

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE EPOPULAIRE



MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
UNIVERSITÉ KASDI MERBAH OUARGLA



Faculté des sciences appliquées

Département de Génie des procédés

Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Science et Technologie

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Génie chimique

Présenté Par :

Medjouri Amina

Malim Saida

Thème :

**Dimensionnements d'une nouvelle colonne de stabilisation
par logiciel HYSYS appliqué au niveau D'unité GPL2 /CIS**

Soutenu publiquement le :10/06/2024

Devant le jury composé de :

Mr. ATTIA ABBES

Mr. OUAR Adel

Mme. BOUZIANE Khadidja

MAA

MAB

MCA

Président

Examineur

Rapporteur

Année Universitaire : 2023/2024

Dédicace

وفي آخر لحظات سنوات الدراسة لازلت أتذكر أول يوم دراسة لي وكيف أحببت الدراسة قبل سني القانوني لها.
وجل لحظات انتقالي من مستوى إلى مستوى ولم أنس قط كل لحظات الفرح أو الحزن كانت

ها أنا أودع هذه الجامعة بآخر انجازاتي .

ربما يكون هذا الانجاز جد بسيط لكن تأثيره عميق خصوصا أنني سأنتقل إلى مرحلة جديدة لم أجربها بعد.

لذا اشكر نفسي العزيمة والداعمة لي والتي سعت للاجتهاد والعمل على تحقيق أهدافها بدون كلل وأنا كلي فخر بجل تغيراتها ونجاحاتها دمت سعيدة اسما على مسمى.

وبعد كل هذا أشكر وأمتن لأحسن شخص في حياتي وهي أمي التي كانت تساندني دائما وأمنت بي ولم تثبطني أبدا وبالنقيض كانت أكثر داعم ومحب للمجال الذي اخترته عن حب ولذا فهذا النجاح لها.

أقدم جزيل الإخلاص لأبي ولشخصه الداعم لنا في دراستنا وامتنت لكل مجهوداته المبذولة من أجل أن يرانا في هذه المراتب.

أقدم كل الشكر والمحبة لأخواتي الداعمات ولكل لحظات المساندة التي قدمتها لي وأخي العزيز كذلك .

إلى صديقتي وأختي الثانية أميرة .

إلى صديقتي اللواتي جعلن هذا المشوار أمتع وأسهل.

إلى أم صديقتي التي كانت عوناً لي في أحد لحظات هذا المشوار كل الاحترام والتقدير لك.

إلى كل شخص يحبني وأمن بي .

كل المحبة والامتنان لكم جميعا

وفي الأخير أسأل الله العون والتوفيق فيما هو قادم إن شاء الله

الكاتبة : معاليم سعيدة

Dédicace

الحمد لله حبا وشكرا وامتنانا على البدء والختام .

لكل بداية نهاية وها قد انتهت مرحلتي الدراسية بعد تعب ومشقة دامت سنين في سبيل العلم والعلم.

ها أنا اليوم أقف على عتبة التخرج اقطف ثمار التعب وارفع قبعتي بكل فخر فاللهم لك الحمد والشكر لأنك وفقتني على إتمام هذا النجاح وتحقيق الحلم

وبكل حب اهدي فرحة نجاحي وتخرجي:

إلى نفسي أولا

إلى من أنجبتني وتعبت معي إلى من زين اسمي بأجمل الألقاب , الذين دعموني وأعطوني بدون مقابل ... إلى والدي

إلى من سهرت وتعبت ووقفت معي في جميع أطوار حياتي , عمتي العزيزة فايضة , لك مني جزيل الشكر والعرفان على كل مساندة قدمتها لي

إلى جميع عائلتي التي تقاسمت معي مسيرة هذه الحياة "أجدادي وإخوتي :جي جي , ريحانة , إخلاص , زهرة ومحمد الطيب وصبري وعمي علي "

إلى صديقاتي العزيزات " رميصاء , سعيذة , يمينة , ياسمين , سندس , رانيا , لينة , إكرام " .

إلى أم صديقتي ياسمين وعائلتها كل الشكر لهم.

إلى فلسطين التي قاتلت وجاهدت في سبيل الله

وفي هذه المناسبة جدير بي أن لا اجعل إهدائي منحصرًا بين جدران هاته القاعة , وإنما أرسلته للطلاب تحت الحرب , لطلاب الأقصى وشرفائه ومناضليه نصرهم الله وأيدهم

مجوري أمينة

Remerciements

Nous tenons à remercier tout d'abord, Dieu qui nous a donné la santé et courage et la patience pour élaborer et finir ce travail à temps.

Nos remerciements à notre Encadreur Dr. **BOUZIANE Khadidja** Pour ses conseils qui ont amélioré notre projet.

Nous exprimons nos sincères remerciements à **Mr. FERDJEALLAH Said** de l'unité GPL-2/CIS où nous avons effectué notre stage de fin d'études. Nous le remercions d'avoir accepté de nous encadrer et pour ses encouragements tout au long de notre travail

Nous tenons à remercier les membres du jury d'avoir accepté d'examiner notre travail et de soulever les critiques nécessaires afin d'enrichir nos connaissances et d'apporter plus à notre projet.

Je remercie profondément tous mes enseignants dont j'ai appris beaucoup des choses avec eux durant mon cycle de formation

Résumé :

Dans ce mémoire, nous avons simulé la colonne débutaniseur avec le logiciel de simulation HYSYS en utilisant le modèle thermodynamique Peng Robinson, qui est adapté pour l'étude du comportement des gaz. pour améliorer la production du condensat. Nous avons étudié la composition des condensats issus du traitement du gaz, notamment ceux du fond de la colonne débutaniseur, composés d'éléments allant de l'iC₅ au nC₁₂. Malgré l'optimisation de l'unité GPL2, le condensat reste instable avec une tension de vapeur Reid (TVR) supérieure. Nous proposons de stabiliser les condensats de l'unité GPL2, par suggérons de réduire les taux de n-butane (nC₄) et d'isopentane dans le condensat en utilisant une nouvelle colonne de dégazage.

Mots clés:

Condensat, traitement des gaz, colonne débutaniseur, logiciel de simulation hysys, n-butane (nC₄), d'isopentane, colonne de dégazage.

الملخص

في هذه المذكرة، قمنا بمحاكاة عمود إزالة البوتان باستخدام برنامج المحاكاة HYSYS باستخدام نموذج الديناميكا الحرارية Peng Robinson، والذي يعتبر مناسباً لدراسة سلوك الغازات لتحسين إنتاج المكثفات. درسنا تكوين المكثفات الناتجة عن معالجة الغاز، ولا سيما تلك الناتجة من قاع عمود إزالة البوتان، والتي تتكون من عناصر تتراوح من iC₅ إلى nC₁₂. على الرغم من تحسين وحدة غاز البترول المسال 2، إلا أن المكثف لا يزال غير مستقر مع ضغط بخار ريد (TVR) أعلى. لذلك نقترح استقرار المكثفات الناتجة من وحدة غاز البترول المسال 2، عن طريق تقليل نسب ن-بوتان و الايزوبنتان في المكثف باستخدام عمود إزالة الغاز.

Abstract :

In this thesis, we simulated the debutanizer column using HYSYS simulation software employing the Peng Robinson thermodynamic model, which is suitable for studying gas behavior to enhance condensate production. We examined the composition of condensates resulting from gas processing, particularly those from the bottom of the debutanizer column, consisting of components ranging from iC₅ to nC₁₂. Despite optimizing the GPL2 unit, the condensate remains unstable with a higher Reid vapor pressure (RVP). We propose stabilizing the condensates from the GPL2 unit by suggesting reducing the levels of n-butane (nC₄) and isopentane in the condensate using a new degassing column.

Liste des tableaux

Tableau. I .1. Les composants du GPL.

Tableau I.2. Caractéristique principale du propane et du butane.

Tableau I.3. Les Caractéristiques du condensât.

Tableau II.1. Capacité de l'unité GPL2.

Tableau II .2 . Spécification des produits.

Tableau II.3. Spécification des produits.

Tableau IV..1 Paramètres de charge débuthaniseur.

Tableau IV.3 .Paramètres de Production de condensat.

Tableau IV.4. La charge à l'entrée.

Tableau IV.5. Composition production condensats non stabilisés.

Tableau IV.6. La composition de la charge à l'entrée.

Tableau IV.7. La composition de n-butane et isopentane recyclé.

Tableau IV.8. La composition de condensat stable.

Liste des figures

Figure II.1.Schéma simplifié de la rectification.

Figure II.2.Différentes zones d'une colonne de rectification.

Figure II.3.Colonne de rectification

Figure II.4. Colonne à garnissage.

Figure II .5.Anneaux RASCHIG en céramique.

Figure II .6.Diagramme De GILLILAND Y en fonction de X.

Figure III.1. Situation géographique du champ de HASSI Messaoud.

