse. L'eau est aussi, l'une des impuretés importantes.

-Le GPL est non corrosif à l'acier.

-Le GPL n'a aucune propriété de lubrification et cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs). Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou gazeuse.

-Les GPL raffinés sont en général extrêmement inflammable, étant donné leur grande volatilité, Ils peuvent donner, au contact de l'air, des mélanges explosifs.

-Les GPL lorsqu'il se reprend sous sa forme, hors d'un container sous pression produit du froid à revoir : Au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées « brûlures froides ».

-Le GPL est caractérisé par un indice d'Octane Recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement des valeurs de RON de chacun de ces constituants. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est lui aussi légèrement plus élevé que celui des essences classiques.

II.2.4 Les Utilisations principales des GPL

Dans le monde, les GPL utilisés dans le transport sont de l'ordre de 5%. Les autres applications concernent essentiellement la pétrochimie avec 25 et 70% dans le secteur des combustibles.[13]

Les GPL sont promis à un bel avenir car la demande mondiale continue à croître, que ce soit pour la pétrochimie ou pour leurs utilisations traditionnelles en tant que combustibles, parmi les utilisations des GPL, on peut citer par ordre d'importance: la combustion, les carburants, la production d'électricité, la pétrochimie, etc.

2.4.1 La combustion

La combustion c'est l'objectif le plus important de ces gaz. Ils sont utilisés dans la vie domestique, la cuisine, l'eau chaude, le chauffage et dans la vie artisanale. La répartition de la demande des GPL comme combustible est très variable d'un continent à l'autre, et d'un pays à l'autre.

Le butane et le propane apportent une excellente qualité de combustion et possèdent un haut pouvoir calorifique ; il s'agit de la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète sous pression atmosphérique, en terme de quantité de chaleur dégagée.

2.4.2 Les GPL (carburants)

Les GPL sont utilisés comme carburant automobile depuis des décennies. Ils constituent des produits exceptionnels au plan de la préservation de la qualité de l'air. Ils ne contiennent ni soufre, ni benzène, ni autres substances toxiques. Ils sont également d'une qualité de combustion complète et ne génèrent aucunes particules.[14]

Les GPL carburants sont obtenus à partir d'un mélange quasi-égal du butane et du propane. Ce rapport ne représente aucune influence sur les qualités énergétiques du GPL, par contre, il est identique à celle des carburants classiques si on exprime en kilojoules par kilogramme de carburant. Mais, ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilojoules par litre carburant liquide à 15°C.

Les GPL sont significativement moins polluants que les carburants liquides usuels, dans la mesure où sa formulation chimique, qui privilégie l'hydrogène par rapport au carbone, ne contient ni soufre, ni plomb, ni benzène.[15]

La combustion du GPL dans le moteur dégage essentiellement du CO₂ et l'eau, ainsi qu'une petite quantité de CO et une quantité négligeable de NOx.

2.4.3 La production d'électricité

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

Cette option qui permet une utilisation des GPL dans les proportions importantes dépend essentiellement:

- des prix respectifs et de la rente différentielle entre le GN/GPL sur le marché international
- d'autres facteurs interviennent également dans la décision, tels que le surcoût d'investissement pour équiper la centrale bicom bustible et la flotte de transport des GPL.[16]

Des analyses de révolution des marchés internationaux des GPL ainsi que des études technicoéconomiques d'introduction des GPL dans la production d'électricité ont été lancées pour lever ces incertitudes.[16]

2.4.4 Dans le domaine de la pétrochimie

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'obtenir des produits finaux ou des produits semi finaux pour les autres industries chimiques.[17]

La synthèse pétrochimique permet la production d'une gamme de dérivés d'hydrocarbures à partir de ces produits liquéfiés. Les GPL sont utilisés comme combustible essentiellement dans les secteurs résidentiels et commerciaux, dans laquelle 18% des GPL consommés en pétrochimie et 10% en éthylène. On trouve parmi les principaux produits qu'on peut obtenir à partir de la transformation des GPL ; le propane, le n-butane et l'isobutane.

II.2.5 Stockage du gaz liquéfiés

II.2.5.1 Introduction

Pour les pays producteurs, le stockage du gaz constitue une étape essentielle de l'exploitation. Avant d'être acheminé jusqu'au consommateur final, le gaz transite par des sites de stockage installés près des gisements ou des zones de consommation.

Les GPL sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques, lors de leur stockage, des vapeurs de GPL (ou Boil-off) se dégagent par ébullition sous l'effet de :

- La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique.
- L'échauffement dû à la friction des GPL produits dans les canalisations

– La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir. Pour éviter la perte de ces vapeurs ; Les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs est utilisé. Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C, ceci permet le refroidissement du réservoir, et par conséquent la réduction de sa pression.

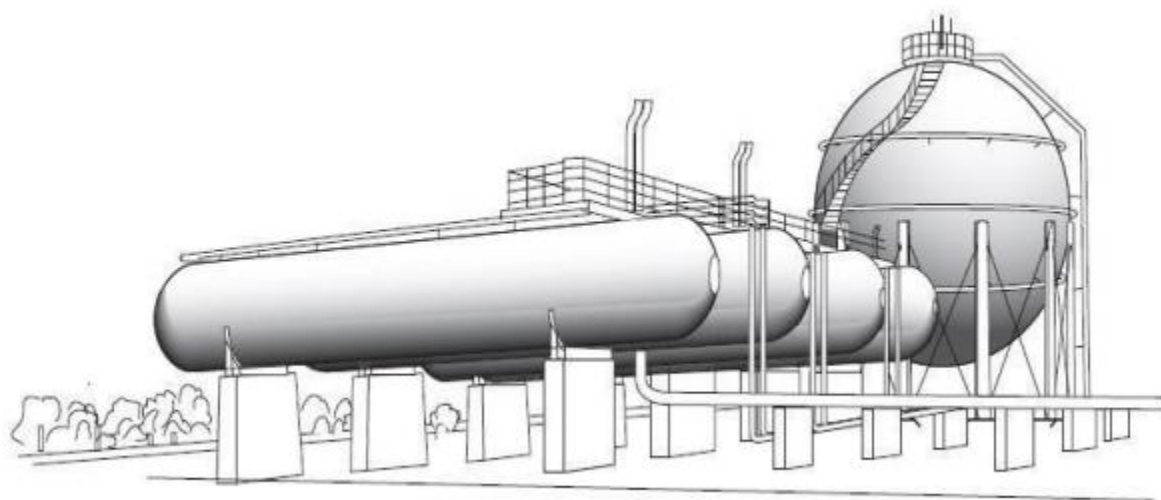


Figure II-1 *Vue extérieure de réservoirs sous pression*

II.2.5.2 Types de stockage

Les gaz liquéfiés sont stockés sous leur propre tension de vapeur et la pression de stockage dépend uniquement :

- De la nature du produit stocké.
- De la température de stockage.

Les gaz liquéfiés sont stockés, dans des réservoirs aériens sous pression à la température ambiante. La tenue à la pression ne pose pas de problème puisque ces réservoirs sont protégés par des soupapes de sécurité dont la pression de tarage est bien entendu fonction du produit. Cela concerne :

- Les réservoirs cylindriques.
- Les sphères: la forme sphérique permet de mieux utiliser la résistance de la tôle et d'obtenir un moindre coût d'investissement.
- Les stockages souterrains.
- Les stockages sous talus.

II.2.6 Conclusion

Le gaz naturel est considéré comme un combustible plus propre et plus respectueux de l'environnement que la plupart des autres combustibles fossiles.

Le gaz naturel est également une source d'énergie utilisée pour se chauffer et cuisiner, et il peut aussi servir à fabriquer des engrais, du combustible, de la peinture et de nombreux autres produits.

Le GPL est une source d'énergie propre et immédiatement disponible qui peut être utilisée pratiquement n'importe où, en émettant 35% moins de CO₂ que le charbon et 12% moins que le naphta. Il n'émet aussi presque aucun carbone.

Le GPL offre des avantages de l'environnement significatif, particulièrement du point de vue de la qualité de l'air. GPL peuvent être utilisés dans tous les secteurs tertiaires et industriels en tant que combustible, dans la pétrochimie, et dans les secteurs de transport , et pour la production d'électricité.

CHAPITRE III

Description des unités du champ MLE

III.1 Description du procédé de traitement du gaz MLE

Le centre de traitement du gaz de MLE est composé de :

- Unité de réception (Slug Catcher), refroidissement et séparation du gaz
- Unité de prétraitement du gaz pour désulfuration et de démercurisation
- Unité de décarbonatation avec de DEA
- Unité de déshydratation (sécheur, type tamis moléculaire)
- Unité de refroidissement et élimination des composants lourds du gaz (GPL) dans le but de satisfaire la spécification de pouvoir calorifique du gaz
- Unité de compression et comptage du gaz à vendre
- Unité de séparation comprenant un dééthaniseur, débutaniseur et une colonne de stabilisation.
- Zone de stockage.

III.1.1 Equipement de réception (Slug-Catcher), refroidissement et séparation de brut du gaz « system 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) (VL 20-06).

L'objectif du collecteur d'entrée et du système de réception (Slug-Catcher) est de :

- Recevoir les fluides du système de collecte de production
- Séparer les fluides produits en phases de gaz, de liquide d'hydrocarbure.
- Fournir un volume augmenté, une charge de liquide pour le condensât et l'eau produite provenant du système de collecte.
- Fournir une alimentation stable en gaz et en condensât pour le procédé.
- Fournir une source tertiaire en gaz combustible pour le système gaz combustible (Fuel gaz).

Le gaz provenant de manifold d'entrée passe en premier lieu à travers le slug catcher (VL-20-06) où la première séparation biphasique (gaz, HC liquide et eau) a eu lieu pour les particules liquides d'une taille supérieure à 2000 µm.

Le slug catcher sert également à protéger les installations des bouchons liquides qui peuvent être entraînés par le gaz suite à leur accumulation dans le réservoir de collecte.

Pour éviter la formation d'hydrates, on injecte une solution de méthanol à la sortie de liquide dans le slug catcher.

D'abord le gaz provenant du Slug-Catcher (VL-20-06) passe par des aéro-refroidisseurs (GC-20-01) pour le refroidir dans le but de séparer la phase liquide du gaz.

Durant les mois d'été, la température du gaz peut atteindre 82°C, il est donc refroidi à une température de 60°C dans l'aéro-refroidisseur d'entrée (GC- 20-01). En hiver avec une température ambiante aussi basse que 5°C, la température du gaz peut descendre jusqu'à 25°C et l'aéro-refroidisseur d'entrée (GC- 20-01) est by-passé pour éviter la formation d'hydrate.

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 (VD -20-01) qui reçoit aussi le gaz des trains 1 et 2 de l'Aftercooler 2ème étage compresseur du off-gas stabilisateur (GC-21-07A/B) et du Séparateur du gaz de régénération (VA-24-03), 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 le séparateur tri-phasique (VA-21-01) sous contrôle de niveau.

III.1.2 Désulfuration et de démercurisation du gaz «Système 30 »

Le gaz provenant du Scrubber du gaz d'entrée (VL-20-06) passe par le filtre coalesceur d'entrée du lit de rétention du H₂S et du mercure (VJ-30-01) afin d'éliminer les gouttelettes de liquide de 1 micron et plus (99,9% d'efficacité) et pour un contenu max de 5 ppm dans le liquide. Le gaz sortant du Filtre coalesceur (VJ-30-01) est dirigé vers l'absorbeur de mercure Hg (MB-30-01) qui contient un lit de tamis moléculaire à base de cuivre/sulfure sur un support d'alumine pour éliminer le mercure selon la réaction suivante :



Le lit a été conçu de manière à ce qu'il puisse être changé durant l'arrêt planifié à 3 ans, en sachant que la durée de vie de calcul est de 5 ans.

Le gaz est ensuite dirigé vers les deux lits de rétention du H₂S (MB-30-02A/B), pour éliminer l'H₂S à partir des tamis moléculaire selon le phénomène d'absorption au moyen d'une réaction chimique irréversible :



Les Lits de rétention du H₂S sont configurés comme 2 réservoirs sous pression de service à 100% installés en parallèle en configuration en service / en réserve. Chaque réservoir ne contient qu'un seul lit de rétention qui doit être remplacé lorsqu'il est épuisé (6mois de service) Pour les deux lits de rétention d'Hg et H₂S, le sens de l'écoulement est du haut vers le bas à travers le lit pendant le fonctionnement normal et du bas vers le haut en cas de dépressurisation d'urgence. Le gaz provenant de chacun des absorbeurs est recombéné et entre dans une batterie de filtre (MA-30-03A/B) ou les liquides et les particules du tamis entraînés sont éliminés. La teneur en mercure du gaz recombéné est ramenée à moins de 0,01 µg/Sm³ ce qui évite la corrosion des échangeurs en aluminium à savoir la boîte froid (cold box GG-25-03 /02). La teneur en H₂S du gaz recombéné est ramenée à moins de 5 ppm/Volume afin de satisfaire les spécifications du gaz de vente.

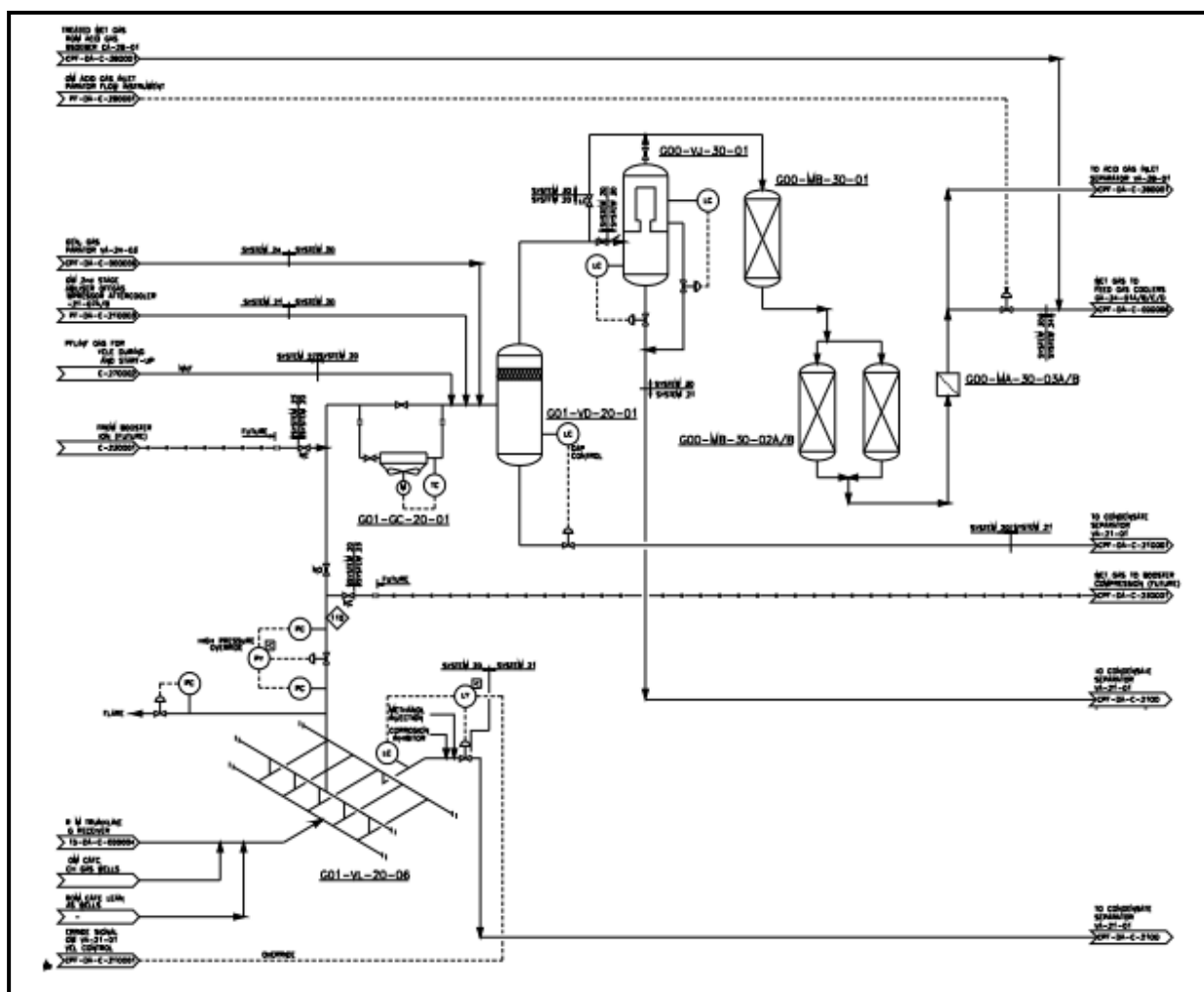


Figure III-1 Schéma descriptif de réception et prétraitement du gaz

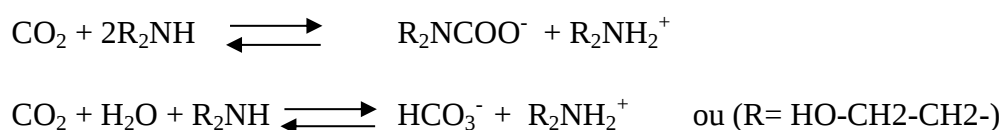
III.1.3 Unité de décarbonatation «Système 28 »

L'objectif de l'unité de décarbonatation est de :

- Eliminer le CO₂ des écoulements du gaz alimenté vers l'unité de telle façon qu'après être mélangé avec le gaz déviant l'unité, ce mélange gazeux répondra aux spécifications du produit.
- Faire circuler le solvant d'amine pauvre en CO₂ jusqu'à l'absorbeur et de régénérer l'amine riche en CO₂ provenant de l'absorbeur.

a) Absorption de CO₂ :

La teneur en CO₂ est contrôlée en traitant 10% du gaz sortant des filtres (MA-30-03 A/B). Le gaz d'alimentation est dirigé vers le séparateur d'entrée du gaz acide (VA-28-01) pour séparer le liquide formé en aval du filtre et l'envoyer vers le séparateur des condensats (VA-21-01), le gaz provenant de séparateur (VA-28-01) entre par le fond de l'absorbeur et s'écoule en amont où il est en contact à contre-courant avec une solution d'amine pauvre qui entre par le haut de l'absorbeur (une solution aqueuse de DEA (Di-Éthanol Amine) (25% en poids de DEA / 75% en poids de l'eau déminéralisée) selon le procédé d'absorption :



L'absorbeur de CO₂ fonctionne à une pression de 53 barg et il est alimenté par le solvant à une température de 52°C.

La perte de pression dans l'Absorbeur de CO₂ est disponible dans le système DCS. Une augmentation de la pression différentielle indique normalement la présence de moussage dans la colonne et signale la nécessité d'injecter l'agent anti-mousse.

Le gaz décarbonaté ayant une teneur inférieure à 2% molaire de CO₂ sort par la tête de l'absorbeur est acheminé vers le système de déshydratation de gaz, le solvant d'amine riche en CO₂ est collecté au fond et acheminé vers l'unité de régénération de l'amine.

La partie du gaz traitée dans l'unité de décarbonatation est mélangée au gaz non traité et au gaz de régénération des sécheurs.

b) Régénération de l'amine riche en CO₂ :

L'amine riche qui provient de l'absorbeur de CO₂ à 56°C est acheminée vers le ballon de flash d'amine riche (VD-28-01) afin d'enlever une partie de CO₂ et les hydrocarbures légers.