Figure III .2 . Schéma de l'unité de GPL2

Figure III.3. Schéma de procédé de l'unité de valorisation des condensât

Figure IV.1. PFD de la simulation de la section débuthaniseur

Figure IV.2. Colonne de débuthaniseur

Figure IV.3. Colonne de dégazage

Figure IV.4. Short cut colonne

Figure IV.5. Le dimensionnement de colonne de dégazage

Figure IV.6.Le profil de l'influence de la température

Figure IV.7. Le profil de l'influence de la pression

Figure IV.8. Le profil de l'influence du flux net

Figure IV.9. Colonne de dégazage

Figure IV.10. Le cout de colonne

Liste des abréviations

HMD : HASSI Messaoud

CINA : Centre Industriel Nord NAILI ABDELHALIM

ZCINA : Nouvelle Zone du Centre Industriel

CIS : Centre Industriel Sud

UTBS : Unité de Traitement de Brut Sud

GPL : Gaz de Pétrole Liquéfié

TVR : Tension de vapeur Reid

ASTM : American society for testing and materials

Sommaire

Résumé	
Sommaire	
Liste des tableaux	
Listes des figures	
Introduction générale.....	2
Chapitre I : Généralités sur le GPL et le Condensats	
I.1. Généralité sur le GPL	3
I.1.1.Définition du GPL	3
I.1.2.Les Sources de GPL	4
I.1.3.Composition et caractéristiques principales du GPL	4
I.1.4.Utilisation du GPL	5
I.1.5.Les avantages et inconvénients techniques du GPL	5
I.2.Généralités sur le Condensat	6
I.2.1.Définition	6
I.2.2.Caractéristiques du condensât	7
I.2.3.Domains d'utilisation du condensât	7
I.2.4. La production mondiale de GPL	8
I.2.5.Le GPL et le condensat en Algérie	8
I.2.6 .Procédés de production de GPL et Condensats	8
Chapitre II : Théorie de la rectification	
II.1 .Introduction	9
II.2. Définition	9
II.3. Colonne de rectification	10
II.4. Types de colonnes de rectification	10
II.4.1. Colonnes à plateaux	10
II.4.1.1. Les type des plateaux	10
II.4.2. Colonnes à garnissage	11
II.4.3. Avantages et inconvénients	11
II.5.1. Lois de DALTON	11
II.5.2. Lois de RAOULT et d'HENRY	12

II.6. Bilan matière de la colonne et de ses zones	12
II.6.1. Bilan matière de la zone de rectification	12
II.6.2. Bilan matière de la zone d'épuisement	13
II.6.3. Bilan matière de la zone d'alimentation	13
II.7. Choix de la pression dans la colonne	13
II.8. Régime de la température dans la colonne	14
II.9. Choix du taux de reflux	14
II.9.1. Fonctionnement à reflux minimal	15
II.9.2 .Taux de reflux optimal	16
II.9.3. Taux de remouillage optimal	17
II.10. Nombre de plateaux théoriques a reflux optimal	17
II.10.1. Méthode approximative	18
II.11. Bilan thermique de la colonne	19

Chapitre III : Description de l'unité de traitement gaz au CIS

III.1. Présentation du champ de HASSI-Messaoud	20
III .1.2.Gisement de HASSI-Messaoud	20
III.2.Présentation de l'Unité GPL 2	21
III.2.1. Historique de l'unité GPL2	21
III.2.2.Capacité de l'unité GPL 2	22
III.3.Description du processus de l'unité GPL2	22
III.3.1.Section manifold	23
III.3.2.Section BOOSTING	24
III.3.3.Section de déshydratation	24
III.3.4. Section de refroidissement et détente Turbo expender	25
III.3.5. Section de fractionnement	25
III.3.6. Section d'huile chaude	25
III.3.7. Unité de dépropanisation	25
III.3.8. Section de stockage et de pomperiez	26
III.3.9. Système de gaz combustible v	27
III.3.10. Section utilités	27
III.3.11. Réseau torche	28
III.3.12. Salle de contrôle	29
III.3.13. Laboratoire d'analyses	30

III.3.14. Sécurité et prévention	31
III.4. Unité de valorisation des condensats	31
III.4.1. Spécification de produits	32
III.5. Description du procédé	32
III.5.1. Réception des produits RHM1/2 et collecte des produits RHM1 et RHM2	33
III.5.2. Stockage et transfert des produits RHM1/2	34
III.5.3. Collecte des produits GPL1, GPL2 et UFC	35
III.5.4. Mélange de tous les produits	36
III.5.5. Stockage de produit mélangé comme condensat	36
III.5.6. Expédition du condensat dans la canalisation existante	36
III.5.7. Système de récupération de condensat de drainage	36
Chapitre IV : Simulation et résultats	
IV.1. Problématique de la recherche	37
IV.2. Méthodologie de la recherche	37
IV.2.1. Choix du logiciel de simulation	38
IV.2.2. Choix du modèle thermodynamique	38
IV.3. Simulation de la section débuthaniseur C202	39
IV.3.1. Procédure de la simulation de la colonne de distillation	39
IV.3.2. Le dimensionnement de la colonne débuthaniseur	40
IV.4. La comparaison du cas simulé avec le cas design	41
IV.5. Vérification de la simulation du cas actuel	41
IV.5.1. Comparaison entre cas actuel et cas simulé	42
IV.6. Optimisation de la qualité des condensats	44
IV.7. La colonne de dégazage	47
IV.7.1. Le dimensionnement de la colonne de dégazage	48
IV.7.2. L'influence des paramètres	49
IV.7.3. La vérification de la simulation de la colonne de dégazage	51
IV.8. Calcul économique et estimation des coûts	52
Conclusion.....	53
Bibliographié	54
Annexe	56

Introduction

Introduction Générale

L'Algérie est un pays industriel dominé par le secteur des hydrocarbures, avec l'industrie pétrolière jouant un rôle central dans l'économie nationale. Les hydrocarbures représentent plus de 75% des exportations du pays, réparties à travers le monde [1]. Le pétrole brut, en particulier, est une source énergétique indispensable, grâce à sa composition diversifiée d'hydrocarbures permettant de produire des combustibles pour l'industrie et de développer la pétrochimie. Cette dernière produit des matières plastiques, des produits agricoles, des produits pharmaceutiques, et bien d'autres produits [2]. L'Algérie, riche en ressources naturelles, notamment en pétrole et en gaz naturel, dépend fortement de ces deux ressources pour ses revenus d'exportation. Depuis la découverte de pétrole dans les années 1950, l'Algérie est devenue l'un des principaux producteurs de pétrole en Afrique, avec des réserves prouvées estimées à environ 12 milliards de barils. Pour le gaz naturel, le pays possède environ 4500 milliards de mètres cubes de réserves, faisant de l'Algérie un acteur majeur dans l'approvisionnement en gaz de l'Europe.

L'exploitation de ces ressources est principalement gérée par la compagnie nationale SONATRACH, qui collabore avec plusieurs compagnies étrangères pour développer le secteur énergétique. L'unité de traitement de gaz de pétrole liquéfié (GPL) de HASSI Messaoud, supervisée par la firme japonaise JGC (JAPAN GASOLINE Corporation), a été mise en service en 1997 après des travaux de construction commencés en 1994. Cette usine, réalisée en partenariat entre SONATRACH et JGC, vise à maximiser la récupération de propane et de butane [3].

Un stage de fin d'études a été réalisé au sein de l'unité GPL-2/CIS de HASSI Messaoud, portant sur l'amélioration de la production de condensat tout en maintenant ses caractéristiques conformes aux normes commerciales. Cependant, le produit condensat reste souvent instable.

Pour cela, on a effectué une étude au sein de l'unité GPL2/CIS située à HASSI Messaoud, qui traite le gaz de pétrole liquéfié (GPL). Le but de notre étude est de proposer une nouvelle colonne de dégazage visant à réduire les taux de n-butane (nC_4) et d'isopentane dans le condensat.

Ce mémoire s'articule autour de quatre chapitres :

- Chapitre I : Généralités sur le GPL et le Condensats.
- Chapitre II : Théorie de la rectification.
- Chapitre III : Description de l'unité de traitement gaz au CIS.
- Chapitre IV: Simulation et résultat.

Enfin, nous terminons cette étude par une conclusion générale qui résume les travaux réalisés

Chapitre 1

- INTRODUCTION

Le gaz associé est le gaz naturel présent en solution dans le pétrole, qui est séparé lors de l'extraction de ce dernier. Pendant longtemps, il était considéré comme un déchet et brûlé en torchère, ce qui constituait un gaspillage de ressources énergétiques non renouvelables et une pollution inutile. Aujourd'hui, une partie de ce gaz est soit réinjectée dans les gisements pour maintenir la pression et maximiser l'extraction du pétrole, soit valorisée.

Le gaz naturel peut exister séparément du pétrole en tant que gaz libre ou être dissous dans le pétrole brut. Une fois séparé du pétrole brut, il se compose couramment de mélanges d'hydrocarbures tels que le méthane, l'éthane, le propane, le butane, le pentane et d'autres composants. En outre, ces gaz non traités contiennent de la vapeur d'eau, du sulfure d'hydrogène (H_2S), du dioxyde de carbone (CO_2), de l'azote (N_2) et d'autres impuretés. Les gaz associés contenant de telles impuretés ne peuvent pas être facilement transportés ni utilisés sans traitement en raison de leur médiocre qualité.

Techniquement, plusieurs options existent pour gérer les gaz associés :

- ✓ Production d'électricité pour transmission ou pour les besoins sur site
- ✓ Traitement en tant que GNL ou GPL et exportation via des pétroliers
- ✓ Conversion en produits pour la pétrochimie
- ✓ Préparation en tant que combustible sous diverses formes (par exemple, gaz riche sec, GPL, etc.) [4].

I.1. Généralité sur le GPL

I.1.1. Définition du GPL :

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures ayant un poids moléculaire peu élevé. Contenant principalement le propane C_3H_8 et le butane C_4H_{10} , ayant une température de vaporisation respectivement de $-42^{\circ}C$ et $0^{\circ}C$ à pression normale permettant de les maintenir liquides à une température ordinaire sous une pression modérée 14 et 5 KPa respectivement, contrairement au méthane et l'éthane qui ne peuvent être liquéfiés qu'à des températures très basses. C'est pourquoi le méthane CH_4 et l'éthane C_2H_6 produits en raffineries sont utilisés sur place comme combustible interne puisque leur transport est très coûteux. Le stockage de GPL se fait à l'état liquide. C'est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne le contrôle de l'environnement. Les GPL sont utilisés dans les secteurs tertiaires et industriels en tant que

combustibles, dans la pétrochimie en tant que charge, dans le secteur de transport en tant que carburant et pour la production d'électricité [5].

I .1.2.Les Sources de GPL

Le GPL (gaz de pétrole liquéfié) est principalement extrait lors de la production de gaz naturel et de pétrole.