Le gaz séparé, est acheminé vers le KOD l'Incinérateur de gaz combustible (VD-28-05) avec un contrôle de pression ou il est mélangé avec le gaz combustible BP pour permettre le brûlage du gaz acide. Le drainage d'une couche d'hydrocarbures, qui peut apparaître pendant l'exploitation normale est acheminé vers le système des eaux huileuses.

L'amine riche, à 56°C et provenant du ballon de flash passe à travers les échangeurs de chaleur amine pauvre/riche (GB-28-01) pour se préchauffer jusqu'à 115 °C par un échange thermique avec l'amine pauvre chaude provenant de la colonne de régénérateur (CE-28-01)

Le courant d'amine riche chaude entre dans la partie supérieure de la colonne du régénérateur 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. Le régénérateur d'amine est équipé d'un rebouilleur de type (kettle) (GA-28-01), pour fournir la chaleur qui permette l'élimination du CO₂ dans l'amine par évaporation. Pour éviter la détérioration de l'amine, la température de rebouilleur est maintenue en-dessous de 120°C.

Le gaz de tête du régénérateur, qui est constitué essentiellement de CO₂ saturé d'eau, est envoyé vers l'aérefroidisseur (GC-28-02) afin de condenser l'eau en refroidissant le gaz de 90 à 55 °C avec le contrôleur de la température. Le gaz refroidi est acheminé vers le ballon de reflux du régénérateur d'amine (VA-28-02) 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 (PA-28-03A/B).

La solution d'amine pauvre «chaude» recueille au fond de la colonne du régénérateur passe par les échangeurs de chaleur amine pauvre/riche (GB-28-01) pour échange thermique avec l'amine riche «froide» qui vient du ballon de flash, réduisant la température de 128 °C à 90 °C, puis pompée à 6 barg par les pompes booster d'amine (PA-28-02A/B) jusqu'à l'aérefroidisseur de recirculation d'amine (GC-28-01), ensuite vers l'unité de filtration (MB-28-0/02/03) afin d'éliminer les impuretés de dégradation. L'amine pauvre refroidie est acheminée vers les pompes de recirculation d'amine (PA-28-01A/B). L'amine est pompée à 82 barg pour la réintroduire dans le haut de la colonne d'absorption.



1.4.1 Adsorption de H₂O

- Enlever l'eau du gaz d'alimentation pour satisfaire les conditions de traitement et répondre aux spécifications du gaz à vendre (gaz export).
- Fournir une alimentation sèche à la suite du traitement du gaz.
- Fournir les moyens pour régénérer les déshydrateurs avec le gaz déshydraté de l'aval des déshydrateurs.

Le gaz sortant des filtres (MA-30-03 A/B) est associé avec le gaz pauvre 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 « Système25 ».

Le flux total de gaz (avec un taux de CO₂ 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 dans les tubes des échangeurs de chaleur, on injecte une solution de méthanol à l'entrée des échangeurs.

Le gaz refroidis est envoyé au filtre coalesceur d'entrée des sécheurs (VJ-24-01) 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 (MA-24-02A/B) pour retenir le résidu des particules de tamis moléculaire (99,5% de particules solides $\geq 5\mu\text{m}$).

L'eau adsorbée dans le sécheur saturé est éliminée par un courant de gaz résiduel se ramifiant sur la ligne de sortie de (GA-24-03A/B) coté calandre et réchauffé à 274°C par circulation d'huile chaude coté tube du réchauffeur.

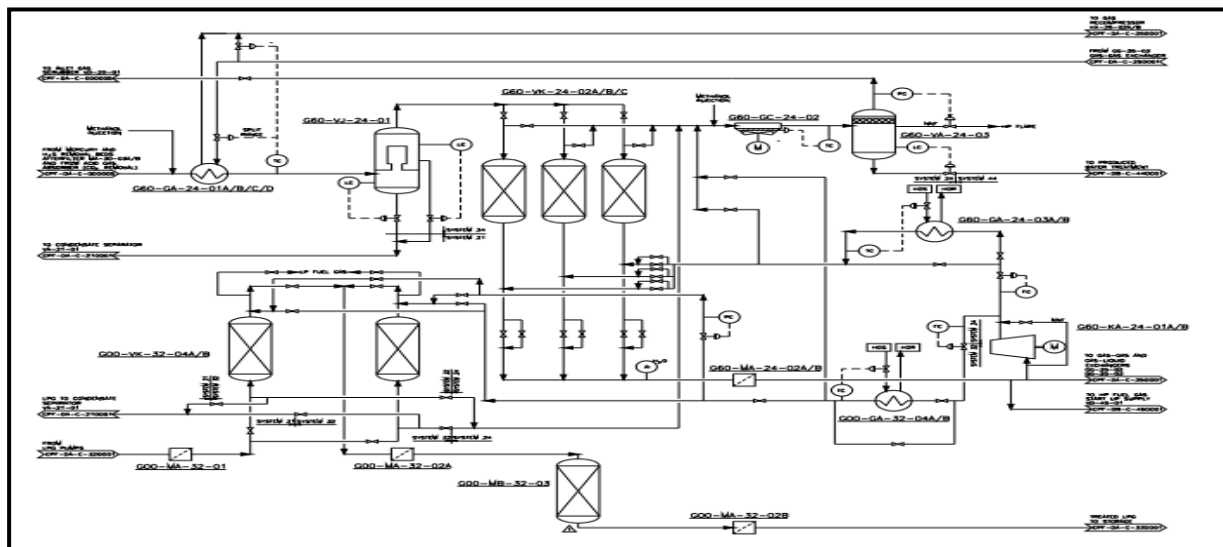


Figure III-3 Schéma de déshydratation

1.4.2 Régénération des déshydrateurs

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 75 barg par des compresseurs (KA-24-01 A/B) 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 (GA-24-03A/B) pour le chauffer par l'huile à 235°C, puis vers le lit de régénération (VK-24-01A /B/C) où l'eau est désorbée sous l'effet de séchage. Le gaz s'écoule du bas vers le haut et ensuite envoyé à l'aérefroidisseur du gaz de régénération (GC -24-02) pour être refroidi à 60°C et passe dans le séparateur VA-24-02 où l'eau strippée est décantée et le gaz envoyé au scrubber d'entrée du gaz (VD-20-01).

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

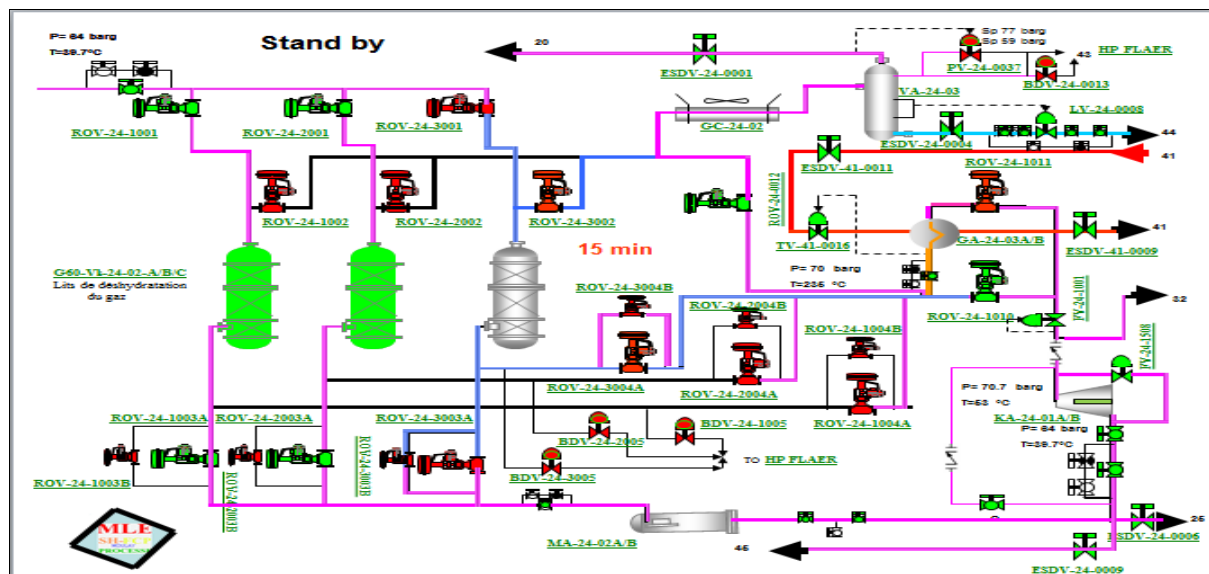


Figure III-4 Schéma descriptif de régénération de déshydrateur

III.1.5 Refroidissement et conditionnement du gaz « Systeme25 »

1.5.1 Boîte de refroidissement

Le gaz sec venant des filtres de sortie des sécheurs (MA-24-02A/B) est refroidi dans deux échangeurs à plaques en aluminium: 1: gaz/gaz (GG-25-03) avec le gaz froid venant du ballon de décharge du détendeur en aval (VD -25-03) et 2: gaz/ liquide (GG-25-02) par le liquide froid du fond du ballon d'alimentation (VD-25-02) du turbo-expander. Le gaz sortant de la boîte froide partiellement condensé entre dans le ballon (VD-25-02), où et les gaz sont séparés des liquides condensés. Le liquide sortant du fond du (VD-25-02) est chauffé dans la boîte froide gaz/liquide (GG-25-02) puis il est acheminé vers le fond du dééthaniseur (CX-25-04).

1.5.2 Turbo expander

Le gaz sortant par la tête du ballon (VD-25-02) est détendu dans le coté détendeur du turbo-expander (KH-25-01A/B) jusqu'à environ 10 bar, puis envoyé au ballon de décharge (VD-25-03) . 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 (VD-25-03) est associé avec celui qui vient de la tête du ballon de reflux de dééthaniseur (VD-25-04) pour entrainer le compresseur du turbo expander (KA-25-02A/B) qui comprime le gaz jusqu'à 14bar pour assurer la pression d'admission des compresseurs d'expédition.

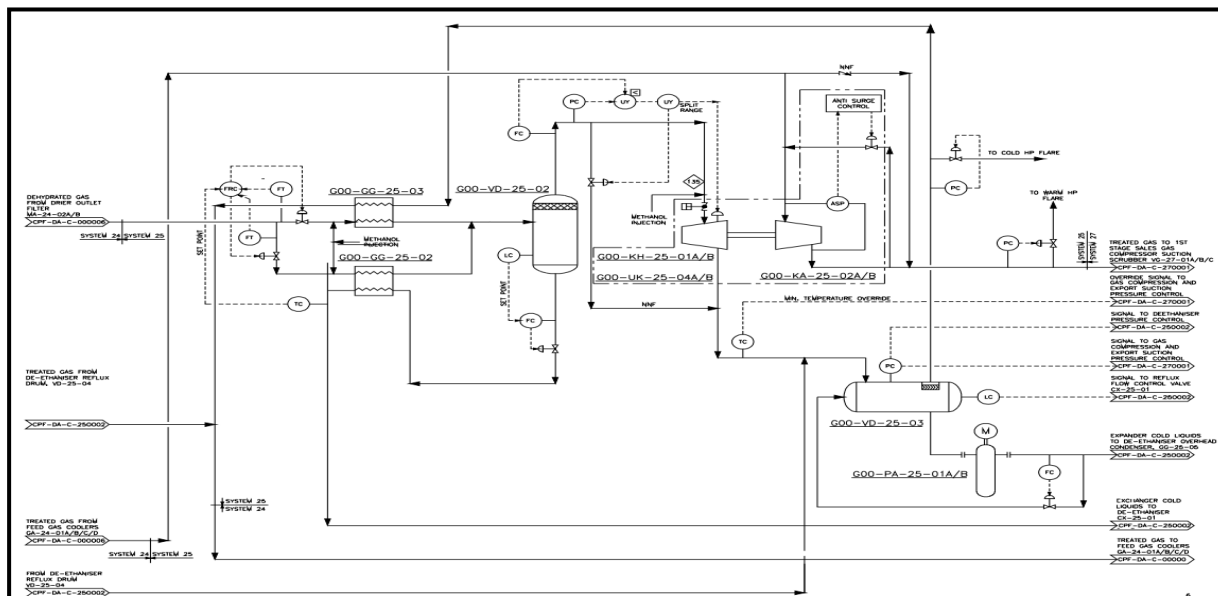


Figure III-5 Schéma de procédé de conditionnement de gaz

1.5.3 Dééthaniseur

Le dééthaniseur (CX-25-01): colonne à 28 plateaux dont les paramètres de service sont:

-P = 19 barg

-Tt = -2 °C : température de tête

-Tf = 70 °C : Température de fond.

Le dééthaniseur est conçu pour séparer l'éthane et les composants plus légers du propane et des composants lourds. L'éthane sort en tête de la colonne tandis que les produits lourds sortent du fond de colonne pour alimenter le débutaniseur. Le dééthaniseur est composé de 28 plateaux. Une première alimentation froide provient de l'expander et entre au sommet de la colonne (plateau1). Une deuxième alimentation chaude constituée de liquides vaporisés provenant du fond du ballon (VD-25-02) qui alimente le 14eme plateau. Le débit de reflux est assuré par une partie des gaz du ballon (VD-25-04) refroidi via l'échangeur (GC-25-05).

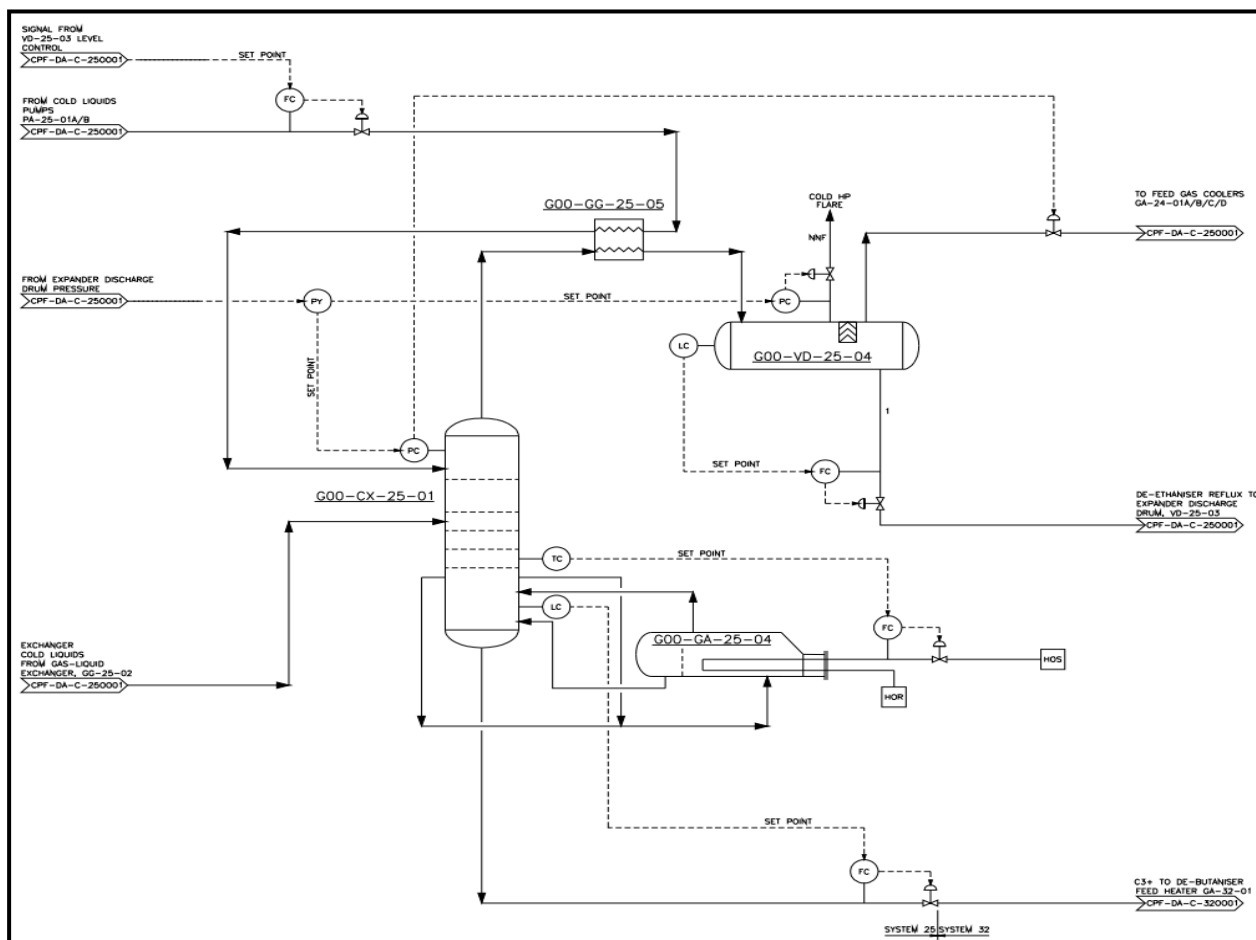


Figure III-6 Schéma de dééthaniseur

III.1.6 Unité de compression et comptage du gaz à vendre « système 27 »

Les objectifs du système de gaz résiduel de compression et d'expédition sont comme suit :

- Comprimé le gaz résiduel arrivant du système de gaz de process sec jusqu'à la pression d'expédition.
- Comptage de gaz résiduel comprimé.
- Transport du produit gaz résiduel à travers le pipeline vers le pipeline de transport de SONATRACH situé à Gassi Touil.

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 (KA-25-02A/B) passent alors dans le ballon d'aspiration 1er étage (VG-27-01A/B/C) du compresseur (KA-27-01A/B/C) à une pression de 14 bars effectifs et une température de 45°C.

Le gaz chaud refoulé par le 1^{er} étage du compresseur (VG-27-01A/B/C) à 115°C et 35,4 bars est refroidi à 55°C en été et 40°C en hiver dans l'aéro-réfrigérant (GC-27-01A/B/C).

Ce gaz est introduit dans le ballon d'aspiration 2ème étage (VG-27-02A/B/C) du compresseur (KA-27-02A/B/C) à une pression de 34,9 barg effectifs et une température de 42°C, le gaz refoulé par (KA-27-01/02/03A) à 67 barg et à 110°C puis refroidi jusqu'à 66°C dans l'aéro-réfrigérant (GC-27-02A/B/C).

Le by-pass de débit minimum est prévu pour chaque étage du compresseur après refroidissement pour assurer le fonctionnement en continu de ce dernier, ainsi la protection contre les problèmes de pompage. Le débit minimum est contrôlé par le débit d'aspiration.

Le gaz résiduel combiné refoulé par les compresseurs (KA-27-02A/B/C) des trois turbo-compresseurs dans une conduite commune est mesuré dans l'unité de comptage fiscal du gaz à vendre (UJ-27-01) ensuite il est expédié via le pipeline vers Gassi Touil.

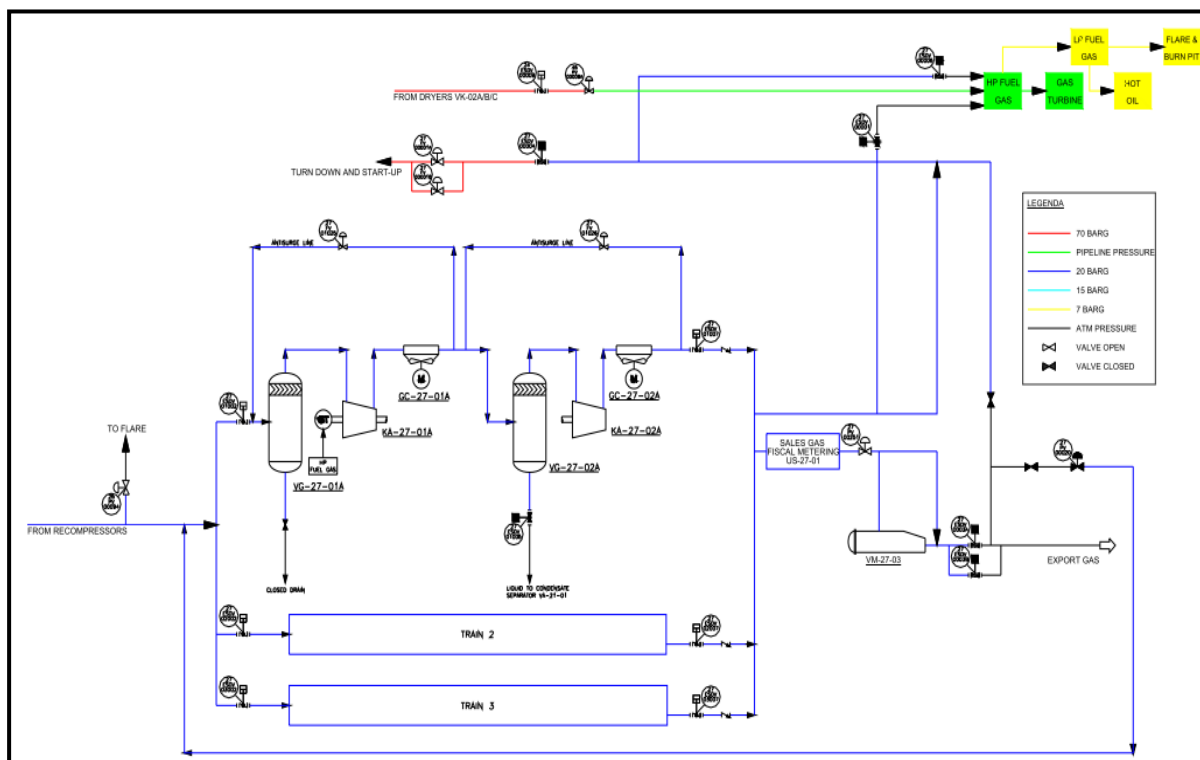


Figure III-7 Unité de compression de gaz à vendre

III.1.7 Unité de séparation et traitement du liquide hydrocarbure « Système 21 »

Le but principal du système de stabilisation du condensât est de :

- Séparer le gaz et l'eau du condensât.
- Enlever toutes les particules solides du condensât.
- Enlever les traces d'eau de l'hydrocarbure liquide.
- Produire un liquide stable pour alimenter le débutaniseur.
- Récupérer les gazes et les fournir à l'unité de récupération de vapeur (Off-gaz).

Les hydrocarbures liquides provenant du Slug Catcher (VL-20-06) et du traitement du gaz humide sont ramenés à une pression d'environ 30 bar pour alimenter le séparateur de pré-flash des hydrocarbures liquides (VA-21-01). Ce séparateur collecte l'écoulement de plusieurs équipements (13 équipements), dans lequel les hydrocarbures liquides et l'eau sont séparés des gaz légers (en particulier le méthane et l'éthane). Le liquide passe ensuite dans les préfiltres coalesceur (MA-21-01A/B) puis dans le filtre coalesceur (VJ-21-02) qui éliminent respectivement les particules solides et l'eau libre restante. En fonctionnement normal la pression de la tête de la stable est maintenue 19 bar.

1.7.1 La colonne de stabilisation de condensat :

Le stabilisateur (CB-21-01) colonne à 19 plateaux dont les paramètres de service sont

- P = 18-19 barg,
- Tt = 65 °C : température de tête
- Tf = 223 °C : Température de fond.

Cette colonne sert à éliminer les gaz à savoir le C₂ et stabiliser le condensat.

Les hydrocarbures liquides se divisent en 2 parties pour alimenter la stable de condensât (CB-21-01), une partie entre au 1^{er} plateau (tête), l'autre partie est chauffé par les échangeurs (GA-21-02A/B/C/D) et utilisé comme flux chaud pour alimenter le plateau 10 de la colonne .

Celle-ci est conçu pour séparer l'éthane des composants les plus lourds tel le propane, elle est composé de 19 plateaux a 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. Toute eau libre accumulée sur est envoyée au ballon dégazeur d'eau produite (VA-21-07) à partir du 11^{ème} plateau (milieu de la colonne) et refoule dans le plateau 12.

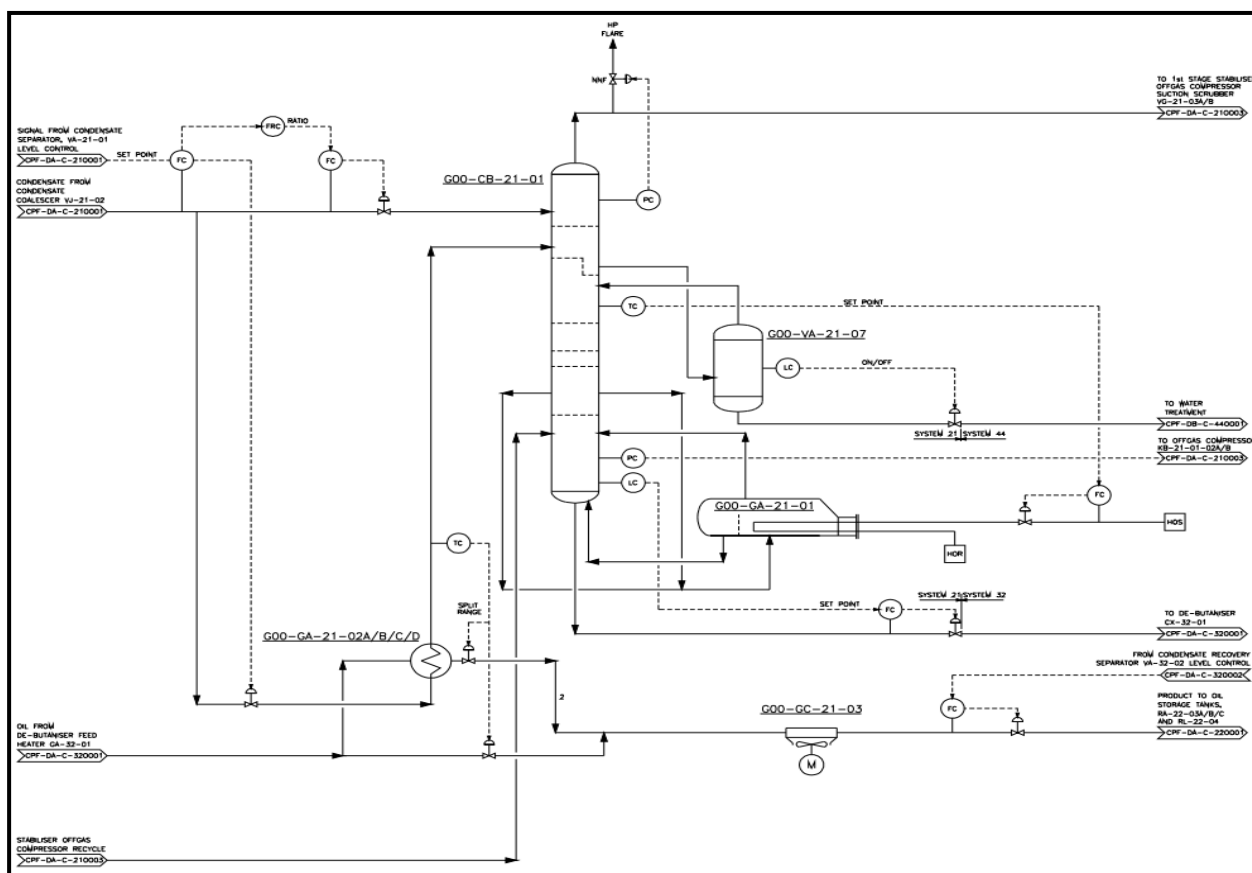


Figure III-8 Stabilisateur du condensat

1.7.2 Récupération des vapeurs (compresseur off-gaz)

Les objectifs de cette unité est :

- Rassembler et comprimer les gazes libérés dans le système de stabilisation de condensât, afin de les livrés au système de traitement de gaz humide.
- Maintenir la pression de service du système de stabilisation de condensât dans la marge désirée.

L'unité de récupération et compression vapeur reçoit simultanément les vapeurs provenant de la tête de stable , de séparateur de condensât (VA-21-01), des pré filtres (MA-21-01A/B) et de filtre coalesceur (VJ-21-02), ces vapeurs passent par le ballon d'aspiration du 1^{er} étage du compresseur (VG-21-03A/B) pour séparer les liquides puis comprimées dans le 1^{er} étage du compresseur (KB-21-01A/B) a 34 bar. le gaz comprimé est refroidi dans les aero-réfrigérants (GC-21-04A/B), ensuite il est acheminé au ballon d'aspiration du 2ème étage (VG-21-03A/B) et comprimé dans le 2^{ème} étage du compresseur (KB-21-02A/B) a 60 bar pour être recycler dans le système de traitement du gaz humide après son refroidissement dans les aéro-réfrigérant (GC-21-07A/B).

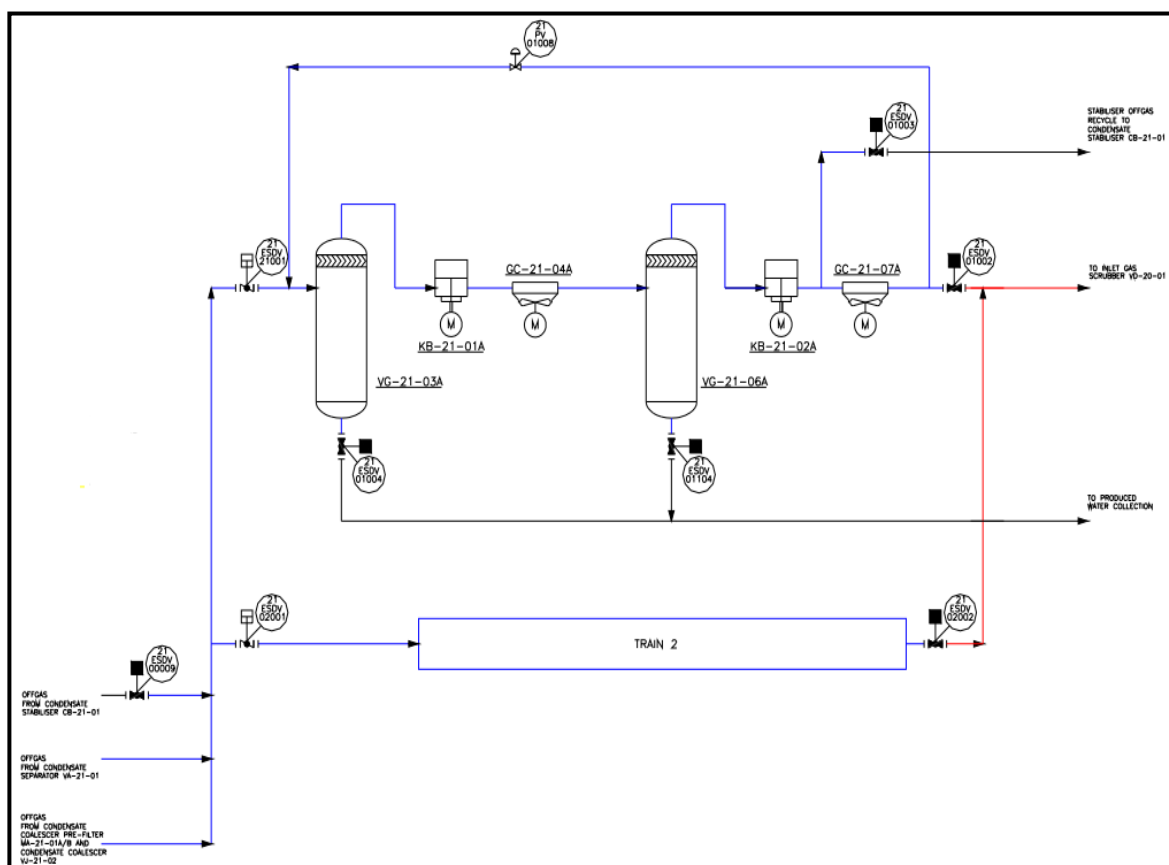


Figure III-9 Compression de l'off gaz

III.1.8 Débutaniseur « Système 32 »

Le débutaniseur (CX-32-01): colonne à 47 plateaux dont les paramètres de service sont

- $P = 14\text{-}15$ barg
- $T_t = 70$ °C : température de tête
- $T_f = 223$ °C : température de fond.

Cette colonne a comme rôle la séparation du GPL du condensat.

Le débutaniseur (CX-32-01) est alimenté par le propane venant du fond de dééthaniseur dans le plateau 8 et les composants plus lourds venant du stabilisateur entre dans le plateau 26. Le débutaniseur est conçu pour séparer entre le GPL et le condensat. Le produit de tête quitte la colonne puis se condense dans le ballon de reflux (VD-32-01) 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) via les pompes (PA-32-01A/B), puis le stockage. Les produits lourds quittent le fond du débutaniseur sous contrôle de niveau sont envoyés au ballon flash (VA-32-0) pour séparer le condensat des huiles, le gaz sortant de la tête se condense dans le ballon (VD-32-03) et envoyer pour stockage comme condensat en passant par la batterie d'échangeurs (GC-32-03). Le fond du ballon flash (VA-32-02) est envoyé pour stockage comme huile passant par les échangeurs (GA-32-01).

Le débutaniseur est composé de 47 plateaux et reçoit deux alimentations, une première charge provenant du fond du dééthaniseur entre au 16^{ème} plateau après préchauffage à 106 °C dans l'échangeurs (GA-32-01), une deuxième alimente le 26^{ème} plateau à partir du fond du stabilisateur (CB-21-01).

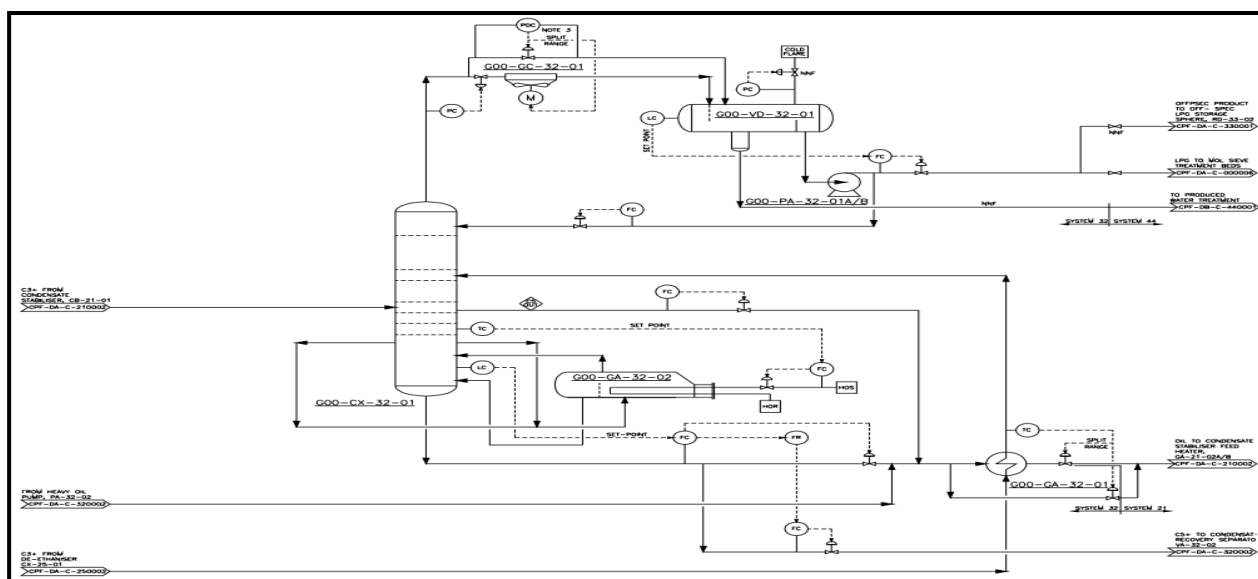


Figure III-10 Schéma de débutaniseur

III.2 Stockage et expédition

III.2.1 GPL

Les bacs de stockage du GPL sont des ballons sous pression sphérique où la pression est de 17 bar et la température varie de 50°C jusqu'à 60°C. Il y a 4 bacs 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 m³. Le GPL hors spécifications est stocké dans la sphère Off-Spec (RB-32-01D) de capacité unitaire de 500 m³.

Le GPL non conforme est refoulé par l'une des pompes PA-33-03A ou B vers VA-21-01 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.

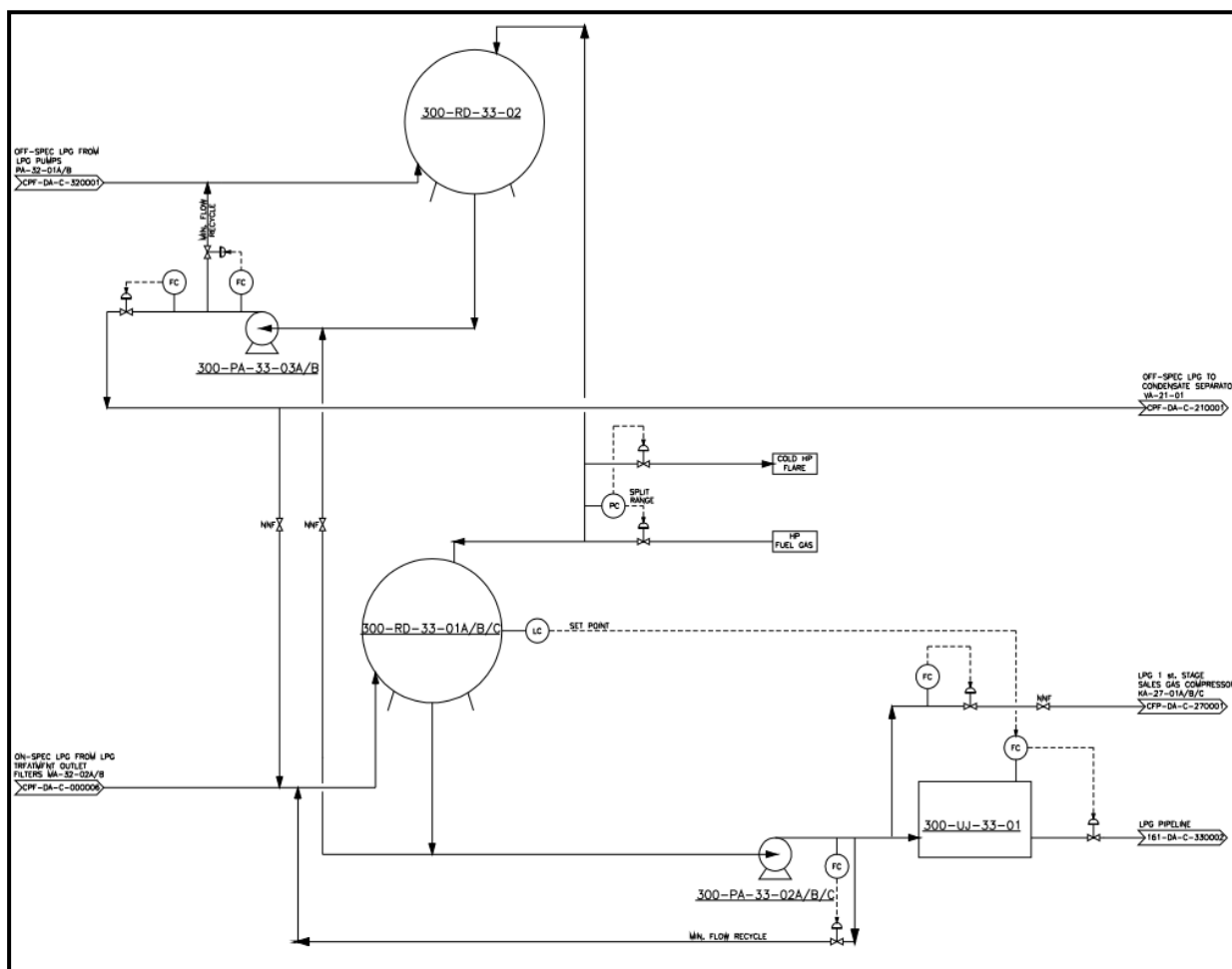


Figure III-11 Stockage GPL

III.2.2 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 m³. Le condensât est stocké à la pression atmosphérique et approximativement 57°C.