Voici quelques-unes des principales sources de GPL :

- **Gaz naturel** : qui est composé à 90 % de méthane (CH₄) et éthane (C₂H₆). Les 10 % restants se répartissent entre 5 % de propane (C₃H₈) et 5 % d'autres gaz dont le butane (C₄H₁₀). Le GPL est souvent extrait en même temps que le gaz naturel lors de l'extraction en mer ou sur terre. Il est séparé du gaz naturel liquide et stocké pour être distribué.
- **Raffineries de pétrole** : pour moins de 40 % Lors du raffinage du pétrole brut, Le GPL peut également être extrait lors du processus de raffinage du pétrole brut. Il est séparé des autres composants du pétrole et stocké pour être distribué.
- **Stockage souterrain** : Certains pays stockent du GPL dans des réservoirs souterrains pour une utilisation ultérieure. Ce stockage peut provenir à la fois du gaz naturel et du pétrole.
- **Production industrielle** : Certaines industries produisent également du GPL comme sous-produit de leurs processus de fabrication [6].

I .1.3.Composition et caractéristiques principales du GPL : [7].

Tableau. I .1: les composants du GPL

Les Composants du GPL	% Molaire
Méthane + Ethane	3
Propane + Iso- butane + N- butane	96
So - pentane et plus	0.4

Tableau. I .2 : Caractéristique principale du propane et du butane.

Butane		Propane
Pression de vapeur à 50 °C	≤7,5 bar	Max 19,3bar
Teneur en soufre	—	≤0,005% en masse
Teneur en eau	Absence d'eau séparable par Décantation	Non décelable par l'essai au Bromure de cobalt

Température d'ébullition	0°C	-44°C
Odeur	Caractéristique	Caractéristique
Limite inférieure D'inflammabilité dans l'air	1,8%	2,4%
Limite supérieure d'inflammabilité	8,8%	9,3%
Pouvoir calorifique à 15 °C et 1013 mbar	PCI : 12,66 kWh/kg PCS : 13,7 kWh/Kg	PCI : 12,78 kWh/kg PCS : 13,80 kWh/kg
La masse volumique (kg /m³) à 15°C	Liquide : 585 Gaz : 2,5	Liquide : 515 Gaz : 1,85

I.1.4.Utilisation du GPL :

Le GPL est une énergie exceptionnelle en raison de ses origines, de ses caractéristiques, de ses applications. En tant qu'énergie moins polluante, faiblement émettrice de CO₂, performante et novatrice, le GPL offre de nombreux avantages pour les consommateurs et les secteurs professionnels comme pour l'environnement. Compte tenu des profils de production prévisionnels les GPL constituent la ressource la moins entamée. S'agissant du marché national, de grandes possibilités d'utilisation des GPL existent pour tous les usages énergétiques. Cependant, hormis le butane qui a connu une très forte pénétration dans le secteur résiduel, le propane a été très faiblement utilisé dans les autres secteurs potentiels : transports, industrie, agriculture. Des quelques utilisations du GPL :

- ✓ Source de chauffage.
- ✓ GPL dans la pétrochimie.
- ✓ GPL dans la climatisation.
- ✓ GPL carburant
- ✓ GPL pour la production d'électricité [8].

I.1.5.Les avantages et inconvénients techniques du GPL :

L'homogénéité du mélange air-GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques. La combustion du GPL ne laisse aucuns dépôts (calamine) et procure au

moteur et au lubrifiant une longévité accrue. La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15 à 20% par rapport aux carburants traditionnels.

En dépit de ses caractéristiques, le GPL/C présente les avantages suivants :

- La pureté et la propreté ; les GPL/C sont exempts de soufre et de plomb, ce qui réduit les risques de pollution et de corrosion lors de leur combustion.
- Le stockage et le transport en phase liquide des GPL/C sont possibles dans des réservoirs fixes alimentés par des camions citernes.
- Pollution plus faible (CO/7 par rapport à l'essence et /2,5 par rapport au gasoil ; NOx/4 par rapport à l'essence et /10 par rapport au gasoil ; HC/3,5 par rapport à l'essence et /2 par rapport au gasoil).
- Economie sur l'achat du carburant.
- Espacement des vidanges (double le kilométrage), ce qui n'est pas négligeable puisque l'huile est aussi un produit pétrolier.
- Conduite plus souple (couple moteur disponible à plus bas régime).
- L'utilisation du GPL réduit l'usure du moteur : c'est-à-dire ni encrassement, ni dépôt de calamine dans le moteur [9].

I.2. Généralités sur le Condensat

I. 2.1.Définition :

Un condensat est un mélange liquide d'hydrocarbures lourds obtenu par condensation de certains gaz naturels bruts.

Le condensât est constitué de molécules qui existent à l'état gazeux dans un gisement de gaz naturel mais qui se condensent par détente et refroidissement lors de la production de ce dernier. On récupère ainsi des quantités importantes de propane et de butane (GPL). mais également de produits constitués de molécules comportant de 5 à 10 ou 15 atomes de carbone : le condensât proprement dit. On distingue le condensât léger (C5 à C10 environ) et le condensât lourd (C10 à C15 environ) [10].

I .2.2.Caractéristiques du condensât : [11]**Tableau. I .3 : Les Caractéristiques du condensât.**

Odeur et couleur	Incolore, avec une odeur d'essence
Poids spécifique	0.7 - 0.8
Point d'éclair	<-40°C
Densité de vapeur	3 à 4
Tension de vapeur à 37,8°C	<10 pisa (Hiver) < 7 pisa (été)
Limites d'inflammabilité dans l'air	1.4 et 7.6 %
Température d'auto inflammabilité	380 à 450 °C

I .2.3.Domains d'utilisation du condensat : [11].

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

- ✓ **Utilisation du condensât dans la pétrochimie** : la valorisation du condensat, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante. Il est principalement utilisé pour la production des oléfines par le vapocraquage.
- ✓ **Utilisation du condensât dans le raffinage** : le condensat est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leur prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses et sa composition chimique est riche en éléments légers. Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffines qui possèdent un haut indice d'octane.

I .2.4.La production mondiale de GPL : [12]

La production mondiale du GPL croît à un rythme de 5% par an. Aux Etats-Unis où une longue tradition d'utilisation existe, la production et la consommation sont équilibrées. Au Moyen-Orient, la production de GPL s'est considérablement développée à la fin des années 70 lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane. Auparavant, ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. Le Moyen-Orient est actuellement la principale source d'exportation des GPL dans le monde.

En Afrique du nord et tout particulièrement en Algérie, le GPL est surtout récupéré à partir du gaz naturel dans les unités de traitement de gaz humide

I.2.5. Le GPL et le condensat en Algérie [13].

L'Algérie est l'un des principaux producteurs mondiaux de GPL, exportant environ 80% de sa production, principalement vers l'Europe. On note une augmentation des quantités exportées au cours de l'année 2021 par rapport à 2022

Tableau. I.4 : Bilan énergétique national 2021.

	Années	GPL (K tonnes)	Condensât (k tonnes)
Production	2021	7816	7696
	2022	8333	8006
Transformation	2021	-	4305
	2022	-	4899
Echanges	2021	5896	3145
	2022	6104	2989
Consommation	2021	2632	21
	2022	2856	28

I.2.6 .Procédés de production de GPL et Condensats : [14].

En général, le traitement du gaz consiste soit à éliminer spécifiquement certains composants présents dans les gaz "bruts" extraits des puits de production pour les rendre conformes aux spécifications requises pour le transport et/ou pour les rendre compatibles avec les normes de qualité commerciales (contractuelles) et réglementaires, soit à fractionner le gaz brut saturé par une séparation triphasée permettant de séparer le gaz (composé plus léger) des liquides, c'est-à-dire des condensats et de l'eau (composés plus lourds). Ensuite, vient le refroidissement (traitement cryogénique) où le gaz est divisé en condensats, gaz de pétrole liquéfié (GPL) et gaz sec.

Suivant le mode de refroidissement, il existe trois procédés, le traitement du gaz naturel se compose de trois types de procédés :

➤ **Procédé Pritchard** : Basée sur le refroidissement du gaz par échanges thermiques et par détente simple isenthalpique (vanne Joule-Thomson), l'utilisation du propane comme fluide réfrigérant permet d'atteindre des températures en fin de cycle voisines de -23°C .

➤ **Procédé Hudson** : Basé sur le refroidissement du gaz par échanges thermiques et complétée par une détente isentropique à travers une machine dynamique appelée "turbo EXPANDER" permet d'atteindre un niveau de température relativement plus bas -55°C . Ce procédé permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

➤ **Procédés Mixtes** : Ces procédés sont les plus performants car ils utilisent le turbo EXPANDER, la vanne Joule-Thomson et la boucle de propane, où on atteint les -66°C . Ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides [14].

Chapitre 2

II.1.Introduction

La vaporisation d'un mélange de divers composés miscibles ou la condensation de leurs vapeurs donne, respectivement, une vapeur plus riche et un liquide plus pauvre, en composés plus volatils. Même si une simple opération peut réaliser cette séparation, elle n'est pas facile. Il est impossible d'atteindre un degré de séparation raisonnable, car il est impossible d'obtenir une séparation complète des composants si d'importantes quantités de vapeur et de liquide de titres différents sont éliminées pendant l'opération. Il est possible d'obtenir un liquide ou une vapeur de la composition souhaitée en vaporisant fractionnellement. C'est pourquoi il est nécessaire d'utiliser la rectification. [15].

II.2. Définition

La rectification est un processus de séparation physique où un mélange est divisé en constituants presque purs grâce à la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur qui cherchent à s'équilibrer. Cela implique un équilibre de température et de pression, ainsi qu'une redistribution des constituants entre les phases.

Le transfert de matière entre les phases se fait par diffusion moléculaire, et la force de transfert d'une substance est déterminée par la différence de concentration entre les phases. Tous les phénomènes de transfert de matière sont réversibles, et le sens de transfert est influencé par les concentrations des éléments dans chaque phase, ainsi que par la température et la pression. En conséquence, la phase vapeur s'enrichit en devenant plus légère, et le processus de rectification repose sur la diffusion des composants entre les phases liquides et vapeur lorsqu'elles sont mises en contact [16].