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 m³ à pression atmosphérique. Ce condensât off-spec est envoyé au ballon VA-21-01 pour le rendre conforme aux spécifications (retraitement); le transfert est effectué par les pompes rerun (PA-35-03A/B). Le condensât conforme est refoulé par les pompes booster des condensats (PA-35-01A/B) vers les pompes d'expédition des condensats (PA-35-02A/B) vers Gassi Touil.

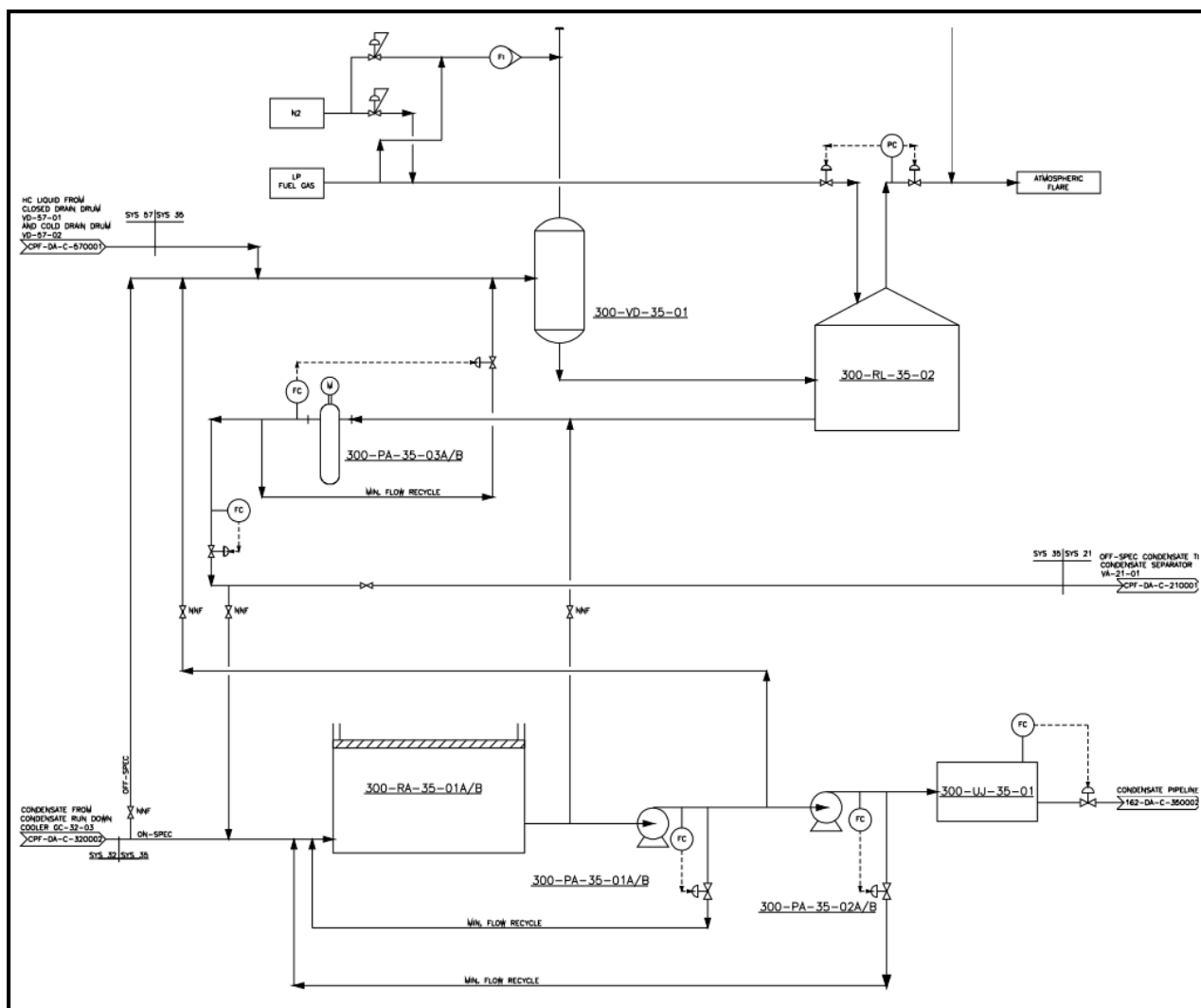


Figure III-12 Stockage et pompage du condensat

III.2.3 Huile

L'huile est un produit liquide du fond du debutaniseur après avoir séparé le condensat dans le ballon flash (VA-32-02). 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 m³ pour (RA-22-03 A/B/C) et 4053 m³ pour (RA-22-05). Des pompes booster (PA-22-04 A/B) sont prévues pour refouler l'huile vers TK0 à travers pipeline via les pompes d'expédition (PA-22 -06A/ B).

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 m³ à pression atmosphérique, après avoir envoyé au le ballon de dégazage d'huile (VD-22-01). Les pompes (PA-22-05A/B) acheminent l'huile hors spécification vers le ballon (VA-21-01) pour retraitement.

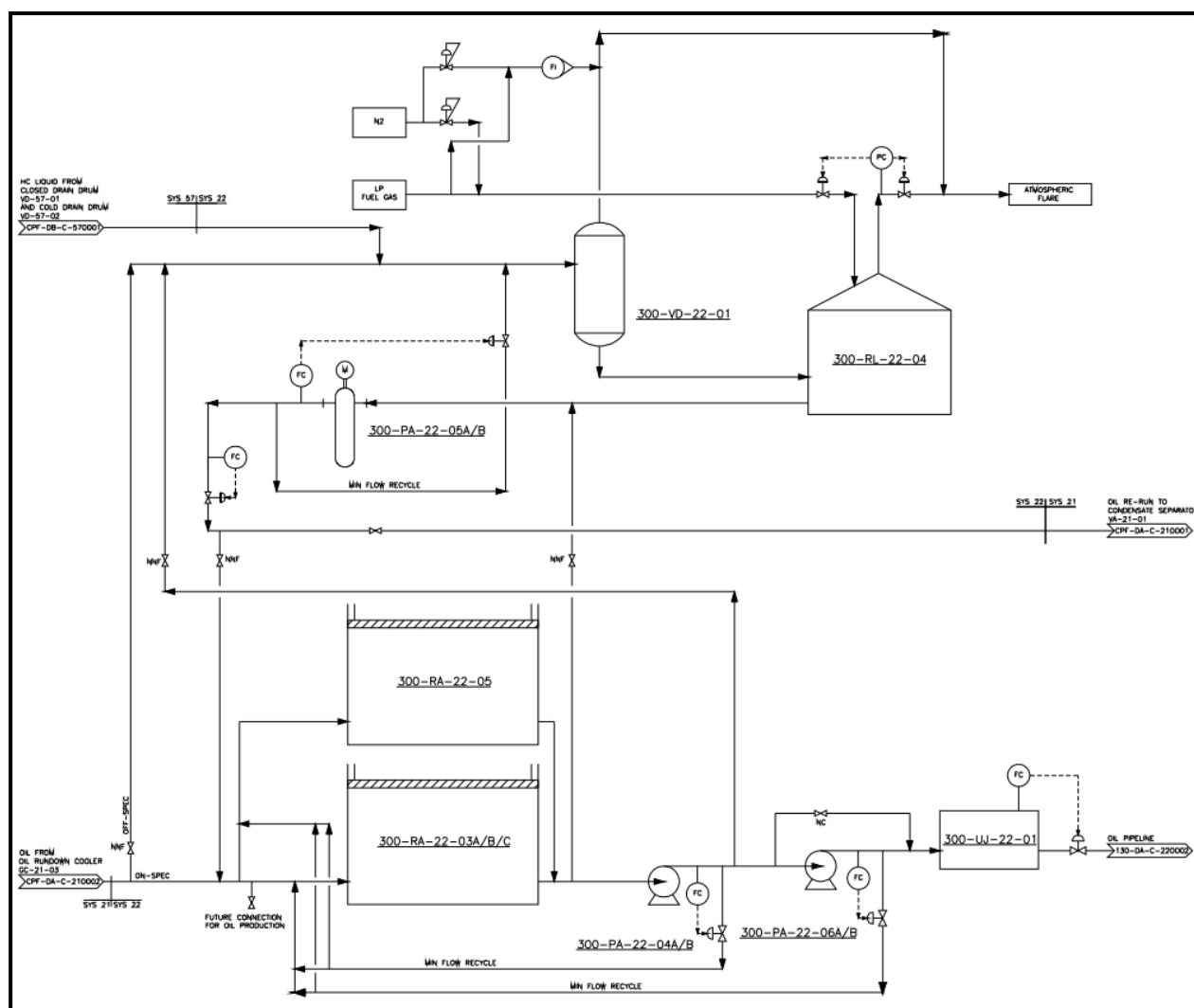


Figure III-13 Stockage et pompage de l'huile

III.3 Utilités

Les systèmes utilitaires requis pour les installations centrales de traitement à MLE sont décrits ci-dessous.

III.3.1 Système de distribution d'huile chaude « système 41 »

Le chauffage du procédé et des utilités est fourni par un système unique de circulation d'huile chaude, commun dans les installations de traitement.

Le fluide utilisé dans le système de chauffage doit être de bonne qualité en termes de transfert thermique et stable à des températures très élevées. Au niveau de CPF-MLE, le fluide utilisé est une huile minérale pure (Torada TC 32).

Le système d'huile chaude est un système de chauffage à circuit fermé avec un drainage et un système de stockage. Il est composé d'un ballon d'expansion de l'huile chaude, situé à une élévation supérieure aux autres équipements. La pressurisation du circuit du liquide est garantie par le système de couverture au gaz inerte.

Le fluide est pompé du ballon d'expansion de l'huile chaude par quatre pompes de l'huile chaude (deux parmi eux sont en stand-by) puis le fluide est passé par un échangeur de chaleur ensuite envoyé au fours(à 8 brûleurs et 8 pilots)et (6 brûleurs et 6 pilots))ces deux fours assurent les différentes températures(palier 2 à 235°C) de deux paliers suivants :

Palier1 : des rebouilleurs du de-butaniseur et le stabiliseur.

Palier 2 : des rebouilleur du de-éthaniseur et le compresseur de régénération d'amine.

Un réservoir de stockage a été prévu pour maintenir le système de stockage total à plus 10%. Le fluide de chauffage est pompé à partir du réservoir de stockage vers le système de circulation par la pompe de stockage de l'huile chaude. Cette pompe est aussi utilisée pour le remplissage du réservoir.

III.3.2 Système d'injection de produits chimiques « Système 42 »

Le système d'injection englobe l'injection de l' l'inhibiteur de corrosion, l'injection de l'anti-mousse (formée en cas d'existence des hydrocarbures liquides) et l'injection du méthanol (éviter la formation d'hydrate(givrage)) .

L'injection du méthanol, de l'inhibiteur de corrosion et de l'anti mousse est une décision prise par l'opérateur et est une opération manuelle: les pompes d'injection sont démarrées/arrêtées manuellement et réglées au débit d'injection nécessaire.

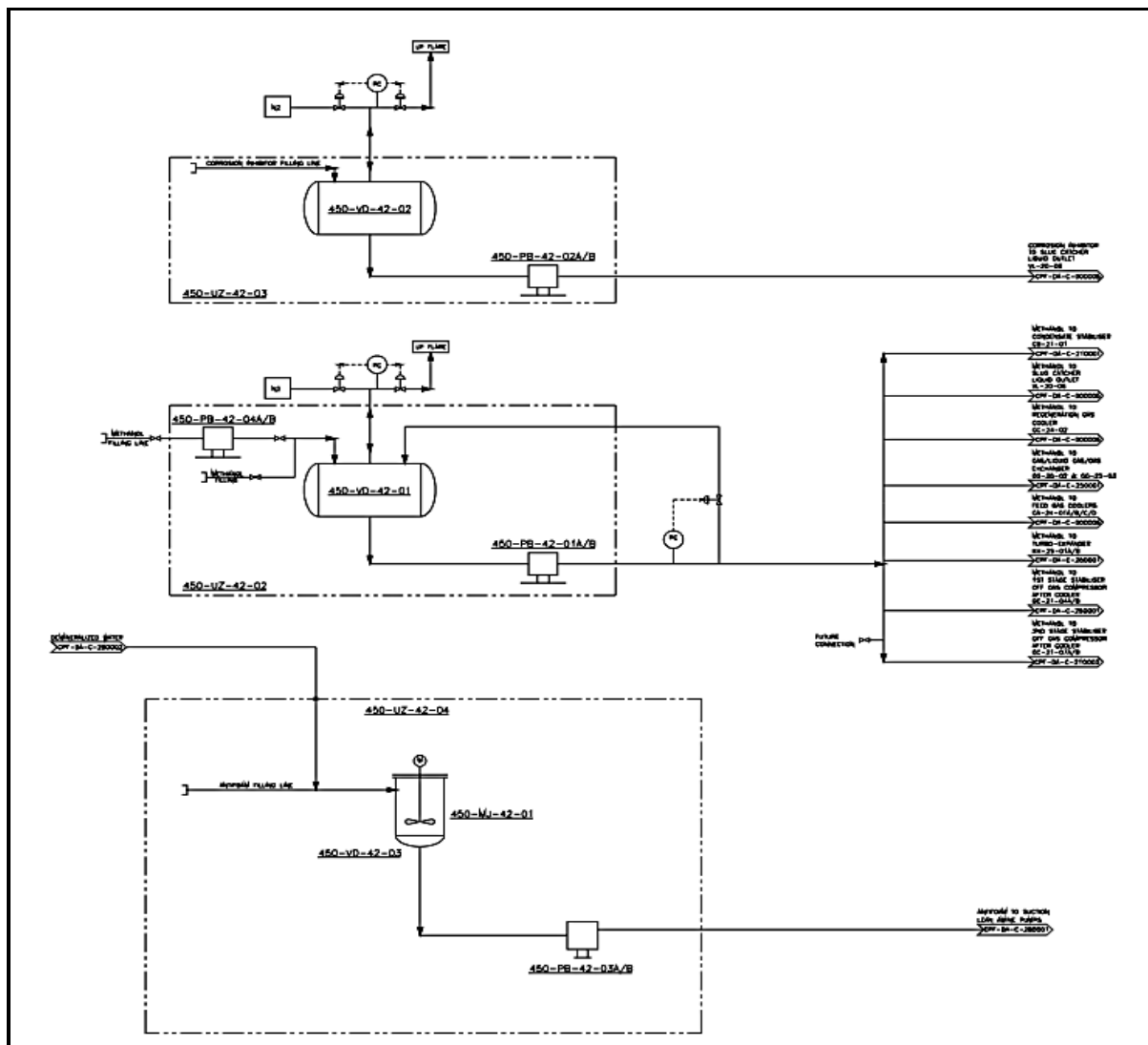


Figure III-14 Système d'injection des produits chimiques

III.3.3 Système de torches d'évacuation et de purge « Système 43 »

Le système de torche a quatre sous-systèmes:

- ✓ Torche chaude à haute pression (HP)
- ✓ Torche froide à haute pression (HP)
- ✓ Torche à basse pression (BP)
- ✓ Torche atmosphérique

La plupart des équipements sont connectés aux collecteurs de la torche froide HP et chaude HP.

Les deux torches sont complètement séparées et équipées d'une cheminée.

III.3.4 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 (VA-24-03), séparateur et coalesceur du condensât, scrubbers d'aspiration de compresseur off-gaz, ballon reflux du débutaniseur. Le condensât collecté sur la surface d'eau dans le réservoir de vaporisation d'eau produite (VA-44-01) est drainé via un tube plongeur vers le réservoir de drainage fermé des hydrocarbures (VD-57-01). L'eau est acheminée sous le contrôle de niveau d'interface jusqu'au séparateur API (WV-44-03), où le condensât entraîné est séparé.

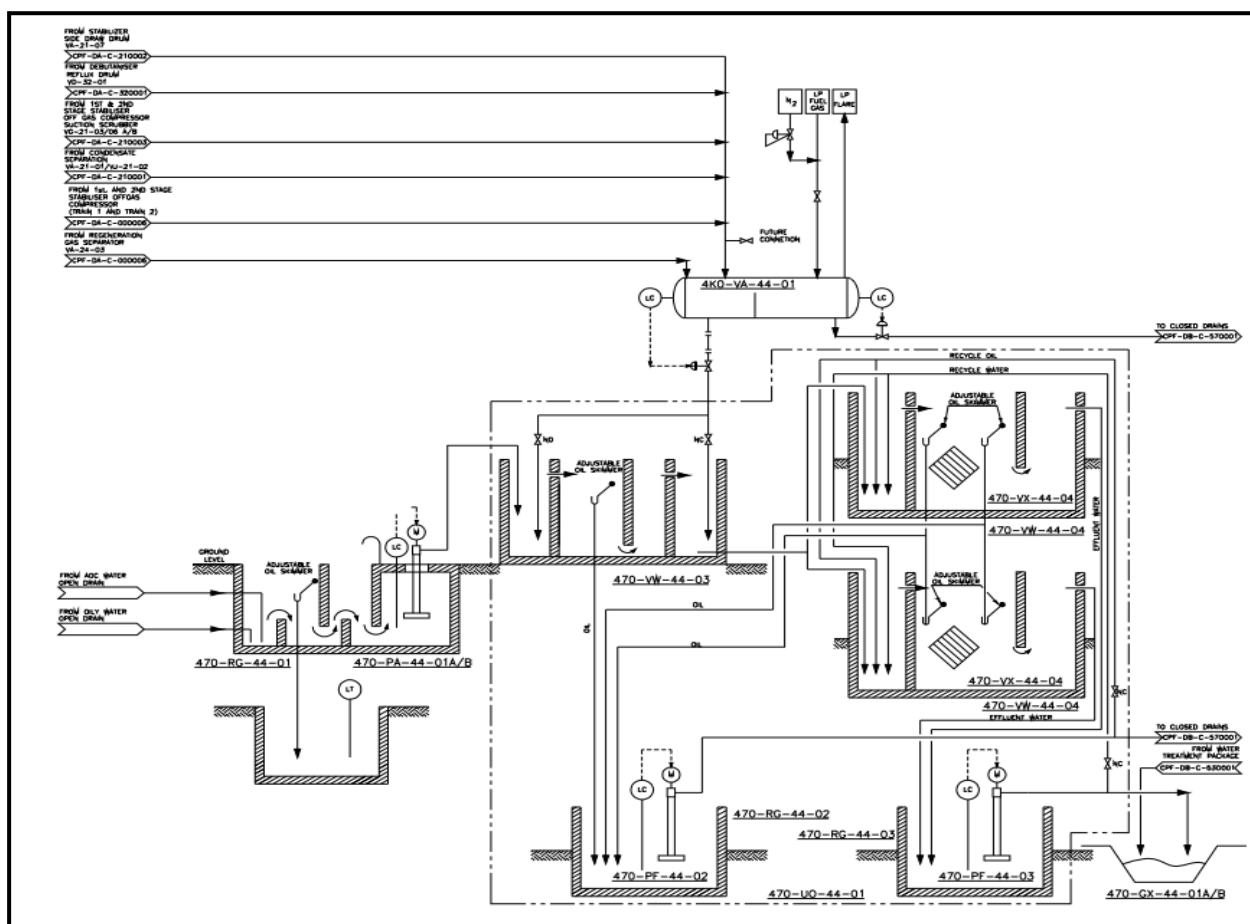


Figure III-15 Traitement de l'eau produite

III.3.5 Système de gaz combustible « Système 45 »

Le CPF utilise deux systèmes de Gaz combustible à deux niveaux de pression.