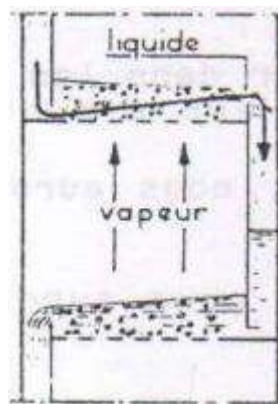


Figure II.1 : Schéma simplifié de la rectification.

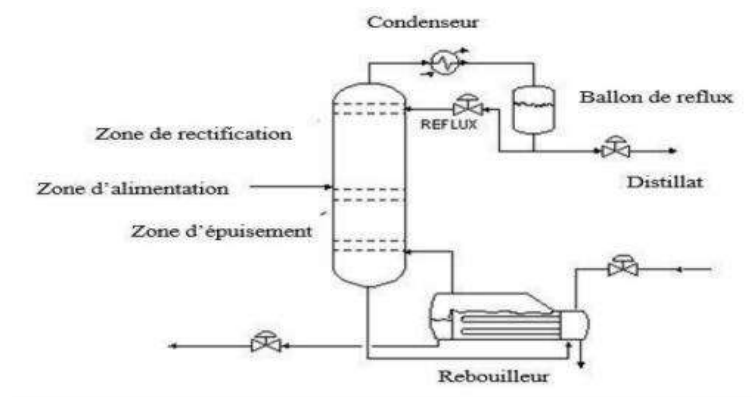
II.3 Colonne de rectification

La colonne de rectification est un équipement cylindrique utilisé pour séparer un mélange en deux ou plusieurs produits, que ce soient des substances pures ou des mélanges avec moins de constituants que le mélange initial. Elle se compose d'une enveloppe cylindrique verticale avec des dispositifs tels que des plateaux ou des garnissages pour favoriser les échanges entre les flux liquide et gazeux en contre-courant, assurant ainsi une séparation efficace.

Cette colonne peut être de taille considérable, jusqu'à 50 mètres de hauteur et 6 mètres de diamètre, habituellement montée verticalement pour assurer sa stabilité [17].

La colonne est divisée en trois zones :

- **Zone d'alimentation** : zone d'alimentation ou zone de flash, où l'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide.
- **Zone de rectification** : zone supérieure de la colonne, où la phase vapeur s'enrichit en éléments légers, la phase liquide en éléments lourds.
- **Zone d'épuisement** : zone inférieure de la colonne, où est corrigée la composition du liquide en éléments légers [17].



FigureII.2 : Différentes zones d'une colonne de rectification.

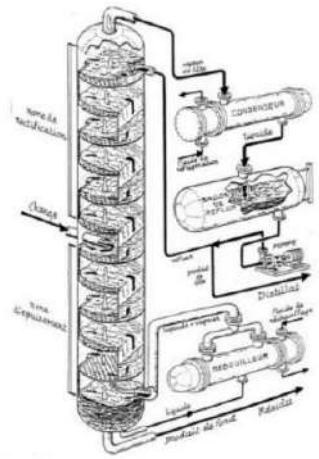


Figure II.3.Colonne de rectification.

II.4 Types de colonnes de rectification

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- Colonne à plateaux.
- Colonne à garnissage.

II.4.1 Colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux facilitent le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide grâce à un contact discontinu sur des plateaux. [18].

II.4.1.1 Les types des plateaux

Dans l'industrie de raffinage et de fractionnement du gaz on trouve plusieurs types des plateaux, et le choix entre les plateaux est en fonction :

- Des conditions opératoires.
- Des performances demandées.
- Des facteurs économiques. [19].

Généralement : Pour le transfert de matière entre liquide – vapeur, on utilise :

- Plateau à cloches.
- Plateau à trous.
- Plateau à clapet.
- Plateau à jets.

Pour le transfert de matière entre liquide- liquide, on utilise :

- Plateau à cloches.
- Plateau à jets.

Pour le transfert de chaleur, on utilise :

- Plateau à cloches.
- Plateau à clapet.
- Plateau à chicanes. [20].

II.4.2 Colonnes à garnissage

Ces colonnes réalisent un contre-courant continu, ce qui explique pourquoi elles sont remplies d'éléments solides. On utilise comme garnissage divers morceaux solides, Un garnissage efficace doit avoir une surface par unité de volume la plus grande possible, une bonne distribution du liquide et du gaz, et des faibles pertes de charge. [21].

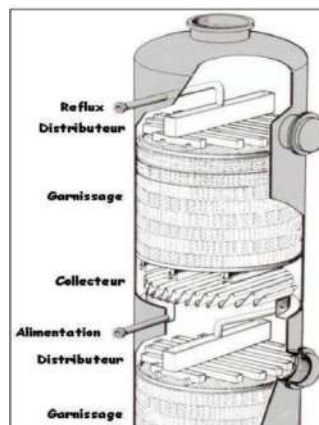


Figure II.4 : Colonne à garnissage.

Ceramic Raschig Ring



Figure II .5 : Anneaux RASCHIG en céramique.

II.4.3. Avantages et inconvénients [22].**II.4.3.1 .Les avantages :**

- Prix moins cher.
- Faible perte de charge.
- Rétention peu importante.
- Faible flexibilité.

II.4.3.2 Les inconvénients :

- Cout élevé.
- Montage et démontage du garnissage en une seule pièce ou en morceaux, en fonction du diamètre de la colonne.

II.5 .Lois fondamentales de transfert de matière**II.5.1. Lois de DALTON**

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant (P_i^V) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (Y_i') : [23].

$$P_i^V = P_T Y_i' \quad (II. 1)$$

Avec :

P_i^V : Pression partiel d'un constituant « i »

P_T : Pression du système.

Y_i' : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.

II.5.2 Lois de RAOULT et d'HENRY

Les lois de Raoult et Henry ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase.

D'après la loi de RAOUL T la pression partielle (p_i^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide : [23].

$$P_i^L = P_i X_i' \quad (II.2)$$

Avec :

P_i^L : Pression partiel d'un constituant « i » .

P_i : Tension de vapeur du constituant « i ».

X_i' : Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide.

Dans le cas des mélanges réels les constituants obéissent à la loi d'HENRY, d'après cette loi, la pression partielle d'un constituant, la température étant fixe, est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide :

$$P_i^L = E_i X_i' \quad (II.3)$$

Avec:

E_i : Constante d'Henry dépend de la nature du constituant et de la température à l'équilibre.

Les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égales :

$$P_i^L = P_i^V \quad (II.4)$$

Donc :

$$Y_i' = (P_i/P_T) X_i' \quad (II.5)$$

II.6. Bilan matière de la colonne et de ses zones [26].

Les bilans matière pour la colonne entière et pour le constituant « i » quelconque s'écrivent :

$$L = D + R \quad (II.6)$$

Avec :

L : Débit molaire de la charge.

D : Débit molaire du Distillat.

R : Débit molaire du Résidu.

Donc :

Le bilan matière partiel du constituant « i » peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit :

$$LX_{Li} = DY_{Di} + RX_{Ri} \quad (II.7)$$

La résolution connue de ces équations, en appliquant la loi de LEVIER donne :

$$L/(Y_{Di} - X_{Ri}) = D/(X_{Li} - X_{Ri}) = R/(Y_{Di} - X_{Li}) \quad (II.8)$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D si les concentrations de l'élément « i » du distillat et du résidu sont connues.

II.6.1 Bilan matière de la zone de rectification [26].

$$G = g + D \quad (II.9)$$

Avec :

G : Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

g : Débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

D : Débit molaire du distillat.

Donc :

$$Gy'_{ni} = gX'_{(n-l)i} + DY'_{Di} \quad (II.10)$$

II.6.2 Bilan matière de la zone d'épuisement [26].

$$g' = G' + R \quad (II.11)$$

$$g'X_{(n-l)i} = G'Y_{ni} + RX_{Ri} \quad (II.12)$$

II.6.3 Bilan matière de la zone d'alimentation [26].

On voit qu'il faut mélanger le liquide **g_k** avec la phase **g_o** pour obtenir le liquide **g_m** alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectué juste au-dessus du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_K + g_0 = G_K + R \quad (II.13)$$

$$g_m X'_{mi} = G_K Y'_{Ki} + R X'_{Ri} \quad (II.14)$$

De même la valeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de la valeur G_k et de la phase G_0 , ainsi le bilan matière sera effectuer juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification.

$$G_m = G_K + G_0 = g_K + D \quad (II.15)$$

$$G_m Y'_{mi} = g_K X'_{Ki} + D Y'_{Di} \quad (II.16)$$

II.7. Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression dans une colonne de distillation est principalement dicté par la composition et les propriétés physiques et chimiques des mélanges à séparer, avec une considération prédominante pour les aspects économiques. Une pression basse améliore la sélectivité de la séparation et évite l'altération thermique des produits. Cependant, cela requiert la condensation des vapeurs de tête à basse température, nécessitant un fluide réfrigérant approprié, ce qui détermine la pression de la colonne. Si la température de condensation des vapeurs du distillat à pression atmosphérique est inférieure à celle de l'air ou de l'eau, une haute pression est nécessaire pour permettre la condensation des vapeurs du distillat par réfrigération ordinaire. [23].

L'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i X'_i = 1 \quad (II.17)$$

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne sera respectivement :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad (II.18)$$

Ou : $\Delta P_1 : (0,1 - 0,4)$

ΔP_1 : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$$P_f = P_S + \Delta P_2 \quad (II.19)$$

Ou : $\Delta P_2 : (0,3 - 0,5)$

ΔP_2 : perte de charge due aux résistances des plateaux.

Par conséquent, la pression dans la zone d'alimentation sera :

$$P_L = (P_S + P_f)/2 \quad (II.20)$$

II.8. Régime de la température dans la colonne

A la pression de service P_S , pression du sommet de la colonne, la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur : [24].

$$\sum (Y'_{Di}/K_i) = 1 \quad (II.21)$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculé comme la température de bulle du Résidu à la pression P_f) est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i K_{Ri} = 1 \quad (II.22)$$

Et pour la température de la charge, elle peut être déterminée en trois cas :

1- Si l'est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum (K_i X_{Li}) = 1 \quad (II.23)$$

2- Si l'est à l'état vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum (Y'_{Li}/K_i) = 1 \quad (II.24)$$

3- Si l'est à l'état liquide-vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_i / (1 + e^{(K_i - 1)}) = 1 \quad (II.25)$$

e : Taux de vaporisation.

$X_{L,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la charge.

$Y_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase liquide.

$X'_{0,i}$: Concentration molaire de constituant « i » dans la phase vapeur.

II.9.Choix du taux de reflux

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement, et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne. [24].

II.9.1. Fonctionnement à reflux minimal

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDER WOOD généralement, on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation :

$$(r_f)_{min} = \varphi \sum (Y_{Di}/\alpha_{Li} - \varphi) \quad (II.26)$$

- α_{Li} : Le coefficient de volatilité d'un constituant « i » quelconque par rapport au constituant clés lourd déterminé à la température d'entrée de la charge.

- φ : Paramètre conventionnel déterminer par approximations successives.

II.9.2 .Taux de reflux optimal

Ensuite, on détermine le taux de reflux opératoire ou optimal suivant qui correspond à un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateau théorique et ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît). Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND :

$$((r_f)_{opt} - (r_f)_{min}) / ((r_f)_{opt} + 1) = 0.1 \div 0.33 \quad (II.27)$$

Donc on aura :

$$(r_f)_{opt} = 1.3(r_f)_{min} + 0.30 \quad (II.28)$$

II.9.3 Taux de remouillage optimal

$$(r_b)_{opt} = (r_f)_{opt} D/R + (1 - \bar{e}_0) L/R - 1 \quad (II.29)$$

Avec :

$(r_b)_{opt}$: le taux de rebouillage optimal est défini par :

II.10. Nombre de plateaux théoriques a reflux optimal

II.10.1 .Méthode approximative

GILLILAND a proposé une corrélation empirique entre le taux de reflux, et le nombre de plateaux théoriques. Si « N » est le nombre de plateaux théorique, correspondant à un taux de reflux opératoire $(R)_{opt}$, les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation .GILLILAND a tracé la variation du paramètre. [25].

$$Y = (N - N_{min}) / (N + 1) \quad (II.30)$$

En fonction du paramètre

$$X = (R - R_{min}) / (R - 1) \quad (II.31)$$

Les résultats de GILLILAND ont été corrélés par EDULJEE

$$X = (R - R_{min}) / (R + 1) \quad (II.32)$$

$$Y = (N - N_{min}) / (N + 1) \quad (II.33)$$

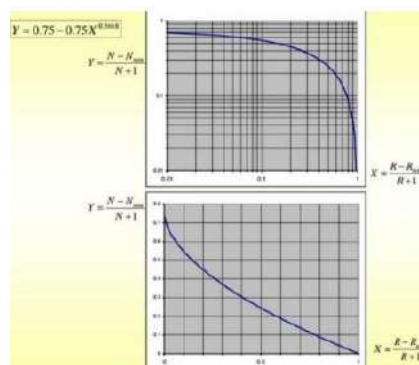


Figure II .6.Diagramme De GILLILAND Y en fonction de X.

II.11. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est essentiel pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur [26].

L'équation du bilan thermique de la colonne et s'écrit :

$$Lh_L + Q_R = DH_D + Rh_R + Q_C \quad (II.34)$$

Chapitre 3

III.1. Présentation du champ de HASSI-Messaoud

HASSI-Messaoud est un champ pétrolier situé à 850 km au sud-est d'Alger et à 350 km de la frontière tunisienne. Son territoire s'étend sur environ 2200 km² et son climat est de type saharien.

Les champs pétroliers de HASSI-MESSAOUD sont parmi les plus importants du monde et sont séparés dans le sens Est-Ouest en deux grandes zones :

- Champ Nord. (HMD/N)
- Champ Sud (HMD/S)

La production de la région est traitée par deux centres dénommés comme suit :

CINA : se compose d'une unité de traitement du brut TRT NORD, Unités GPL et GPL

Z/CINA : une station de compression UC3, unités BOOSTING R4 R5, R200 et R2000.

CIS : se compose de deux (02) Unités de traitement du brut, TRT sud et UTBS, GPL1, GPL2, Compression 1 & 2. [27].

III.1.1. Gisement de HASSI-Messaoud :

HASSI Messaoud est un gisement géant, découvert en 1956, puis un gisement de gaz à HASSI R'MEL.

Le pétrole est découvert par la société française SN REPAL dans la région et le premier puits est nommé MD1. Le 7 janvier 1958, à l'heure où les vannes des citernes de stockage d'HASSI-Messaoud s'ouvrent, le pétrole s'écoule dans le pipe-line provisoire qui le conduira, après un trajet de 180 kilomètres, à Touggourt, point de passage pour la métropole.

Différents champs importants sont inclus dans HASSI Messaoud, tels que HASSI Messaoud, El GASSI, El AGREB, ZOTTI, El BORMA, RHOURE CHEGGA et HASSI GUETTAR.

Sur un diamètre de 80 km, le champ de HASSI Messaoud possède plus de 900 puits de pétrole, dont plus de 600 productifs, avec une production estimée à 400 000 barils par jour. Les puits injecteurs de gaz, les puits injecteurs d'eau ou les puits fermés constituent le reste. [27]

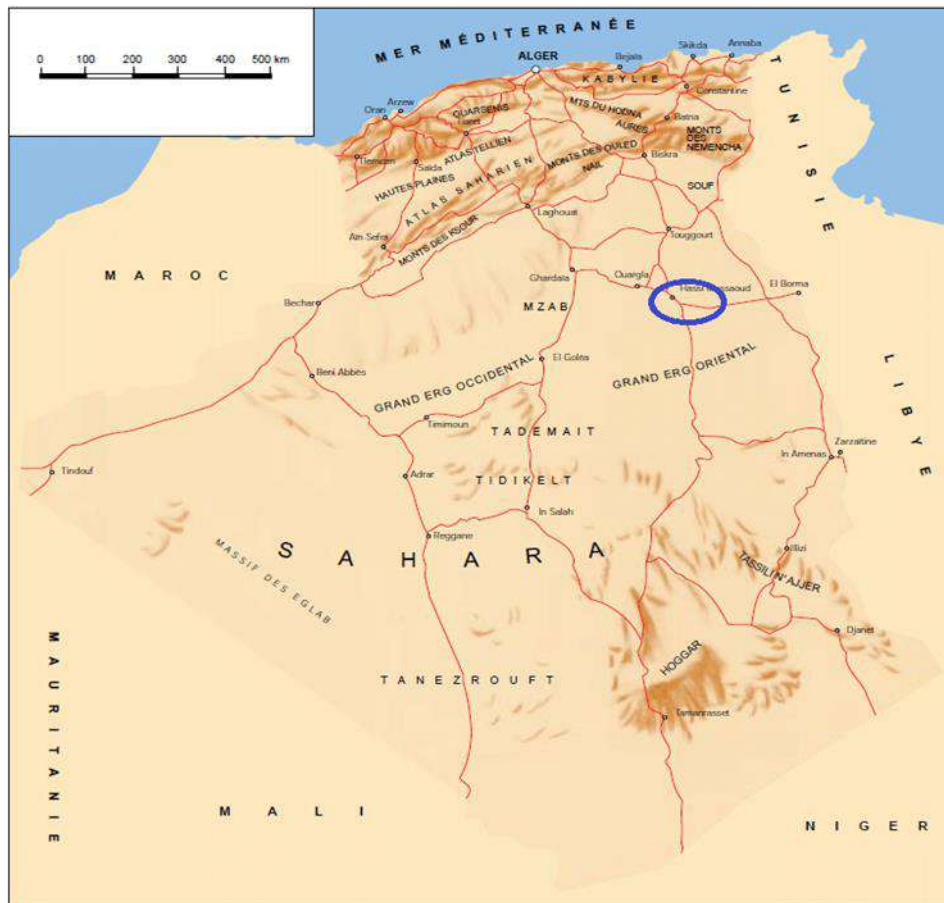


Figure III.1 : Situation géographique du champ de HASSI Messaoud.

III.2.Présentation de l'Unité GPL 2

III.2.1. Historique de l'unité GPL2 :

L'unité de traitement de gaz du pétrole liquéfié **GPL** est implantée au centre industriel sud de HASSI-MESSAOUD. Les travaux de construction ont débuté en 1994 la supervision est assurée par la firme japonaise J.G.C (Japon Gazoline Corporation), elle est mise en marche en 1997 dans le but de récupérer le maximum de gaz de propane et de butane (C_3 & C_4).

L'usine **GPL-2** a été réalisée suite à un contrat de partenariat entre SONATRACH et JGC. La partie engineering du projet a été confiée à JGC, tandis que les travaux de construction ont été entrepris par des sociétés et les entreprises de construction algériennes réparties comme suit : [28].

- Entreprise de Grand Travaux Pétroliers (**GTP**) 80%
- Entreprise de Génie Civil et Béton (**GCB**) 16%
- Entreprise Nationale de Construction et Charpente (**ENCC**) 3%
- Sidérurgie engineering métallique / Entreprise Chaudronnerie Métallique (**SIDEM/ECM**) 1%

Le nombre total d'heures de travail effectuées a été de 3.250.000 heures.