- Système de gaz combustible HP fonctionnant à environ 42 barg.
- Système de gaz combustible BP fonctionnant à environ 7 barg.

III.3.6 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 et le réservoir de stockage d'eau anti incendie. 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).

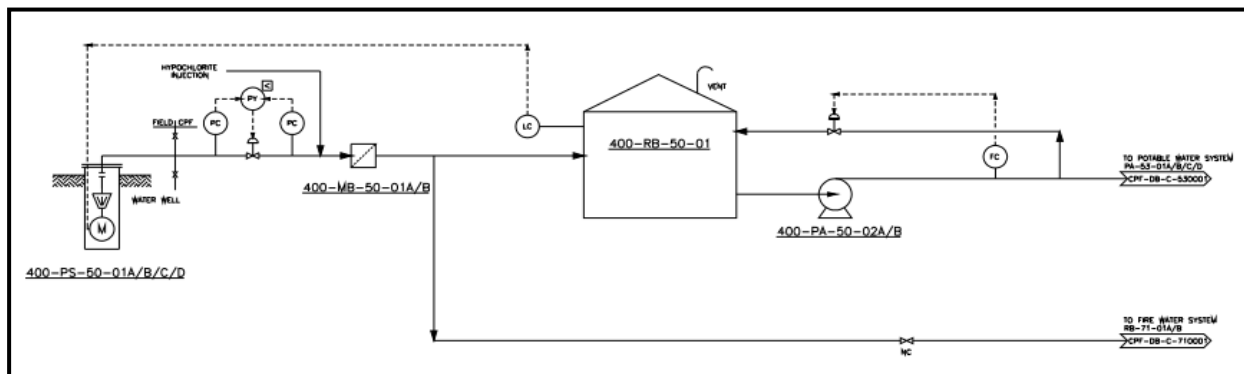


Figure III-16 Système d'eau de source

III.3.7 Système d'eau potable « système 53 »

À partir du réservoir de l'eau brute, l'eau est pompée par les pompes d'eau brute.

Le Package de Traitement de l'eau prévoit deux écoulements de qualité différente:

- Après une première étape de traitement, l'eau de qualité potable est produite, une partie de laquelle sert comme alimentation en aval des systèmes de l'eau potable, de l'eau de service. Le type de traitement de l'eau pour la première étape est un traitement d'osmose inverse.
- Une deuxième étape de traitement permet d'obtenir une eau déminéralisée à partir de l'eau de qualité potable. Le traitement de l'eau pour la deuxième étape est obtenu par l'unité d'échange d'ions(cations et anions).

Les systèmes de l'eau potable, de l'eau de service et de l'eau déminéralisée sont conçus pour les exigences actuelles de MLE et pour la CAFC

III.3.8 Système de drainage ouvert « Système 56 »

Le système de drainage ouvert est constitué de deux collecteurs:

- ✓ Drainage Ouvert de l'Huile contaminée accidentellement (AOC)
- ✓ Drainage Ouvert de l'Eau Huileuse

Le système AOC est conçu pour collecter les drainages provenant des réservoirs qui ne contiennent pas d'hydrocarbure et d'eau qui est normalement pas contaminée par l'huile.

Le drainage ouvert de l'eau huileuse est prévu pour collecter les liquides qui sont généralement contaminés par l'huile, y compris les fluides provenant du séparateur API.

III.3.9 Système de drainage fermé « Système 57 »

Le système de drainage fermé se compose de deux collecteurs principaux:

- ✓ Liquides chauds des hydrocarbures (collectés dans ballon de drainage fermé)
- ✓ Liquides froids des hydrocarbures (collectés dans ballon du drainage froid)

III.3.10 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.

III.3.11 Système d'air comprimé « système 63 »

Le système d'air comprimé est composé d'un package d'alimentation d'air, qui comprend un package d'alimentation d'air avec 5 compresseurs à moteur électrique et un package d'alimentation d'air avec un compresseur à moteur à diesel.

L'écoulement de sortie d'air est ensuite divisé en trois écoulements: air régulé, air d'installation et système d'azote.

L'écoulement d'alimentation de l'air régulé passe dans le package du sécheur de l'air, qui comprend 3 sécheurs.

L'écoulement d'alimentation d'air de l'installation passe dans le récepteur d'air de l'installation.

III.3.12 Système de l'azote « Système 64 »

L'écoulement d'alimentation (air) d'azote passe dans le Générateur d'Azote qui comprend 2 packages de génération d'azote à membrane (l'azote doit être généré avec une pureté de 98%), l'azote passe dans le ballon tampon d'azote, après il y a le système de distribution d'azote qui comprend un collecteur des utilisateurs essentiels et un collecteur des utilisateurs non-essentiels.

Les utilisateurs essentiels d'azote se répartissent en 02 catégories, utilisateurs continus (ex étanchéités du compresseur), et utilisateurs intermittents (ex couverture du réservoir).

III.3.13 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 16800m³.

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 m³/h
- Pompes à moteur électrique (PA-71-02A/B) de 700 m³/h
- Pompes diesel (PA-71-03A/B) de 700 m³/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.

CHAPITRE IV

Simulation et Optimisation des paramètres de Débutaniseur (récupération du GPL)

IV.1 La Simulation

IV.1.1 Introduction

La modélisation des processus, la simulation et l'optimisation sont pratiquées pour réduire le prix et augmente la quantité de la production, raccourcir la recherche et la période de développement, en augmentant l'efficacité. Elles contribuent à l'amélioration de la qualité des produits. Résolvent les problèmes industriels. Les logiciels de simulation du process, tel que l'Aspen HYSYS V 9 ou les anciennes versions, jouent un rôle très important pour accomplir ces objectifs et peut aussi être utilisé pour concevoir une usine ou optimiser les paramètres de fonctionnement.

IV.1.2 Généralité sur la simulation

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche, en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant d'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé. Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé. l'Aspentech Technologie qui offre un simulateur HYSYS mondialement reconnu et utilisé dans le domaine industriel.

IV.1.3 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs

Les simulateurs de procédés, utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques. Ils sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation). Pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi tous ces simulateurs disposent d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs.

Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent à partir de la donnée des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions

chimiques, les propriétés des substances et des mélanges. Ils peuvent aussi communiquer avec d'autres applications comme Excel, Visual Basic et Matlab[19].

IV.1.4 Modes de fonctionnement des simulateurs

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur : statique (ou stationnaire) et dynamique. Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre), tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles[20].

IV.1.5 Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle. C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements « Event driven » : c'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible. De même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. En outre, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet[20].

Dans ce qui suit, on montrons les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS

Flowsheet, Fluid Package, Process Flow Diagram, Workbook, Desktop, Property View, Simulation Case.

IV.2 Simulation du cas actuel de l'unité de fractionnement

Méthodologie

Cette partie a pour but de simuler le cas actuel de l'unité de fractionnement de GPL et condensat C5+. Ceci permet d'analyser la qualité des produits finaux actuels et l'établir des bilans de matière pour déceler les points de dysfonctionnement et d'apporter les solutions adéquates applicables avec les équipements existants.

La méthodologie suivie pour notre étude est résumée dans le logigramme suivant :

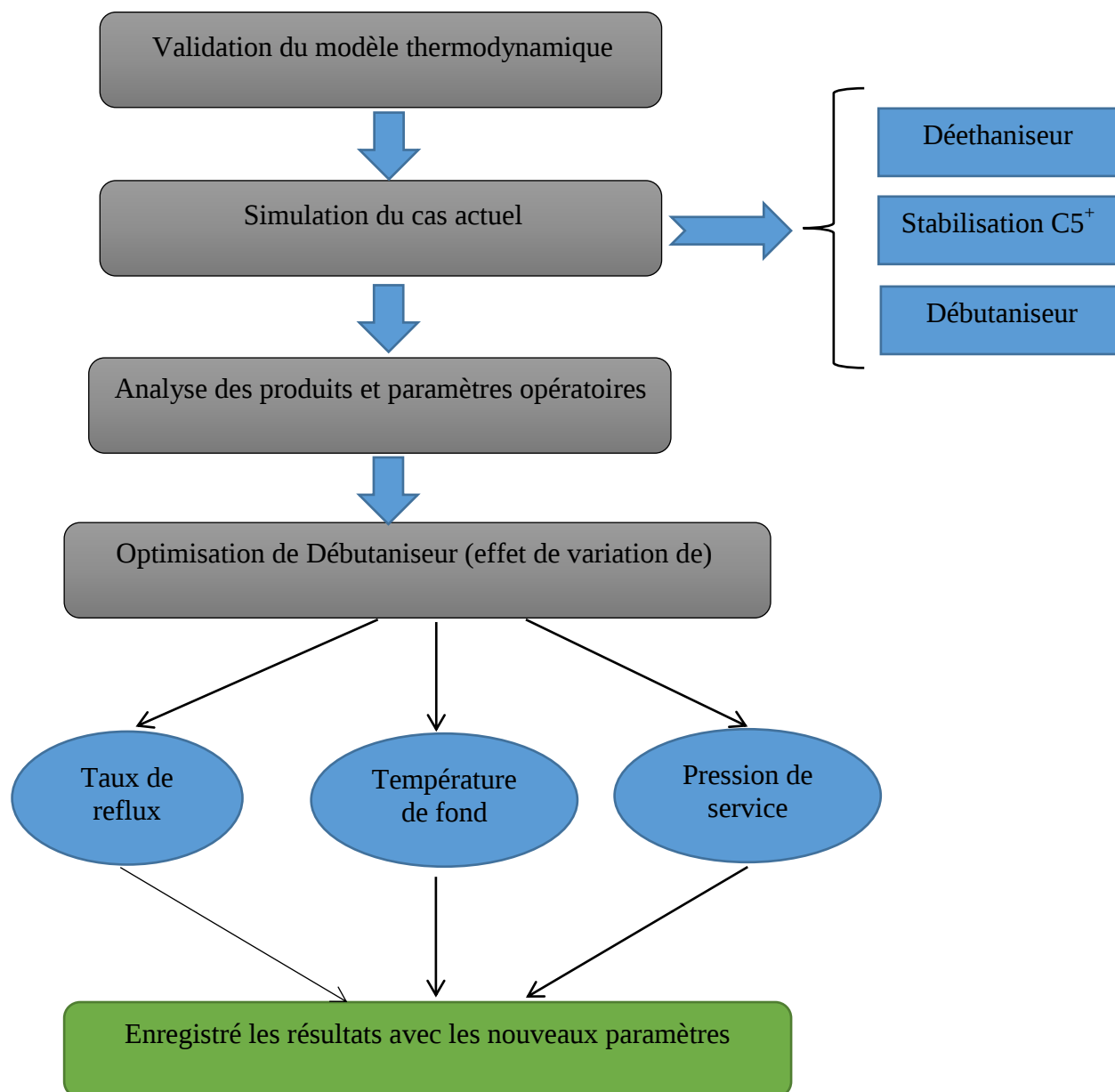


Figure IV-1 Organigramme simplifié le méthode de travail

L'unité se compose de trois sections, une section de dééthanisation et une section de stabilisation de condensat et une section de débutanisation (figure 4.1).

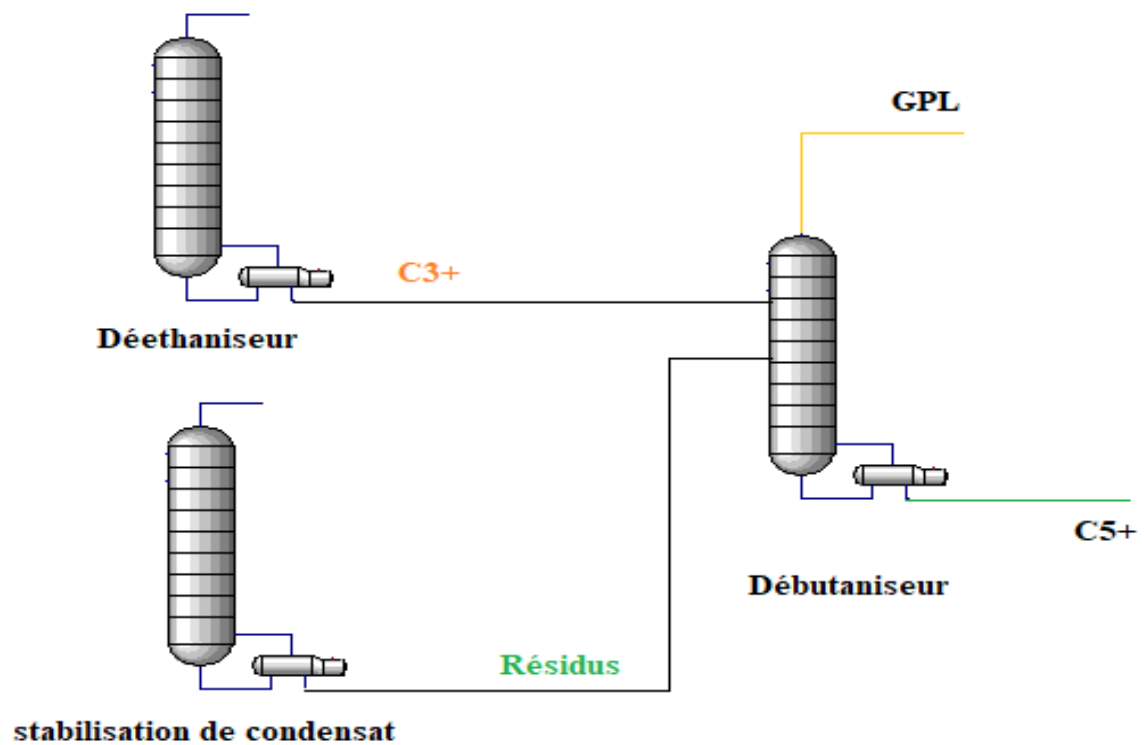


Figure IV-2 Schéma de procédé de fractionnement

IV.2.1 Simulation du cas actuel de l'unité de dééthanisation

La colonne est alimentée par deux charge:

- Ballon de reflux turbo expander (from GG-25-05)
- Ballon d'aspiration turbo expander (from GG-25-02)

IV.2.1.1 Schéma de simulation du procédé (PFD)

Le schéma de la simulation est donné sur la figure (4.3).

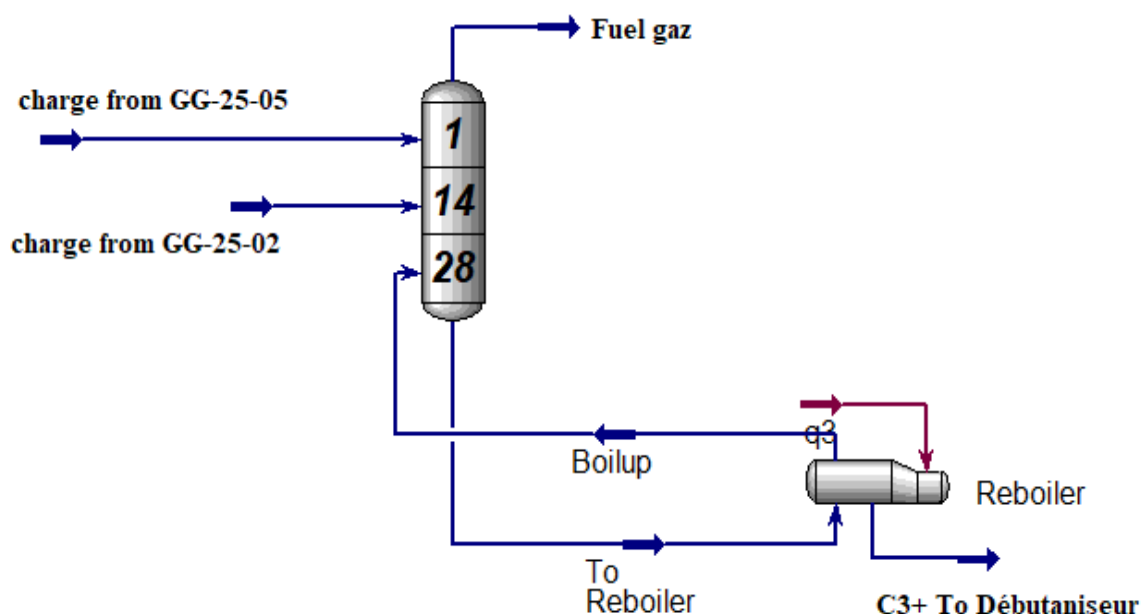


Figure IV-3 Schéma de procédé (colonne de dééthaniseur)

IV.2.1.2 Les caractéristiques de la charge

Des caractéristiques physico-chimiques telles que la nature de la charge et les produits finaux et les paramètres opératoires ont été pris en compte pour les besoins de la simulation du cas actuel.

Tableau IV-1 Composition de la charge GG-25-05 alimentant le dééthaniseur

Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire
Nitrogène	0,0001	Mecyclohexane	0,0000	n-C18	0,0000
H2S	0,0000	Toluène	0,0000	n-C19	0,0000
CO2	0,0110	n-Octane	0,0000	n-C20	0,0000
Méthane	0,1177	E-Benzène	0,0000	n-C21	0,0000
Ethane	0,3646	m-Xylène	0,0000	n-C22	0,0000
Propane	0,4201	o-Xylène	0,0000	n-C23	0,0000
i-Butane	0,0331	p-Xylène	0,0000	n-C24	0,0000
n-Butane	0,0463	n-Nonane	0,0000	n-C25	0,0000
22Mpropane	0,0001	n-Décane	0,0000	n-C26	0,0000
i-Pentane	0,0029	n-C11	0,0000	n-C27	0,0000
n-Pentane	0,0042	n-C12	0,0000	n-C28	0,0000
n-Hexane	0,0000	n-C13	0,0000	n-C29	0,0000
Mecyclopentane	0,0000	n-C14	0,0000	C30+*	0,0000
Benzène	0,0000	n-C15	0,0000	H2O	0,0000
Cyclohexane	0,0000	n-C16	0,0000		
n-Heptane	0,0000	n-C17	0,0000		

La charge vient de l'échangeur GG-25-05 alimente le dééthaniseur au 1^{ère} Plateau, avec un débit d'enivrant de 141 m³/h et une température de 17 °C et une pression de 19.5 bar.