Le démarrage effectif de la production le 05 Janvier 1997 par un personnel mixte ALGERO-japonais. [5]

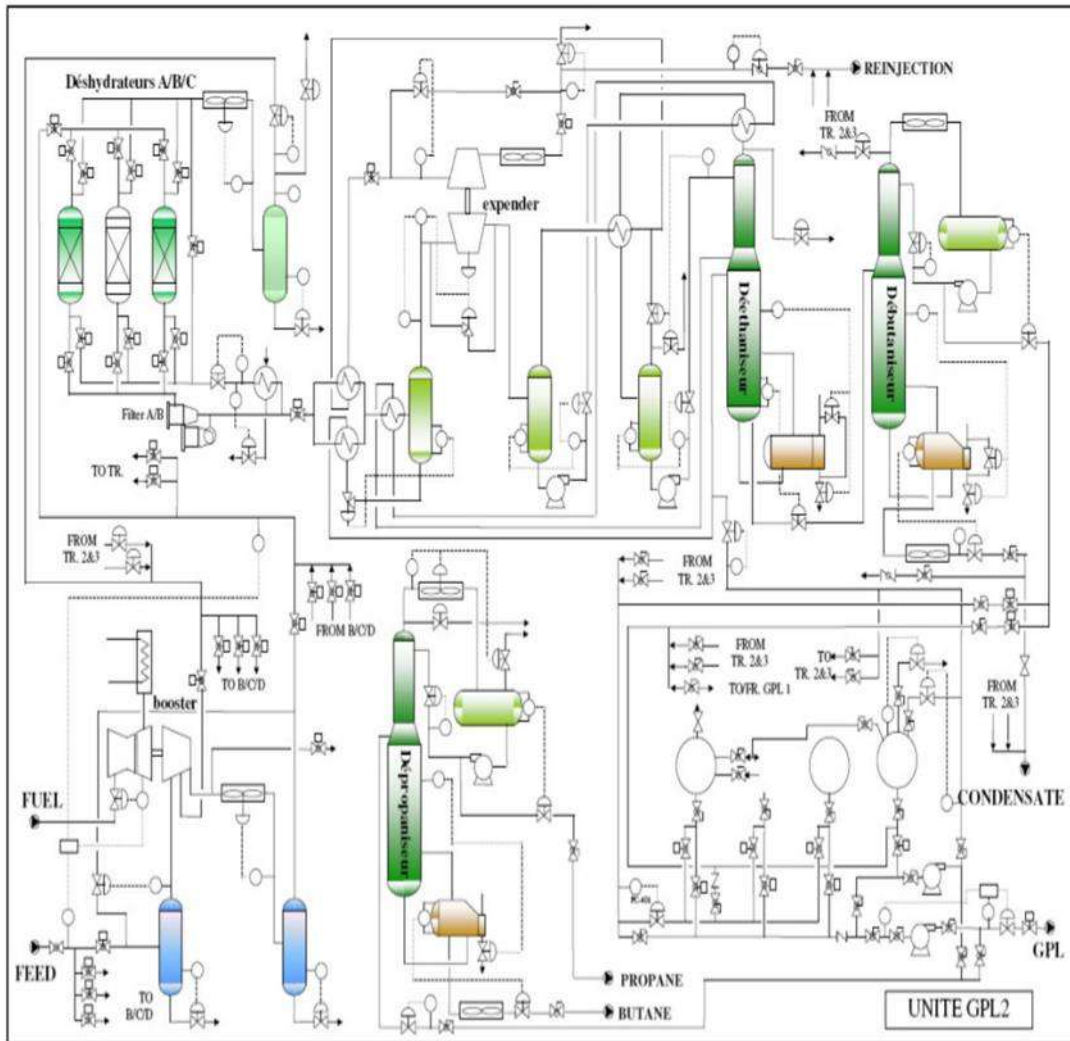


Figure III .2 : Schéma de l'unité de GPL2

III .2.2.Capacité de l'unité GPL 2 :

	Gaz riche	Gaz pauvre
Gaz d'alimentation (MMNm ³ /J)	24	24
GPL produit (tonnes/jour)	4890	3050

Condensât (tonnes/jour)	1050	600
Propane (tonnes/jour)	240	240
Butane (tonnes/jour)	160	160

Tableau III.1 : Capacité de l'unité GPL2

Les spécifications des produits issues de cette unité sont représentées sur le tableau :

Produits	Spécifications	Teneurs
GPL	C2-	< 3% en mol
	C5+	< 0.4% en mol
	Eau	< 50 ppm
Gaz résiduel	Pression	>= 28 bars
	Température	<= 55°C
	Teneur eau	<= 3 ppm v
PROPANE	C4+	< 2.5% en vol
	TVR	< 14.34 bar g
Butane	C5+	< 2% en vol
	TVR	< 4.83 bar g

Tableau III.2 : Spécification des produits

III.3.Description du procès de l'unité GPL2 :

III.3.1.Section manifold :

Les gaz issus de la séparation du pétrole brut au niveau des champs satellites sont collectés dans un manifold de 48'' à une pression de 28 bars et alimentent les quatre trains des deux unités de GPL. Unité GPL-1 (un train) et unité GPL-2 (trois trains).

Les 3 collecteurs primaires reçoivent une charge de telle manière on aura

- Un collecteur qui regroupe les gaz du satellite est : E1a, E2a et S1a.
- Un collecteur ouest collecte les gaz du satellite ouest : W1a, W2a et W1c.
- Un troisième collecteur qui réunit les gaz provenant de la zone de traitement les gaz de LDHP₁, LDHP₂, (ligne directe à haute pression) et ceux de LDBP₁, LDBP₂ (ligne directe à basse pression qui ont subi une compression de 11bar à 28 bar) et les gaz de 2^{ème} étage (qui ont subi une double compression de 6 à 11bar puis à 28bar)

Le gaz qui provient de l'UTBS (unité de traitement) rentre dans les deux conduites de GPL₂ 42'' et GPL₁ 20''.

Ce manifold est pourvu de sécurités, grâce aux vannes de torche qui y sont installées en cas de haute pression.

La capacité de charge de ce manifold est d'environ 40 millions de Nm³/jour. [29].

III .3.2.Section BOOSTING :

Avant que le gaz ne soit comprimé il devra être en premier lieu séparé et cela est assuré par son passage par deux ballons de séparation (SLUG-CATCHER) qui ont pour rôle d'éliminer une quantité de liquide. [29].

Le liquide séparé au niveau de ces deux ballons est envoyé vers l'unité de traitement du brut sud, tandis que le gaz est acheminé vers les boosters.

Le gaz provenant à une pression de 28 bars après passage dans les ballons d'aspiration

D-101-A/B/C/D est comprimé dans les compresseurs (NUEVO PIGNONE de type BCL 506) k101-A/B/C/D, à une pression de refoulement de 97 bars et ressort à une température de 125°C.

Ce compresseur est entraîné par une turbine qui est composée par un moteur de lancement et un compresseur axial, des chambres de combustion qui donnent naissance à une énergie pour tourner deux roues HP et LP puis un multiplicateur de vitesse pour augmenter la rotation du compresseur afin d'augmenter la vitesse de rotation du compresseur a gaz (c'est un compresseur centrifuge à 6 roues).

Ces gaz sont ensuite refroidis à une température de 50°C par des AERO-réfrigérants (E101), puis se dirigent vers les ballons de refoulement (10-E202 A/B/C/D) où a lieu la séparation et l'élimination de l'eau condensée.

Les gaz issus de ces séparateurs sont collectés dans un collecteur commun de 34'' qui alimente les trois trains.

Chaque compresseur est doté d'une vanne anti pompage pour éviter le phénomène de pompage. [30].

III .3.3.Section de déshydratation :

Le rôle de cette section est d'éliminer l'eau contenue dans le gaz afin d'éviter la formation d'hydrates dans la zone cryogénique de l'unité où la température atteint -48°C.

La teneur en eau du gaz d'alimentation est de 1600 ppm v. Celui-ci traverse de haut en bas les sécheurs contenant un lit de tamis moléculaires type 4 A° qui élimine et réduit la teneur en eau à moins de 1 ppm v.

Deux filtres en aval des trois sécheurs retiennent les éventuelles particules de poussière afin d'éviter les bouchages dans les instruments de mesure et les appareils sensibles ainsi que l'érosion de ces derniers.

Des hygromètres en ligne placés à la sortie de la section de déshydratation servent à mesurer la teneur en eau du gaz séché. Une partie de ce gaz déshydraté sert de gaz de régénération.

En exploitation normale, deux sécheurs sont en phase de service en parallèle (adsorption) alors que le troisième est en phase de régénération (chauffage ou refroidissement). [30].

III .3.4. Section de refroidissement et détente Turbo expander :

Le gaz entre dans la section de réfrigération à une pression de 97 bars et une température de 55°C en deux flux parallèles dans les deux échangeurs E-203 et E-204 pour un premier refroidissement à une température de 14°C.

Les deux flux convergent vers l'échangeur E205 où ils se refroidissent à une température de 6°C.

Le produit passe ensuite dans la séparatrice haute pression D-203 où la phase liquide séparée est envoyée comme deuxième charge du dééthaniseur tandis que la phase gazeuse subit une détente dans le turbo-EXPANDEUR K-201 à une pression finale de 21 bars et une température de - 43°C. Le liquide obtenu après détente est séparé dans le séparateur D-204.

Les gaz froids du D-204, refroidissent les gaz de tête du dééthaniseur dans leE-208, puis s'ajoutent aux gaz du ballon de reflux du dééthaniseur D-205 pour refroidir le gaz de charge dans leE-203.

Les températures de ces gaz sortis E-208 et E-203 sont respectivement de - 24.2°C et de 42.3°C. Ces gaz résiduels sont comprimés dans le compresseur du turbo- EXPANDEUR K-201 avant d'être envoyés vers l'unité de réinjection.

Le liquide provenant du D-203 refroidit le gaz de charge dans l'échangeur E-204 et alimente le déethaniseur à une température de 9°C.

Le liquide provenant du D-204 refroidit les gaz de tête du déethaniseur dans le E-207 et les gaz de charge dans l'échangeur E-205. Ses températures à la sortie de chaque échangeur sont respectivement de - 16°C et - 5,7°C. Celui-ci alimente la colonne déethaniseur C-201. [30].