Tableau IV-2 Composition de la charge GG-25-02 alimentant le dééthaniseur

Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire
Nitrogène	0,0007	Mccyclohexane	0,0000	n-C18	0,0000
H2S	0,0000	Toluène	0,0001	n-C19	0,0000
CO2	0,0134	n-Octane	0,0040	n-C20	0,0000
Méthane	0,3082	E-Benzène	0,0000	n-C21	0,0000
Ethane	0,2495	m-Xylène	0,0000	n-C22	0,0000
Propane	0,2153	o-Xylène	0,0000	n-C23	0,0000
i-Butane	0,0443	p-Xylène	0,0000	n-C24	0,0000
n-Butane	0,0928	n-Nonane	0,0009	n-C25	0,0000
22Mpropane	0,0002	n-Décane	0,0001	n-C26	0,0000
i-Pentane	0,0210	n-C11	0,0000	n-C27	0,0000
n-Pentane	0,0213	n-C12	0,0000	n-C28	0,0000
n-Hexane	0,0190	n-C13	0,0000	n-C29	0,0000
Mccyclopentane	0,0000	n-C14	0,0000	C30+*	0,0000
Benzène	0,0003	n-C15	0,0000	H2O	0,0000
Cyclohexane	0,0000	n-C16	0,0000		
n-Heptane	0,0090	n-C17	0,0000		

La charge vient de l'échangeur GG-25-02 alimente le dééthaniseur au 14^{ème} Plateau, avec un débit d'environnant de 34760 kg/h et une température de 22 °C et une pression de 20.5 bar.

La simulation du cas actuel est réalisée sur l'unité de déethanisation en utilisant le modèle thermodynamique Peng Robinson qui a montré son efficacité dans certains projets de simulation.

IV.2.1.3 Les paramètres opératoires de dééthaniseur

La simulation a été effectuée en utilisant les paramètres de marche actuels du dééthaniseur tels que la pression de service 19.5 bar, la température au fond qui égale 80 °C au sommet qui égale 17°C. Ces données sont regroupées dans le tableau suivant:

Tableau IV-3 Paramètres opératoires actuels de dééthaniseur

Paramètre	Valeur
Nombre de Plateau	28
Niveau d'alimentation	Plateau 01 Plateau 14
Pression de service	19,5 bar
Température au fond	80 °C
Température au sommet	17 °C

IV.2.1.4 Les résultats de simulation du cas actuel de dééthaniseur

Les résultats de simulation sont regroupés dans le tableau 4.4

Tableau IV-4 Caractéristiques de la charge et des produits de dééthaniseur

	Charge		produit	
	GG-25-05	GG-25-02	C3 ⁺	Fuel Gaz
Taux de vaporisation	0,4180	0,6100	0	1
Température (°C)	17	22	80.49	-19.01
Pression (bar)	19,50	20,50	19 ,50	18,20
Débit molaire kgmole/h	1696	946	629.1	755.3
Débit massique kg/h	62740	34760	33750	18570
Débit volumique m ³ /h	141	76.11	60.80	51.60

La composition molaire des différentes produits de dééthaniseur sont regroupées dans le Tableau 4.5.

Tableau IV-5 Composition molaire des différents produits de dééthaniseur

composition	Fraction molaire		composition	Fraction molaire	
	Fuel Gaz	C3 ⁺		Fuel Gaz	C3 ⁺
Nitrogène	0,0010	0,0000	n-Nonane	0,0000	0,0013
H2S	0,0000	0,0000	n-Décane	0,0000	0,0002
CO2	0,0240	0,0000	n-C11	0,0000	0,0000
Méthane	0,5065	0,0000	n-C12	0,0000	0,0000
Ethane	0,3795	0,0003	n-C13	0,0000	0,0000
Propane	0,0864	0,5292	n-C14	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0014	0,1174	n-C15	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0011	0,2227	n-C16	0,0000	0,0000
22Mpropane	0,0000	0,0004	n-C17	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0380	n-C18	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0417	n-C19	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0286	n-C20	0,0000	0,0000
Mcyclopentane	0,0000	0,0000	n-C21	0,0000	0,0000
Benzène	0,0000	0,0005	n-C22	0,0000	0,0000
Cyclohexane	0,0000	0,0000	n-C23	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0135	n-C24	0,0000	0,0000
Mcyclohexane	0,0000	0,0000	n-C25	0,0000	0,0000
Toluène	0,0000	0,0001	n-C26	0,0000	0,0000
n-Octane	0,0000	0,0060	n-C27	0,0000	0,0000
E-Benzène	0,0000	0,0000	n-C28	0,0000	0,0000
m-Xylène	0,0000	0,0000	n-C29	0,0000	0,0000

o-Xylène	0,0000	0,0000	C30+*	0,0000	0,0000
p-Xylène	0,0000	0,0000	H2O	0,0000	0,0000

A la lumière de ce résultat; On observe que les valeurs des fractions molaires telles que de fuel gaz est riche en fractions légers ou de résidu riche en fraction C3⁺ montre que les paramètres opératoires de marche de dééthaniseur sont bien.

La courbe de simulation du cas actuel de dééthaniseur est illustré comme suite :

Le profil de débits molaires liquide et vapeur (figure 4.4)

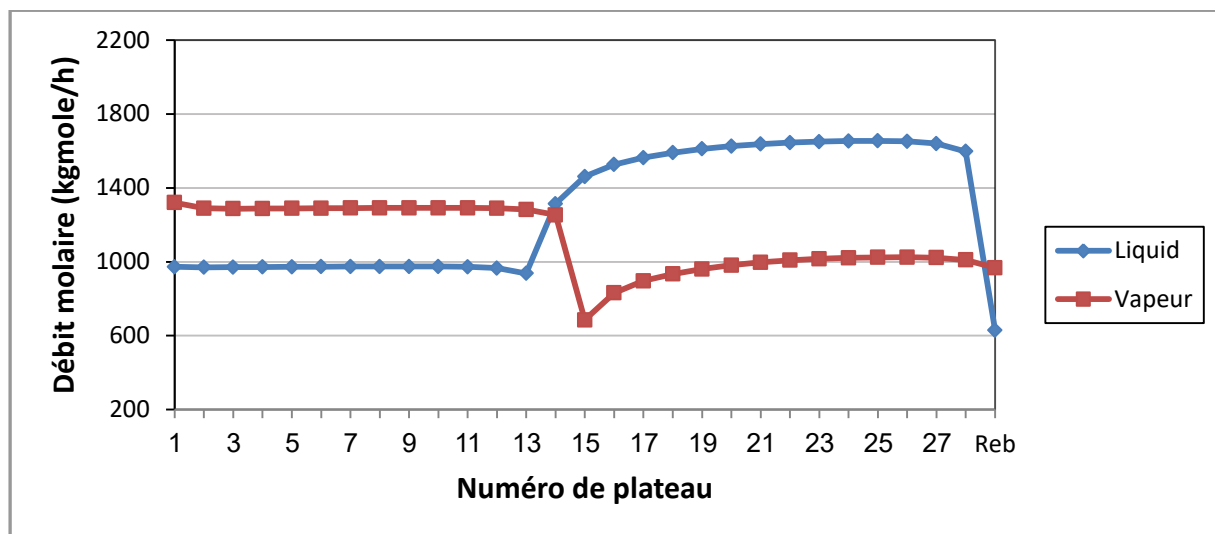


Figure IV-4 Profil de débit liquide et vapeur dans le dééthaniseur

IV.2.2 Simulation du cas actuel de l'unité de stabilisation de condensat

La colonne est alimenté par deux charge:

- coalesceur de condensat (from VJ-21-02)
- Echangeur d'entrée de stabilisation (from GA-21-02)

IV.2.2.1 Schéma de simulation du procédé (PFD)

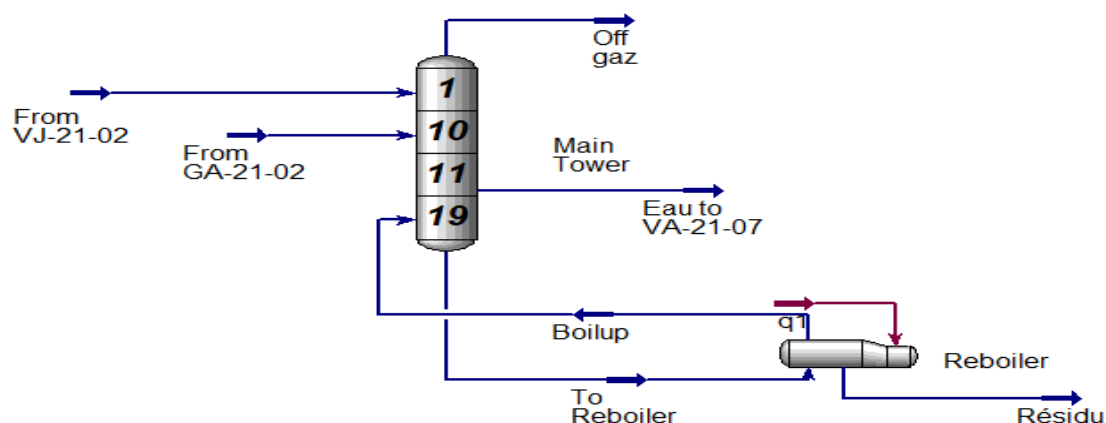


Figure IV-5 Schéma de procédé (colonne de stabilisation)

IV.2.2.2 Les caractéristiques de la charge

Des caractéristiques physico-chimiques alimentent la stable telles que la nature de la charge et les produits finaux et les paramètres opératoires ont été pris en compte pour les besoins de la simulation du cas actuel.

Tableau IV-6 Composition de la charge VJ-21-02 alimentant la tête de la stable

Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire
Nitrogène	0,0001	Mcyclohexane	0,0000	n-C18	0,0150
H2S	0,0000	Toluène	0,0001	n-C19	0,0139
CO2	0,0035	n-Octane	0,0913	n-C20	0,0144
Méthane	0,0580	E-Benzène	0,0000	n-C21	0,0130
Ethane	0,0544	m-Xylène	0,0000	n-C22	0,0117
Propane	0,0547	o-Xylène	0,0000	n-C23	0,0104
i-Butane	0,0162	p-Xylène	0,0000	n-C24	0,0084
n-Butane	0,0626	n-Nonane	0,0614	n-C25	0,0103
22Mpropane	0,0001	n-Décane	0,0445	n-C26	0,0058
i-Pentane	0,0311	n-C11	0,0304	n-C27	0,0066

n-Pentane	0,0394	n-C12	0,0236	n-C28	0,0056
n-Hexane	0,0685	n-C13	0,0202	n-C29	0,0060
Mcylopenta n	0,0000	n-C14	0,0172	C30+*	0,0728
Benzène	0,0001	n-C15	0,0180	H2O	0,0003
Cyclohexane	0,0000	n-C16	0,0139		
n-Heptane	0,0821	n-C17	0,0146		

La charge vient de filtre coalisateur alimente la stable au 1^{ère} Plateau, avec un débit d'enivrant de 28800 kg/h et une température proche de 20 °C et une pression de 23.5bar.

Tableau IV-7 Composition de la charge GA-21-02 alimentant La stable

Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire
Nitrogène	0,0001	Mcylohexane	0,0000	n-C18	0,0130
H2S	0,0000	Toluène	0,0001	n-C19	0,0121
CO2	0,0036	n-Octane	0,0795	n-C20	0,0125
Méthane	0,0572	E-Benzène	0,0000	n-C21	0,0113
Ethane	0,0634	m-Xylène	0,0000	n-C22	0,0101
Propane	0,0778	o-Xylène	0,0000	n-C23	0,0091
i-Butane	0,0255	p-Xylène	0,0000	n-C24	0,0073
n-Butane	0,0841	n-Nonane	0,0535	n-C25	0,0089
22Mpropane	0,0001	n-Décane	0,0387	n-C26	0,0051
i-Pentane	0,0395	n-C11	0,0265	n-C27	0,0057
n-Pentane	0,0533	n-C12	0,0205	n-C28	0,0049
n-Hexane	0,0596	n-C13	0,0176	n-C29	0,0053

Mcyclopentane	0,0000	n-C14	0,0150	C30+*	0,0634
Benzène	0,0001	n-C15	0,0156	H2O	0,0037
Cyclohexane	0,0000	n-C16	0,0121		
n-Heptane	0,0714	n-C17	0,0127		

La charge vient de l'échangeur GA-21-02 alimente la stable au 10^{ème} Plateau, avec un débit d'enivrant de 90750 kg/h et une température de 72 °C et une pression de 21.5 bar.

La simulation du cas actuel est réalisée sur l'unité de stabilisation en utilisant le modèle thermodynamique Peng Robinson qui a montré son efficacité dans certains projets de simulation.

IV.2.2.3 Les paramètres opératoires de la stable

La simulation a été effectuée en utilisant les paramètres de marche actuels de la stable tels que la pression de service 19.5 bar, la température au fond qui égale 225°C au sommet qui égale 65°C. Ces données sont regroupées dans le tableau suivant.

Tableau IV-8 Paramètres opératoires actuels de stabilisateur de condensat

Paramètre	Valeur
Nombre de Plateau	19
Niveau d'alimentation	Plateau 01 Plateau 10
Pression au sommet	19,0
Pression au fond	19.5
Température au fond	225
Température au sommet	65

IV.2.2.4 Les résultats de simulation du cas actuel de la stable

Les résultats de simulation sont regroupés dans le tableau 4.9.

Tableau IV-9 Caractéristiques de la charge et des produits de la stable

	Charges		Produits	
	VJ-21-01	GA-21-02	Résidu	Off Gaz
Taux de vaporisation	0,00	0,0129	0	1
Température (°C)	20.24	72	225	65
Pression (bar)	23.50	21.20	19.50	19
Débit molaire kgmole/h	189.8	654.4	647.4	196.9
Débit massique kg/h	28800	90750	112500	7033
Débit volumique m ³ /h	38.59	123.6	146.7	15.62

La composition molaire des différentes produits de la stable sont regroupées dans le Tableau 4.10

Tableau IV-10 Composition molaire des différentes produits de la stable

composition	Fraction molaire		composition	Fraction molaire	
	Off Gaz	Résidu		Off Gaz	Résidu
Nitrogène	0,0004	0,0000	n-Nonane	0.0003	0.0720
H ₂ S	0,0000	0,0000	n-Décane	0.0001	0.0522
CO ₂	0.0155	0,0000	n-C11	0,0000	0.0357
Méthane	0.2459	0,0000	n-C12	0,0000	0.0277
Ethane	0.2631	0,0000	n-C13	0,0000	0.0237
Propane	0.3109	0.0002	n-C14	0,0000	0.0202
i-Butane	0.0629	0.0114	n-C15	0,0000	0.0211
n-Butane	0.0700	0.0821	n-C16	0,0000	0.0163
22Mpropane	0,0000	0.0001	n-C17	0,0000	0.0171
i-Pentane	0.0058	0.0473	n-C18	0,0000	0.0176
n-Pentane	0.0060	0.0637	n-C19	0,0000	0.0164

n-Hexane	0.0037	0.0792	n-C20	0,0000	0.0169
Mcyclopentan	0,0000	0,0000	n-C21	0,0000	0.0152
Benzène	0,0000	0.0002	n-C22	0,0000	0.0137
Cyclohexane	0,0000	0,0000	n-C23	0,0000	0.0122
n-Heptane	0.0019	0.0957	n-C24	0,0000	0.0098
Mcyclohexane	0,0000	0,0000	n-C25	0,0000	0.0121
Toluène	0,0000	0.0001	n-C26	0,0000	0.0068
n-Octane	0.0009	0.1069	n-C27	0,0000	0.0077
E-Benzène	0,0000	0,0000	n-C28	0,0000	0.0066
m-Xylène	0,0000	0,0000	n-C29	0,0000	0.0071
o-Xylène	0,0000	0,0000	C30+*	0,0000	0.0854
p-Xylène	0,0000	0,0000	H2O	0.0127	0,0000

Les graphes de simulation du cas actuel de la colonne de stabilisation sont illustrés comme suit; le profil de température (figure 4.6) et les débits molaires liquide et vapeur (figure 4.7).

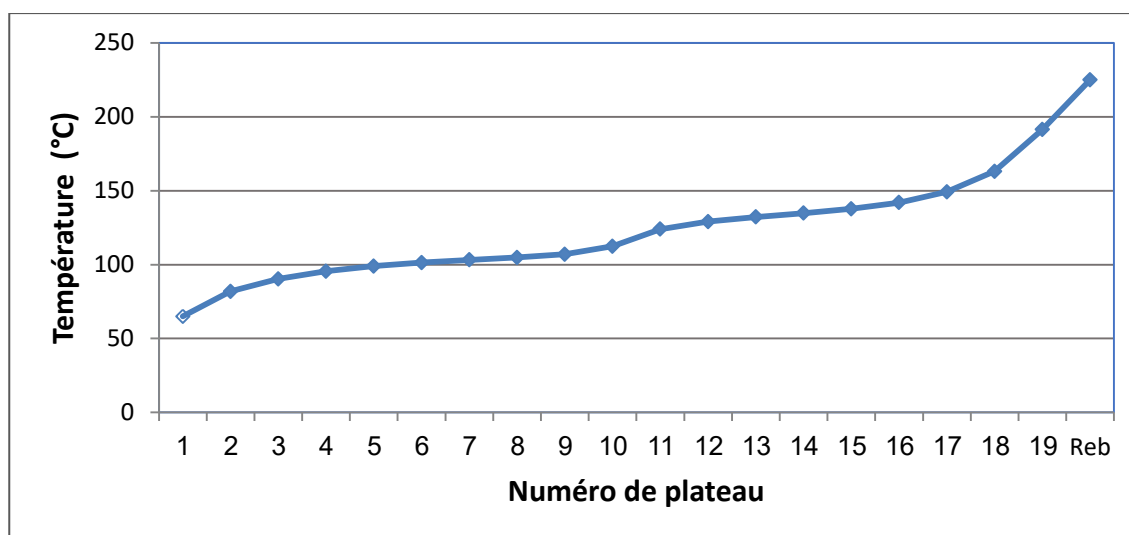


Figure IV-6 Variation de la température dans la stable

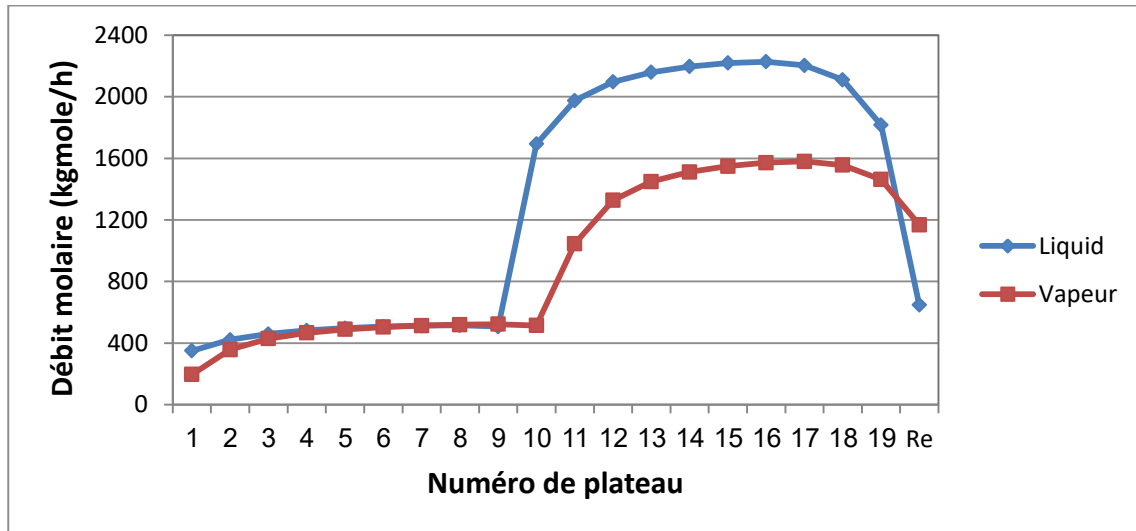


Figure IV-7 Variation de débit molaire dans la stable

IV.2.3 Simulation du cas actuel de l'unité de débutanisation

IV.2.3.1 Schéma de simulation du procédé (PFD)

Le schéma de la simulation est donné sur la figure suivant :

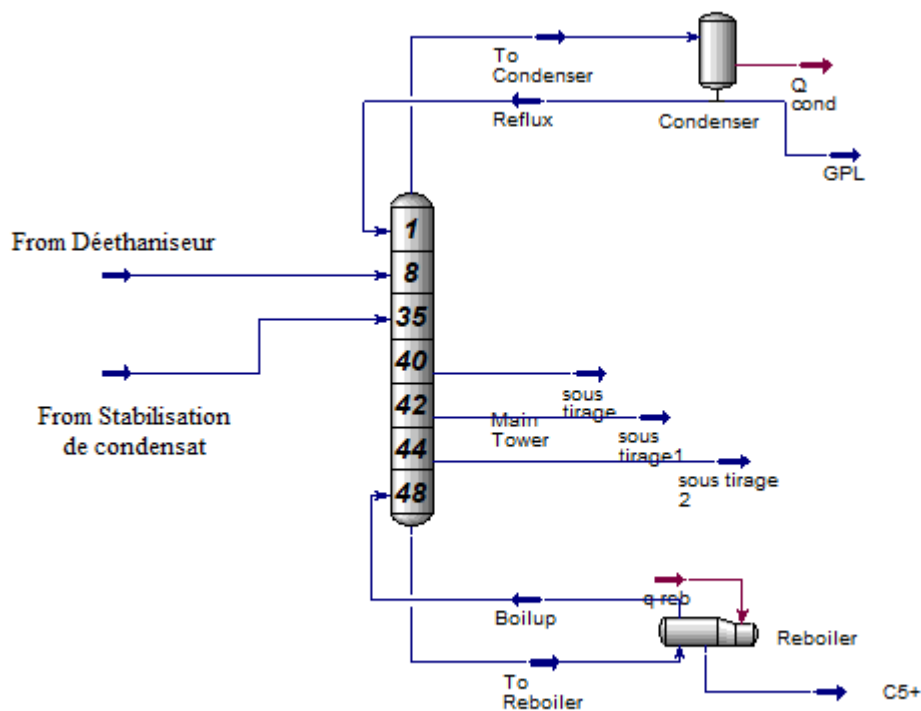


Figure IV-8 Schéma de procédé (colonne de Débutaniseur)

IV.2.3.2 Caractéristiques de la charge

Les tableaux (4.11) et (4.12) illustrent la composition molaire des deux charges. La 1^{ère} charge qui provient du fond de la colonne de stabilisation CB-21-01 pour alimenter le débutaniseur au plateau 35^{ème} et la 2^{ème} charge provient du fond de dééthaniseur et alimente le débutaniseur au 8^{ème} plateau.