III .3.5. Section de fractionnement :

a - DEETHANISEUR :

Deux circuits garantissent l'alimentation de la colonne :

1. La charge supérieure : alimentation provenant du ballon D 204 introduite au 13^{eme} plateau à une température de -5,7°C.

2. La charge inférieure : liquide provenant du ballon D 203 introduit au 21^{eme} plateau à une température de 9°C.

La colonne de dééthanisation est munie de 48 plateaux à clapets fonctionnant à une pression de 23.6 bars et à une température de tête de -9°C. Les vapeurs condensées dans les échangeurs E-207 et E-208 sont récupérées dans le ballon de reflux D-205 pour être refoulées dans la partie supérieure du dééthaniseur C-201.

Le REBOUILLAGE est assuré par le rebouilleur E-209 qui garantit une température de fond de 90°C. [30].

b- DEBUTANISEUR :

C'est une colonne à 33 plateaux à clapets fonctionnant à une pression de 14 bars. Celle-ci est conçue pour séparer le produit de fond du déethaniseur en :

- ✓ **produit de tête :** GPL (mélange de propane et butane)
- ✓ **produit de fond :** condensât (fraction pentane et plus)

Les vapeurs de tête à 66.6°C sont entièrement condensées dans les AERO réfrigérants

E-210 où le GPL est recueilli au ballon de reflux D-206 à une température de 55.4°C. Une partie servira de reflux en tête de colonne, l'autre est acheminée vers le stockage.

Le système de REBOUILLAGE assure une température de fond de 152°C dans le rebouilleur E-211.

Les condensats chauds sortant de ce dernier sont refroidis dans l'AERO réfrigérant E-212 à une température de 55°C pour être envoyés vers UVC. [30].

III .3.6. Section d'huile chaude :

Un système d'huile chaude est prévu afin d'assurer le chauffage du gaz dans :

- le rebouilleur du déethaniseur E-209
- le rebouilleur du débutaniseur E-211
- le rebouilleur du dépropaniseur 14-E-301
- les réchauffeurs de gaz de régénération E-201- A/B/C

Ce système d'huile se compose :

- du four H-231
- du ballon tampon d'huile chaude D-231
- des pompes d'huile chaude G-231- A/B/C
- du refroidisseur d'huile chaude E-231
- des récupérateurs de chaleur de l'échappement des boosters 10-H-101A/B/C/D.
- du ballon d'appoint 10-D-103
- de la pompe d'appoint 10-G-101.

Le chauffage est assuré par un fluide colporteur (TORADA TC). L'huile chaude refoulée par les pompes G-231- A/B/C est transférée du ballon tampon D-231 au récupérateur de chaleur 10-H-101-A/B/C/D afin de subir un préchauffage à une température de 206.8°C (récupération de la chaleur des gaz chauds d'échappement des turbines) et est ensuite chauffée à une température de 288°C dans le four (H-231).

Après avoir libéré ses calories dans les rebouilleurs et les échangeurs, l'huile revient au ballon tampon d'huile. Le circuit d'huile étant un circuit fermé. [31].

III.3.7. Unité de Depropanisation :

Le but de cette unité est de fractionner une partie du GPL et de produire du propane et du butane commerciaux suivant les besoins et la demande locale. Les produits finis sont livrés à NAFTAL (centre enfuteur de HASSI - Messaoud) pour mise en bouteille.

La charge de GPL issue de la sphère de stockage, à une température de 55.4°C alimente le splitter de propane 14-C-301.

Le dépropaniseur fonctionne à une pression de service de 20 bars, une température de tête de 59.5°C et une température de fond de 111°C. [31].

L'équipement constituant cette section se compose de :

- le ballon de reflux 14-D-301.
- le condenseur de propane 14-E-301.
- le rebouilleur 14-E-302
- les pompes de reflux 14-G-301-A/B.
- le refroidisseur de butane 14-E-303

Le propane (produit de tête) et le butane (produit de fond) sont respectivement refroidis dans les échangeurs 14-E-301 et 14-E-303 à une température de 55°C avant d'être envoyés vers le stockage des produits finis de l'unité GPL1 pour livraison à NAFTAL. [31].

III .3.8. Section de stockage et pomperiez :

La section de stockage et pomperiez comprend :

- ✓ trois sphères de stockage de GPL 15-T-401-A/B/C d'une capacité unitaire de 500 m³ assurant un stockage tampon de GPL avant expédition.
- ✓ une sphère de stockage 15-T-402 d'une capacité de 500 m³ prévue pour le stockage des éventuels produits off spécifications (produits non conformes devant être recyclés pour retraitement).
- ✓ de trois pompes d'expédition verticales 15-G-401- A/B/C disposées en parallèle (une en service –deux en réserves).
- ✓ deux pompes de recyclage verticales 15-G- 402-A/B afin d'alimenter le dépropaniseur en GPL ou pour recycler les produits off
- ✓ spécification vers le dééthaniseur ou le débutaniseur.

Le GPL produit est expédié vers les unités de séparation d'Arzew via un pipe d'expédition appelé LR1 et transitant par HEH. [31].

III .3.9. Système de fuel-gaz ou gaz combustible :

La source du gaz combustible est prise à partir du gaz résiduel retournant vers les stations de réinjection (gaz sec).

Celui-ci assure l'alimentation en gaz combustible :

- des quatre turbines à gaz KT-101 à une pression de 6 bars
- des trois fours H-231 à une pression de 1.5 bars
- des quatre pilotes du réseau de torches à une pression de 1 bar [31].

III .3.10. Section utilités :

La section utilités comprend la production d'air et d'azote.

a. Réseau d'air instrument et d'air service :

L'air fourni par les compresseurs axial des turbines à gaz et les compresseurs d'air à vis sert :

- ✓ d'une part pour fournir l'air service (besoins unité, utilités d'utilisation pour soufflage nettoyage ou autres)
- ✓ d'autre part l'air instrument (air séché par des sècheurs d'air à alumine) pour les vannes de contrôle et l'instrumentation de l'unité. [31].

b. Unité de production d'azote :

Pour des raisons de sécurité les procédures imposent un inertage des capacités ou équipements avant chaque ouverture ou intervention avec feu (soudure, chalumeau...).

Une unité de production d'azote a été installée à cet effet pour la production d'azote gazeux avec une pureté de 98% et un débit d'environ 300 Nm³/HR

Le système de gaz inerte est constitué :

- ✓ du générateur de gaz inerte 16-V-521
- ✓ du compresseur de gaz inerte 16-K-521
- ✓ du réservoir de gaz inerte 16-D-521.

Le gaz inerte est transféré du 16-V-521 au 16-K-521 après passage dans le 16-D-521, il est distribué dans l'usine de GPL 2 par un réseau de distribution. [31].

III.3.11. Réseau torche :

Le système de torche est constitué de trois torches distinctes.

- **Torche compresseurs 30''** : Elle assure la décompression des compresseurs fonctionnant à une pression de 97.3 bars en moins de 5 minutes.

- **Torche haute pression 24''** : Chaque train est doté d'une torche de décompression pour assurer la sécurité de l'installation et des équipements en cas de déclenchement électrique, augmentation de pression, incidents ou autres.
- **Torche froide 14''** : Les produits de tête et les fonds du ballon, chaque train sont combinés et envoyés vers la torche via le ballon tampon de torche froide 17-D601. [31].

III .3.12. Salle de contrôle:

La salle de contrôle de l'unité **GPL2** est équipée d'un système de contrôle récent et sophistiqué appelé DISTRIBUTED Control System (**DCS**), composé de huit consoles **I.C.S** (Information Control System) assurant l'interface entre l'opérateur et les organes de régulation.

Des imprimantes permettent de faire ressortir tous les paramètres gérés par le **M.I.F** (Management Information Field). Il existe également un système de gestion d'arrêt d'urgence de l'unité appelé **E.S.D** (Emergency SHUT Down). [31].

III.3.13. Laboratoire d'analyses :

L'unité **GPL2** est dotée d'un laboratoire d'analyses afin de vérifier la conformité des produits au cours du processus de transformation pour s'assurer que les normes de qualité des produits finis sont respectées avant leur expédition ou leur livraison.

Ce laboratoire moderne comprend des chromatographes en phase liquide et en phase gazeuse pour les GPL et les condensats.

Ces appareils déterminent la composition des gaz.

Des mesures de **T.V.R** (tension de vapeur Reid) sont également effectuées quotidiennement à l'aide de bombes de prélèvement.

Le laboratoire effectue également des mesures de densité des différents produits.

Un rapport journalier est établi et transmis au service exploitation. Afin de procéder éventuellement à la rectification des paramètres d'exploitation de l'unité. [31].

III .3.14. Sécurité et prévention :

♦ **Le réseau anti-incendie comprend :**

- Un bac d'eau de 9000 m³
- Une pomperie incendie et un réseau d'eau composé de.
- Deux pompes JOCKY, une en service et une de secours.

Cette pompe assure le maintien de pression en permanence dans le réseau (6 bars eff.).

- Une pompe électrique assure le complément de pression nécessaire en

cas d'intervention (14 bars eff.).

- Une pompe diesel qui assure l'appoint d'eau nécessaire en cas de coupure de courant.

Le réseau d'eau se compose de canons monitor, de bouches incendie, de postes équipés de lance eau répartis sur le pourtour de l'unité. [31].

♦ *Les systèmes automatiques d'extinction :*

➤ **Système d'extinction au gaz carbonique**

Le principe de fonctionnement du système d'extinction automatique à (gaz carbonique) CO₂, destiné aux sous stations électriques et à la salle de contrôle est le suivant :

Une fois que la température d'un équipement augmente suite à un dysfonctionnement ou à un incendie, le détecteur envoie un signal de détection feu à la tête de décharge d'une électrovanne.

Après un délai de 30 secondes, l'électrovanne s'ouvre et provoque la décharge des bouteilles dans un collecteur. Le CO₂ sera ensuite déchargé par des diffuseurs.

➤ **Système d'extinction à poudre**

Cette installation est destinée à la protection contre l'incendie des équipements tels que compresseurs, pompes d'expédition et les turbo-EXPANDEURS.