Tableau IV-11 Composition molaire de la charge vient de la stable

Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire
Nitrogène	0,0000	Mcyclohexane	0.0000	n-C18	0,0165

H2S	0,0000	Toluène	0,0001	n-C19	0,0156
CO2	0,0000	n-Octane	0,1089	n-C20	0,0164
Méthane	0,0000	E-Benzène	0,0000	n-C21	0,0149
Ethane	0,0000	m-Xylène	0,0000	n-C22	0,0135
Propane	0,0002	o-Xylène	0,0000	n-C23	0,0122
i-Butane	0,0113	p-Xylène	0,0000	n-C24	0,0100
n-Butane	0,0794	n-Nonane	0,0731	n-C25	0,0122
22Mpropane	0,0001	n-Décane	0,0527	n-C26	0,0069
i-Pentane	0,0485	n-C11	0,0356	n-C27	0,0079
n-Pentane	0,0652	n-C12	0,0272	n-C28	0,0067
n-Hexane	0,0810	n-C13	0,0228	n-C29	0,0072
Mcyclopentane	0,0000	n-C14	0,0188	C30+*	0,0872
Benzène	0,0002	n-C15	0,0194	H2O	0,0000
Cyclohexane	0,0000	n-C16	0,0150		
n-Heptane	0,0978	n-C17	0,0158		

Tableau IV-12 Composition molaire de la charge vient de dééthaniseur

Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire	Composition	Fraction molaire
-------------	------------------	-------------	------------------	-------------	------------------

Nitrogène	0,0000	Mcyclohexane	0.0000	n-C18	0,0000
H2S	0,0000	Toluène	0,0001	n-C19	0,0000
CO2	0,0000	n-Octane	0,0060	n-C20	0,0000
Méthane	0,0000	E-Benzène	0,0000	n-C21	0,0000
Ethane	0,0003	m-Xylène	0,0000	n-C22	0,0000
Propane	0,5292	o-Xylène	0,0000	n-C23	0,0000
i-Butane	0,1174	p-Xylène	0,0000	n-C24	0,0000
n-Butane	0,2227	n-Nonane	0,0013	n-C25	0,0000
22Mpropane	0,0004	n-Décane	0,0002	n-C26	0,0000
i-Pentane	0,0380	n-C11	0,0000	n-C27	0,0000
n-Pentane	0,0417	n-C12	0,0000	n-C28	0,0000
n-Hexane	0,0286	n-C13	0,0000	n-C29	0,0000
Mcyclopenta n	0,0000	n-C14	0,0000	C30+*	0,0000
Benzène	0,0005	n-C15	0,0000	H2O	0,0000
Cyclohexane	0,0000	n-C16	0,0000		
n-Heptane	0,0135	n-C17	0,0000		

IV.2.3.3 Les paramètres opératoires de débutaniseur

Tous les paramètres opératoires des charges d'alimentation de débutaniseur sont regroupés dans le tableau (4.13)

Tableau IV-13 Paramètres opératoires actuels de débutaniseur

Parameter	Valeur
Nombre de plateau	47
Niveau d'alimentation (1ère charge de la stable)	35 ^{ème} plateau
Niveau d'alimentation (2ème charge cx-25-01)	8 ^{ème} plateau
Débit de résidu (1ère charge) (m3 /h)	146.7
Débit du C ₃ + (2ème charge) (m3 /h)	60.80
Température de la charge (1ère charge) (°C)	225
Température de la charge (2ème charge) (°C)	87.12
Pression de la charge (1ère charge) (bar)	16.50
Température au niveau de plateau sensible (°C)	120
Pression de la charge (2ème charge) (bar)	16.50

IV.2.3.4 Résultats de simulation du cas actuel de débutaniseur

Les conditions opératoires et la composition des différentes charges de débutaniseur obtenus lors de la simulation sont regroupés dans le tableau (4.14)

Tableau IV-14 Paramètres opératoires des différentes charges et produits de débutaniseur

	Charges		Produits	
	1ère charge	2ème charge	GPL	C5 ⁺
Taux de vaporisation	0,00	0,7321	0,00	0,00
Température (°C)	225	87.12	55.61	210
Pression (bar)	16.30	16.30	14.80	16.00
Débit molaire kgmole/h	647.4	629.1	501.2	767
Débit massique kg/h	112500	33750	24450	121100
Débit volumique m ³ /h	146.7	60.80	46.05	160

La composition molaire des différentes charges de débuteur sont regroupées dans le Tableau 4.15.

Tableau IV-15 Composition molaire de constituants des produits de débuteur

Composition	Fraction molaire		Composition	Fraction molaire	
	GPL	C5 ⁺		GPL	C5 ⁺
Nitrogène	0,0000	0,0000	n-Nonane	0,0000	0,0617
H2S	0,0000	0,0000	n-Décane	0,0000	0,0441
CO2	0,0000	0,0000	n-C11	0,0000	0,0301
Méthane	0,0000	0,0000	n-C12	0,0000	0,0233
Ethane	0,0004	0,0000	n-C13	0,0000	0,0199
Propane	0,6645	0,0000	n-C14	0,0000	0,0170
i-Butane	0,1615	0,0004	n-C15	0,0000	0,0177
n-Butane	0,1735	0,1316	n-C16	0,0000	0,0137
22Mpropane	0,0000	0,0003	n-C17	0,0000	0,0144
i-Pentane	0,0000	0,0703	n-C18	0,0000	0,0148
n-Pentane	0,0000	0,0871	n-C19	0,0000	0,0138
n-Hexane	0,0000	0,0899	n-C20	0,0000	0,0142
Mcyclopentan	0,0000	0,0000	n-C21	0,0000	0,0128
Benzène	0,0000	0,0005	n-C22	0,0000	0,0115
Cyclohexane	0,0000	0,0000	n-C23	0,0000	0,0103
n-Heptane	0,0000	0,0915	n-C24	0,0000	0,0083
Mcyclohexane	0,0000	0,0000	n-C25	0,0000	0,0101
Toluène	0,0000	0,0002	n-C26	0,0000	0,0057
n-Octane	0,0000	0,0948	n-C27	0,0000	0,0065
E-Benzène	0,0000	0,0000	n-C28	0,0000	0,0055
m-Xylène	0,0000	0,0000	n-C29	0,0000	0,0060

o-Xylène	0,0000	0,0000	C30+*	0,0000	0,0719
p-Xylène	0,0000	0,0000	H2O	0,0000	0,0000

Les courbes de simulation du cas actuel de débuteur sont illustrés comme suit: le profil de température (Figure 4.9) et les débits molaires liquide et vapeur (Figure 4.10), et les profils de la variation de la composition en phase liquide et phase gazeuse (Figure 4.11 et 4.12).

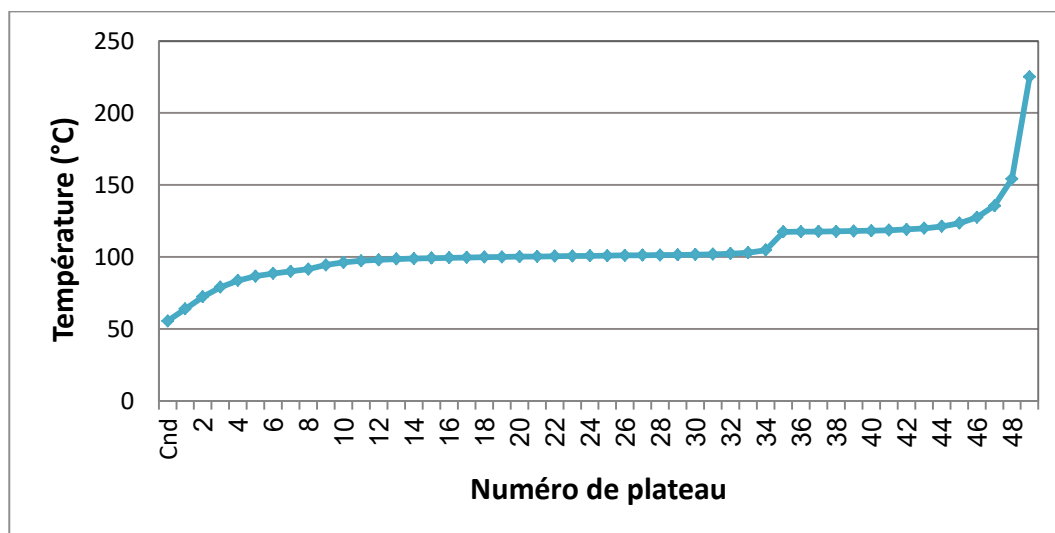


Figure IV-9 Variation de la température dans le débuteur

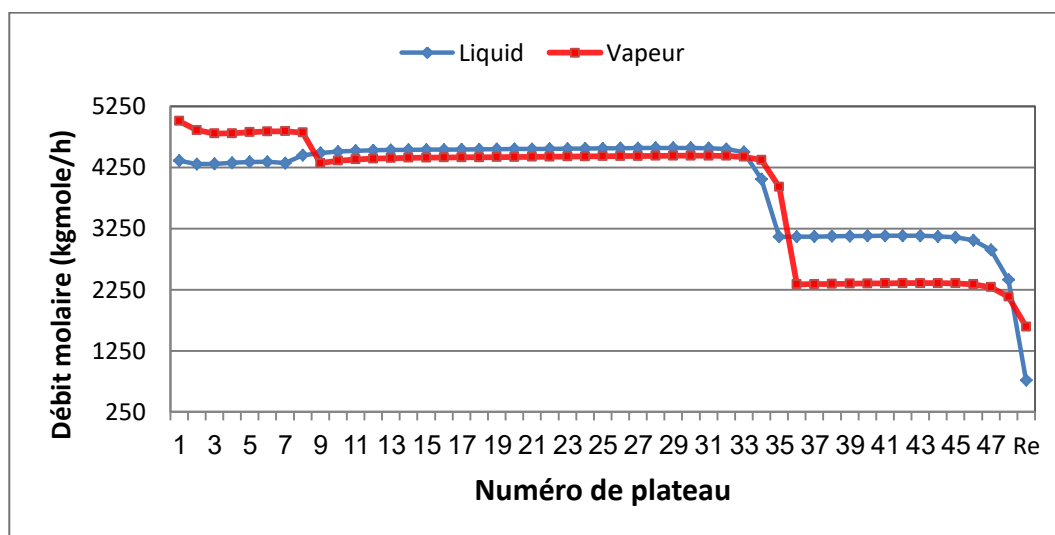


Figure IV-10 Profil de débit liquide et vapeur dans le débuteur

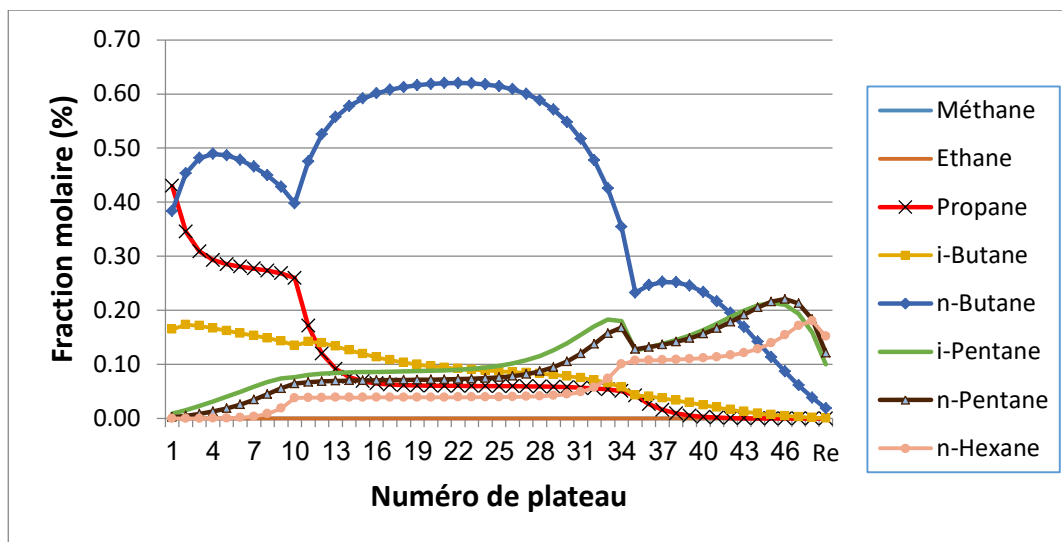


Figure IV-11 Profil de la composition en phase liquide de débutaniseur

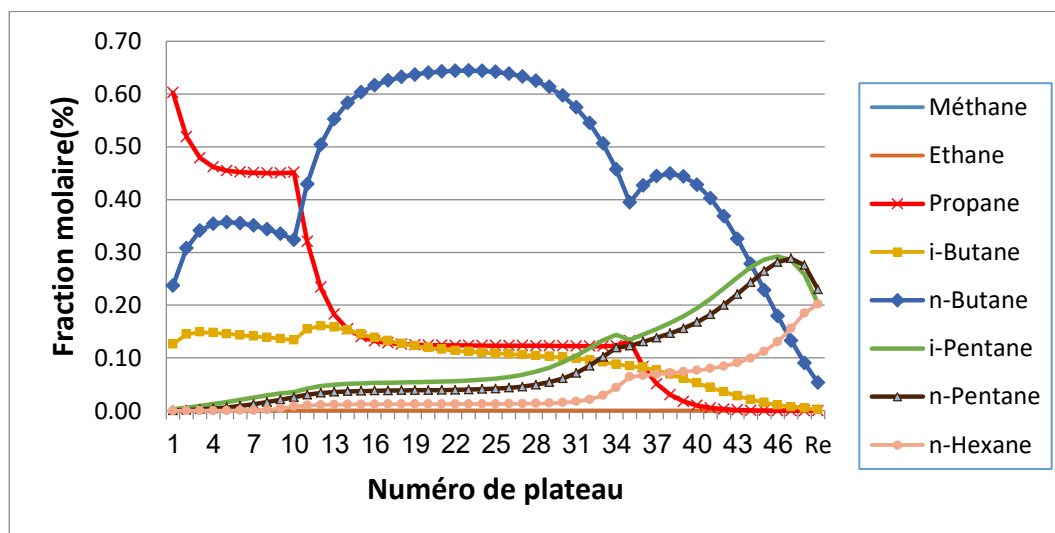


Figure IV-12 Profil de la composition en phase vapeur de débutaniseur

On observe dans la figure 4-9 que le profil de température est augment proportionnellement au nombre de plateau avec stabilité.

Dans les figures 4-10, figure 4-11 et figure 4-12 qu'il y a une bonne distillation des fractions légères (C1,C2,C3,C4) au sommet de la colonne de débutaniseur et les fractions lourdes C5⁺ au fond.

La simulation du cas actuel nous a permis de connaître:

- Les paramètres opératoires de Déethaniseur donnent des bons résultats avec meilleures séparations des fractions légers C1,C2 au sommet de la colonne et C3⁺ au fond qui sont envoyés vers le Débutaniseur.
- Les paramètres opératoires de la colonne de stabilisation de condensat aussi donnent une bonne séparation des fractions légers associées avec les fractions C5⁺.

l'influence des paramètres de fonctionnement de débutaniseur et la variation du débit sur la composition et la qualité des produits finaux (GPL, condensat), qui doivent répondre aux spécifications commerciales.

IV.3 Optimisation du paramètres opératoires

IV.3.1 Objectif de l'optimisation

L'objectif principal de l'optimisation est la production des GPL et condensat (C_5^+) répondant aux spécifications commerciales en minimisant l'énergie consommée.

IV.3.2 Méthodologie

Après avoir choisi le modèle thermodynamique et l'algorithme de résolution, et les avoir validés par le simulateur (Annexe A), plusieurs autres paramètres opératoires jouent un rôle très important dans la détermination de la pureté des produits, tels que le débit de reflux, la température d'échauffement, et la pression de service. Notre étude d'optimisation sera concentrée sur ces paramètres pour ajuster la TVR et la DENSITE de condensat et en gardé les teneurs de iC_5 et nC_5 dans la composition des GPL inférieur à 0.4 %mol et la teneur en C_2^- inférieur à 3 %mol. Notre optimisation sera effectuée sur la section de débutanisation.

Les conditions actuelles de fonctionnement de débutaniseur sont : le débit de reflux est 85% de débit totale de distillat et la température du fond (215°C). La boucle d'huile chaude peut chauffer le fond de la colonne jusqu'à 230°C selon le cas de design. Notre étude consiste à déterminer l'intervalle de l'optimisation en variant chaque fois le taux de reflux pour des températures de fond de la colonne différentes et enregistrer la TVR et la Densité correspondant aux produits.

Par ailleurs, en tenant compte de la variation du poids moléculaire des GPL et les énergies nécessaires pour l'échauffement et la condensation, nous allons étudier l'influence de la température d'échauffement sur la composition des GPL.

IV.3.3 L'effet de la variation du Taux de reflux sur la composition du GPL

Les valeurs de la TVR et la Densité de GPL et du condensat correspondent à des températures de fond et des taux de reflux sont regroupés dans les tableaux de l'annexe (A).

Avant toute commercialisation des produits finis, ces derniers doivent répondre à des spécifications bien déterminées. (Voir le tableau 1.1 du chapitre I)

Tableau IV-16 Effet de la variation du taux de reflux sur les paramètres opératoires et les caractéristiques de GPL

Taux de reflux	Débit C5 ⁺ Kg mole/h	Débit GPL Kg mole/h	Fraction molaire (%) de GPL			
			C ₃	C ₄	iC ₅	nC ₅
80	327.92	518.53	64.2314	35.7171	0.0053	0.0032
85	328.11	518.42	64.2451	35.7041	0.0049	0.0029
90	328.23	518.35	64.2544	35.6955	0.0046	0.0027

On constate que les teneurs de iC₅ et nC₅ dans le GPL diminué proportionnellement avec l'augmentation le taux de reflux et l'inverse pour les teneurs de C₃.

D'après les tableaux (Annexe A) on constate qu'avec le reflux 85% le condensat est hors spécification en densité avec le valeur 699.80 kg/m³ et en peut valoriser a 699.92 kg/m³ lorsqu'on travaille avec reflux 90%.

D'après ce qui cités, on préfère de travaillé avec Taux de reflux 90%.

IV.3.4 L'effet de la variation de température de fond sur les spécification des produits

En étudié la variation da la température du fond de Débutaniseur sur les spécifications des produits. En fixant le taux de reflux 90% et en variant la température de fond.

La figures 4-13 représente la variation de tension de vapeur et la densité de GPL en fonction de la température de fond du débutaniseur.

La figures 4-14 représente la variation de la tension de vapeur et la densité du condensat en fonction de la température de fond du débutaniseur.

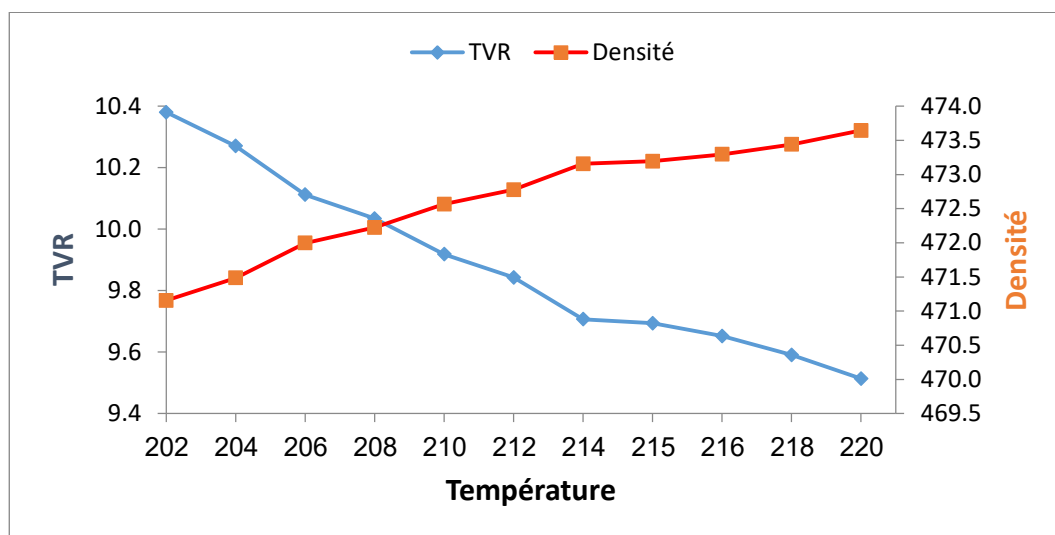


Figure IV-13 Variation de la TVR et la Densité de GPL en fonction la température du fond de débutaniseur (reflux 90%)

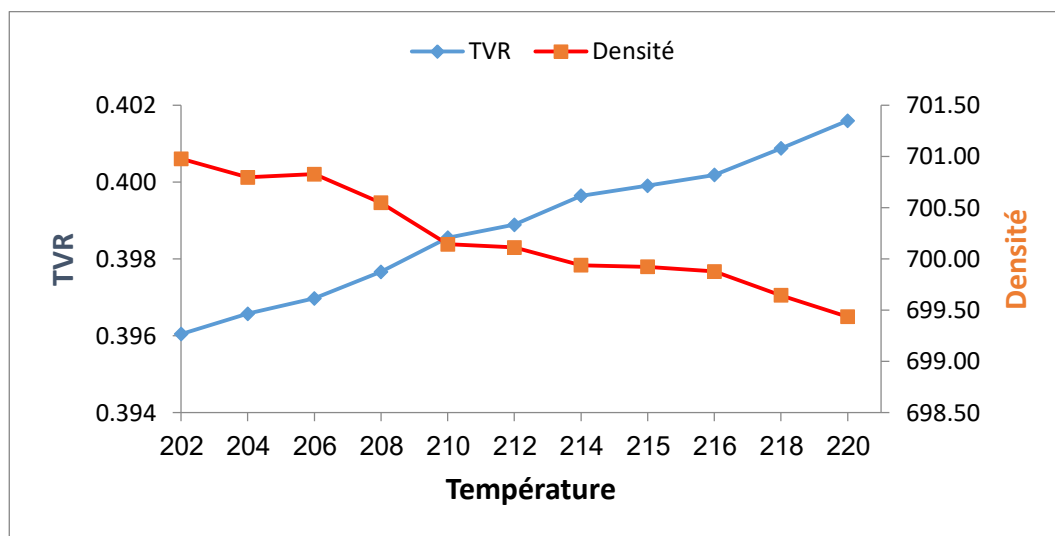


Figure IV-14 Variation de la TVR et la Densité de condensat en fonction la température du fond de débutaniseur (reflux 90%)

Dans l'intervalle de température $> 215\text{ }^{\circ}\text{C}$, on constate que le condensat vis-à-vis de la densité est hors spécification. Pour la température $< 205\text{ }^{\circ}\text{C}$ déconseille en regard de conditions de procédé. L'intervalle de température entre 205 et 215 est acceptable pour garantir la qualité de produit sur spécification.

D'après les graphes on récapitule que l'augmentation de température est inversement proportionnelle à la Densité du condensat, et influé légèrement sur la valeur de la TVR.

On remarque dans les courbes représentent la variation de TVR et la densité des deux produits, que il y a une oscillation des lignes et on n'a pas une ligne linéaire malgré la courbe représente une croissance ou décroissance, tout ça signifié la méthode itérative de calcul de simulateur HYSYS.

D'après les graphes de variation de la TVR et la Densité des deux produits, comme conclusion l'intervalle de la température de fond optimum est entre 205 - 215 $^{\circ}\text{C}$.

Dans cette partie, on présente la variation de la composition des GPL en fixant le taux de reflux dans 90% et en variant la température au fond entre 205 et 215, et en tenant en compte de la variation des fractions molaires des GPL: C2, C3, IC4, NC4 et C5⁺.

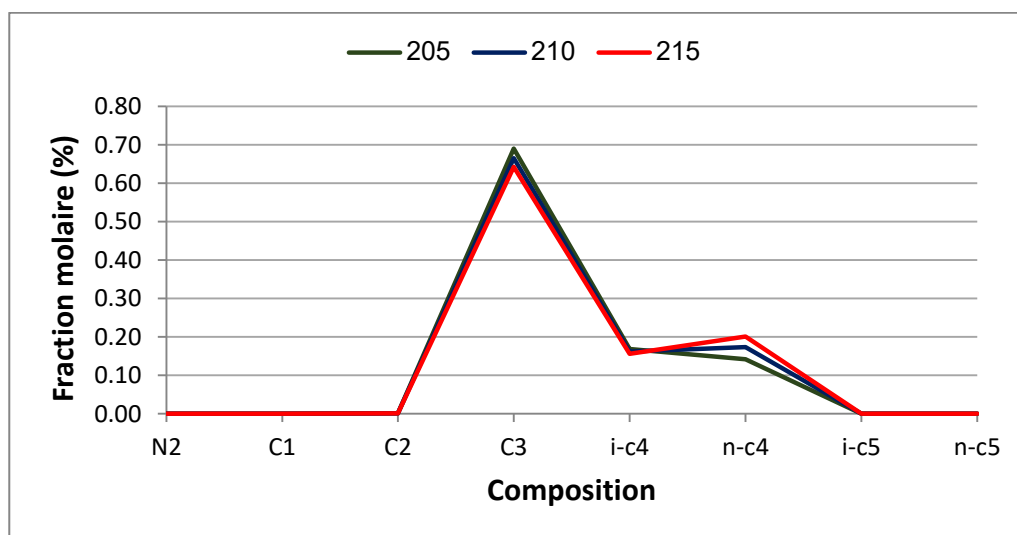


Figure IV-15 Variation de la composition de GPL en fonction de la T du fond du Débutaniseur

Le meilleur résultat obtenu est représenté sur la figure 4-15 avec un taux de reflux 90% est: la température de 210 $^{\circ}\text{C}$.

IV.3.5 La variation de la pression sur la qualité des produits finaux

Dans cette étude, on présente la variation de pression qui désigne la qualité des produits finis. Dans cette partie on fixe la température optimisée qui est 210 °C et le taux de reflux 90% et on varie la pression de débutaniseur.

Le tableau (4.17) représente les résultats de la simulation avec 03 valeurs de pression.

Tableau IV-17 L'influence de la pression de Débutaniseur sur les produits finaux

	GPL		condensat	
	TVR	Densité kg/m ³	TVR	Densité kg/m ³
13.8 Bar	9.693	478.8	0.399	699.90
14.8 Bar	9.693	473.2	0.399	700.0
15.8 Bar	9.692	467.6	0.399	700.0

Le tableau 4-17 montre l'influence de la variation de la pression sur la tension de vapeur de condensat et GPL est légèrement proportionnelle à la pression.

La variation de la densité du condensat est proportionnelle à la pression, par contre l'inverse pour le GPL.

D'après les résultats obtenus, la pression optimale à laquelle les produits finis répondent aux spécifications commerciales est la pression 14.8 bars. Pour la pression 13.8 bar on a un seul paramètre qui élimine celle-ci c'est la Densité du condensat avec une valeur de 699.90 kg/m³ qui est hors spécifications, autre pression qui répond aux spécifications c'est la pression 15.8 bars mais on préfère de travailler avec la pression 14.8.

IV.3.6 Etude comparative entre les cas actuel et optimisé

Tableau IV-18 Comparaison des résultats de cas optimisé, cas actuel et spécification

	Spécification	Cas actuel	Cas optimisé
Température °C		215	210
Pression bar		14.8	14.8
Taux de reflux%		85	90
TVR GPL		9.68	9.92
TVR Condensat	0.45E-0.69H	0.40	0.3988
Densité GPL	0.56	473.22×10^{-3}	472.56×10^{-3}
Densité Condensat	0.700-0.730	699.80×10^{-3}	700.14×10^{-3}

On constate qu'après avoir optimisé les paramètres opératoires, nous avons obtenu les produits finaux répondent aux normes commerciales exigées.

IV.3.7 Intérêt économique

Tableau IV-19 Intérêt économique de l'optimisation

	Energie rebouiller	Débit C5 ⁺
Cas actuel	1.552×10^6 kcal/h	155.4 m ³ /h
Cas optimisé	1.539×10^6 kcal/h	160.4 m ³ /h
Gain	0.013×10^6 kcal/h	733 Baril/jour

CONCLUSION

A travers notre étude, nous avons pu montrer la possibilité d'améliorer le fonctionnement du déethaniseur, colonne de stabilisation du condensat et du débutaniseur au niveau du champ Menzel Ledjmet Est (SONATRACH-FCP), tout en respectant les spécifications commerciales.

A cet effet, la simulation et l'optimisation du cas actuel nous a permis de connaître l'influence de la variation du taux de reflux, la température du fond de la colonne et la pression de service sur la quantité et la qualité du GPL. En utilisant le logiciel AspenTech HYSYS et les données du design, nous a permis d'établir le modèle de Peng Robinson.

Les résultats de la simulation montrent que la séparation dans les paramètres de taux de reflux 85%, température de fond de 215°C peuvent s'améliorer si on travaille avec taux de reflux 90% et la température de 210°C.

L'optimisation des paramètres opératoires du débutaniseur nous a permis de :

- Réduire les pertes en propane et en fraction lourdes (C3 +) dans le fuel gaz sortant du déethaniseur CX-25-01.
- Amélioration du débit de condensat en matière de composition des fractions lourds qui sortant du fond de la colonne de stabilisation pour une charge d'alimentation du débutaniseur.
- Augmenter la récupération du condensat de 155.4 m³/h à 160.4 m³/h donc une augmentation considérable de la production du condensat de 84 tonnes / jour.
- Réduire la consommation en fuel gaz dans le four : un gain de 1.3×10^4 kcal/h

Références Bibliographiques

- [1]. MOKADEM Z, Etude de procédé de traitement de gaz au niveau de CPF-MLE, IAP école de Boumerdes, mai2017.
- [2]. Manuel de formation CRO processus, projet MLE, Bloc 405B, Algerie, SH-FCP,2009.
- [3]. LAMECHE A, Traitement du gaz naturel, Institut algérienne du pétrole, 2014.
- [4]. Rojey A. Le gaz naturel, production traitement et transport. PARIS 1994.
- [5]. Kohl A, Nielsen R. Gas purification28th August 1997.
- [6]. Rojey A. Le gaz naturel production traitement et transport. TECHNIP ed. PARIS1994.
- [7]. Extraction & fractionnement des liquides de gaz naturel, IFP Training, 2015.
- [8]. M. Reece, A. Gikas, Pétrole questionnaire annuel 2010 et révisions rétrospectives, revue de l'agence international de l'énergie (AIE/OCDE), Vol. 01, (Juillet 2011), p. 05.
- [9]. Centre canadien d'hygiène et sécurité au travail ; site web www.cchst.ca, (Février 2010).
- [10]. Fiche sécurité sur site web www.airliquide.com, (Juillet 2010).
- [11]. W.L Nelson, journal pétrole et gaz, Vol. 02, (Septembre 1955), p. 129.
- [12]. Comité français du butane et du propane, les gaz Butane Propane, site web www.cfbp.fr, (Mai 2010).
- [13]. J.P. Wauquier, pétrole brut, produit pétrolières, schémas de fabrication, (tome I) édition Technip, (1994), p.184.
- [14]. P. Daverat, moteurs à gaz et cogénération, revue générale de thermique, Vol. 383, (1993), pp. 59-64.

- [15]. P. Arquès, Pollution de l'air : causes, conséquences, solutions, édition Edisud, (1998), p.85.
- [16]. Association Algérienne de l'industrie de gaz, site web www.aegpl.eu, (Mai 2010).
- [17]. P. Belov, Principes technologiques de synthèse pétrochimique, édition école supérieure Moscou, (1954).
- [18]. Manuel opératoire du procédé, projet MLE, SH-FCP.
- [19]. HYSYS, Manuel Reference Hyprotech, version 1.0, (1995).
- [20]. HYSYS, Manuel Customization Guide version 3.1, Hyprotech (2002).

Annexe

Annexe A

GPL

Variation de la tension de vapeur (TVR) en fonction de la température et le pourcentage de taux de reflux

	202	204	206	208	210	212	214	215	216	218	220
50	10.38	10.26	10.14	10.03	9.91	9.82	9.73	9.64	9.63	9.57	9.49
60	10.39	10.26	10.15	10.03	9.93	9.83	9.73	9.65	9.64	9.56	9.50
70	10.38	10.27	10.18	10.03	9.93	9.83	9.74	9.66	9.66	9.57	9.50
80	10.38	10.27	10.11	10.03	9.92	9.86	9.74	9.65	9.65	9.57	9.50
85	10.38	10.27	10.11	10.03	9.92	9.85	9.72	9.68	9.67	9.60	9.51
90	10.38	10.27	10.11	10.03	9.92	9.84	9.71	9.69	9.65	9.59	9.51

Variation de la densité en fonction de la température et le pourcentage de taux de reflux

	202	204	206	208	210	212	214	215	216	218	220
50	471.20	471.59	471.91	472.23	472.61	472.87	473.11	473.35	473.37	473.53	473.75
60	471.15	471.54	471.90	472.24	472.55	472.84	473.05	473.30	473.31	473.52	473.72
70	471.18	471.50	471.79	472.23	472.53	472.78	473.04	473.29	473.30	473.50	473.69
80	471.16	471.49	472.00	472.23	472.57	472.73	473.07	473.30	473.29	473.50	473.68
85	471.16	471.49	472.00	472.23	472.51	472.75	473.11	473.22	473.29	473.48	473.67
90	471.16	471.49	472.00	472.22	472.56	472.78	473.16	473.19	473.29	473.44	473.64

Condensat

Variation de la tension de vapeur (TVR) en fonction de la température et le pourcentage de taux de reflux

	202	204	206	208	210	212	214	215	216	218	220
50	0.396	0.396	0.396	0.398	0.398	0.399	0.399	0.399	0.400	0.401	0.402
60	0.396	0.397	0.397	0.398	0.398	0.400	0.400	0.400	0.400	0.401	0.402
70	0.396	0.397	0.397	0.398	0.398	0.399	0.400	0.400	0.400	0.401	0.402
80	0.396	0.397	0.397	0.398	0.398	0.399	0.400	0.400	0.400	0.401	0.402
85	0.396	0.397	0.397	0.398	0.398	0.399	0.400	0.400	0.400	0.401	0.402
90	0.396	0.397	0.397	0.398	0.399	0.399	0.400	0.400	0.400	0.401	0.402

Variation de la densité en fonction de la température et le pourcentage de taux de reflux

	202	204	206	208	210	212	214	215	216	218	220
50	700.88	700.88	700.88	700.50	700.38	700.22	700.05	699.82	699.84	699.59	699.39
60	700.87	700.78	700.66	700.22	700.94	699.24	700.11	699.82	699.80	699.61	699.05
70	700.89	700.78	700.53	700.51	700.02	700.66	699.44	699.83	699.87	699.63	699.10
80	700.89	700.81	700.84	700.71	700.38	700.13	699.99	699.83	699.86	699.62	699.12
85	700.90	700.81	700.83	700.65	700.00	700.12	699.85	699.80	699.86	699.63	699.23
90	700.98	700.80	700.83	700.55	700.14	700.11	699.94	699.92	699.88	699.64	699.44

Tableau présent le résultat de simulation du cas design avec le module Peng Robinson

Paramètres	GPL			C5+		
	Design	Simulateur	Erreur	Design	Simulateur	Erreur
Ethane	0.0238	0.0173	-	0.0000	0.0000	-
Propane	0.6649	0.6804	-	0.0000	0.0000	-
i-Butane	0.1205	0.1279	-	0.0012	0.0010	-
n-Butane	0.1868	0.1715	-	0.0201	0.015	-
22-Mpropane	0.0007	0.0003	-	0.0011	0.0009	-
i-Pentane	0.0025	0.002	-	0.085	0.073	-
n-Pentane	0.0007	0.0006	-	0.0832	0.0811	-
n-Hexane	0.000	0.000	-	0.1389	0.1443	-
Benzene	0.000	0.000	-	0.0116	0.0127	-
nC₇	0.000	0.000	-	0.1236	0.1303	-
nC₈⁺	0.000	0.000	-	0.5353	0.5417	-
Somme	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	0.00
Temperature °C	56.3	55.61	1.23	230	230	0.00
Pressure barg	24.29	24.29	0.00	16.00	16.00	0.00
Mass Flow kg/h	46577	45140	3.09	78558	85820	9.24
Molar Flow mmscfd	19	18.8	1.05	12	13	8.33
Volume Flow m³/h	98.67	95.41	3.30	141.03	149.4	5.93

Annexe B: schémas de simulation