Le principe de fonctionnement repose sur la détection de chaleur en cas de feu et l'envoi d'un signal à une électrovanne située sur des bouteilles provoquant la propulsion d'une poudre par de l'azote en la dirigeant au travers de tuyauterie vers l'équipement concerné.

➤ **Les moyens mobiles :**

Les moyens mobiles ne sont autres que des camions polyvalents bien équipés avec une équipe d'intervention permanente (24h sur 24). Sur site sont installés également des extincteurs à poudre tractables de 50 kg de charge et des extincteurs portables de faible charge pour les interventions d'urgence.

Des couvertures anti-feu permettent la protection du personnel contre le feu équivant l'unité. Le personnel est constamment sensibilisé sur l'aspect sécurité et des simulations d'extinction sont faites par les opérateurs. Nous terminerons cet aspect sécurité en signalant que la Direction Régionale de HASSI-Messaoud porte une attention particulière à l'aspect environnement dont elle en a fait un de ses objectifs et priorités. [31].

III .4. Unité de valorisation des condensats :

L'unité de valorisation des condensats a été mise en service en septembre 2005 suite à un contrat de partenariat entre la société nationale SONATRACH et la firme ALGERO-Japonaise

Le projet de valorisation a pour objet de récupérer les condensats sous forme de condensats pré-mélangés avec le Naphta et la gasoline, pour répondre aux spécifications commerciales telles que la TVR et la densité. Condensats qui sont pour l'instant renvoyés aux réservoirs de brut comme sloop, entraînant une déstabilisation de l'exploitation des unités de distillation car aucune installation d'exportation n'est disponible pour ces produits de condensat. [27].

III .4.1.Spécification de produits :

Les spécifications ci-dessous seront appliquées au produit fini. (Selon les normes ASTM) [27].

	Densité (kg/l)	TVR (kg/cm ²)
Condensat produit	$0.71 < \text{densité} < 0.725$	$0.75 \leq \text{TVR} \leq 0.85$

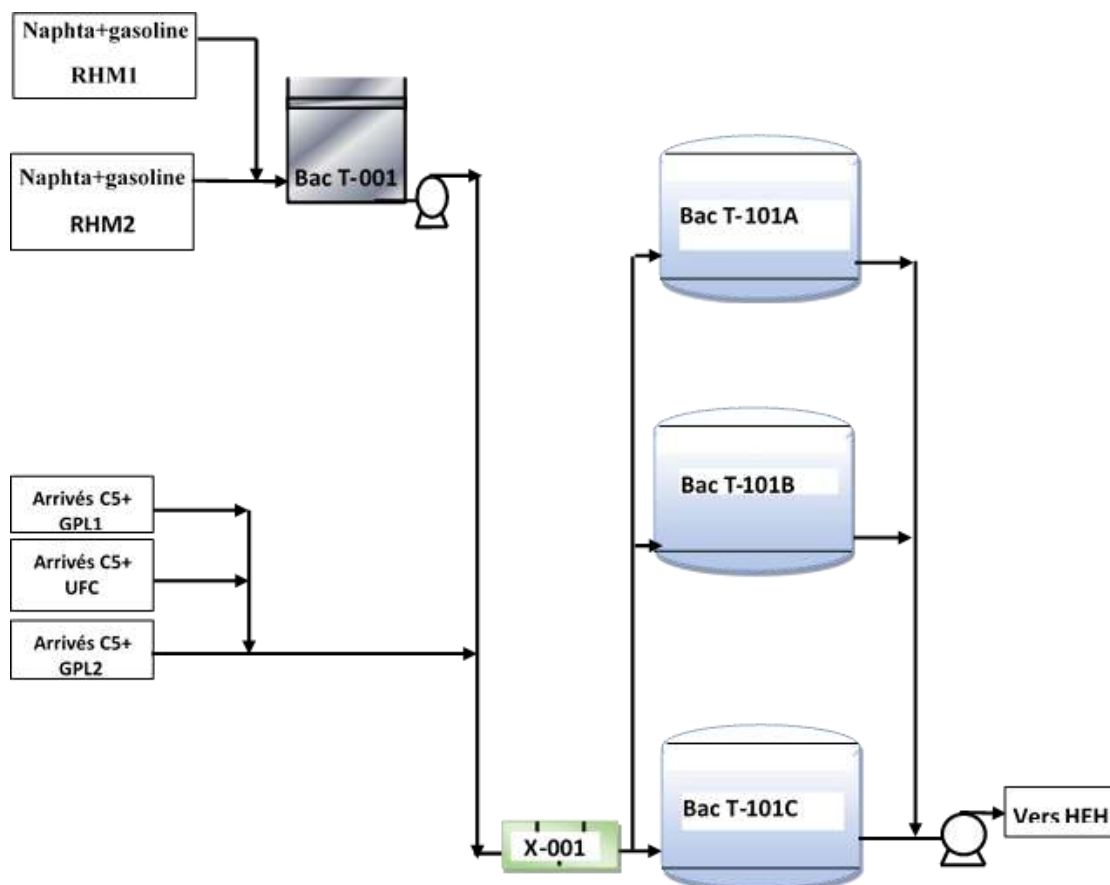


Figure III .3: Schéma de procédé de l'unité de valorisation des condensât

III .5.Description du procédé :**III .5.1. Réception des produits RHM1/2 et collecte des produits RHM1 et RHM2 :**

L'essence et le naphtha produits par RHM2 seront fournis au système de valorisation des condensats. Un contrôleur de débit et une vanne de contrôle seront prévus pour chaque ligne d'alimentation partant de l'unité RHM2 existante au système. Deux produits, essence et naphtha, arriveront en phase liquide à 55°C.

Les produits essence et naphtha en provenance de RHM1 et de RHM2 seront tous mélangés, bac des produits RHM1/2(10-T-001), la tension de vapeur du mélange sera de 0,78 kg/cm² à 55°C, le mélange sera stocké dans un bac à toit flottant (10-T-001). [27].

III .5. 2. Stockage et transfert des produits RHM1/2 :

Les produits stockés dans le bac (10-T-001) seront de façons continues transférés vers un système de mélange grâce à des pompes de transfert munies d'un contrôle débit, à savoir (10-G-001A/B). [27].

III .5.3. Collecte des produits GPL1, GPL2 et UFC :

Les unités GPL1, GPL2 et UFC constituent chacune la source d'alimentation en condensat de l'unité (UVC).

Chaque condensat sera directement envoyé vers le système mélangeur, les condensats ainsi introduits dans le système seront mélangés les uns aux autres dans une seule ligne, celui-ci contrôle la densité et la TVR du mélange, de façon à ce que dernier se conforme à la spécification de produit. Le condensat excédentaire sous le contrôle-dosage sera retourné à la source originale, à savoir séparateur MP (TRT), grâce au contrôleur de pression. [27].

III .5.4. Mélange de tous les produits :

Le système de mélange comprendra le mélangeur statique (X-001), un contrôleur de pression et un système analyseur du mélange sur densité et TVR.

Le mélangeur statique a pour rôle d'achever un mélange satisfaisant des produits. Sa pression de service sera réglée à 3,5 Kg/cm² grâce au contrôleur de pression afin d'empêcher que le fluide ne se vaporise.

Le contrôleur doseur fonctionne automatiquement de façon à régler la combinaison de différents condensats C5+ et le mélange ainsi mis au point sera transféré en qualité de condensat produit dans un bac de stockage, appelé bac de condensat (T-101A/B/C). [27].

III .5. 5. Stockage de produit mélangé comme condensat :

Trois bacs de condensat (T-101A/B/C) seront installés pour stockage du condensat produit, un pour la réception, un pour le transfert, un pour la stabilisation. Chaque réservoir aura une capacité de 2500 m³.

Du point de vue de la sécurité, il sera prévu deux soupapes de respiration en tête du réservoir afin d'empêcher que ce dernier ne soit soumis aux conditions de surpression ou de dépression ou vide. Le vaporisât sera dégagé vers l'atmosphère en cas de surpression, et dans le cas contraire, de l'air ambiant sera pris dans le réservoir.

De plus, un système de couverture au gaz sera retenu pour maintenir la pression intérieure à une pression légèrement supérieure à la tension de vapeur considérée pour empêcher que le produit stocké ne se vaporise. [27].

III .5. 6. Expédition du condensat dans la canalisation existante :

Trois pompes d'expédition de condensat (G-101A/B/C) seront installées pour expédier vers la canalisation existante les condensats stockés. Chaque pompe aura une capacité nominale de 250 m³/h.

Des lignes de retour avec contrôle de débit seront prévues non seulement pour la protection de la pomperiez d'expédition en assurant le débit minimum, mais aussi pour :

- ✓ **Transvaser le condensat produit d'un bac à un autre**
- ✓ **Retourner le condensat off SPEC au séparateur MP pour retraitement. [27].**

III .5. 7. Système de récupération de condensat de drainage :

Il sera prévu un système de récupération de condensat pour recevoir le condensat de drainage évacué du bac de produit RHM1/2 ainsi que des bacs de condensat. Ce système comprendra un ballon de récupération de condensat évacué (10-D-101).

Le condensat évacué et ainsi récupéré sera retourné au système de mélange ou au séparateur MP existant pour retraitement. [27].

Chapitre 4

IV .1. Problématique de la recherché

Dans ce chapitre, nous commençons l'étude d'optimisation de la colonne de débutanisation afin d'améliorer la production de condensat conformément aux normes commerciales. Nous avons suivi l'unité GPL2 pour examiner l'impact de la variation des paramètres opérationnels de la colonne de débutanisation sur la qualité et la quantité des produits de condensat. Cependant, malgré l'optimisation de ces paramètres, le produit condensat demeure instable avec un taux de variation relative (TVR) supérieur à 0, 94.

La simulation joue un rôle crucial dans l'analyse de toute unité industrielle ou complexe. Elle offre un moyen de modéliser dynamiquement les conditions de travail afin de déterminer les paramètres optimaux pour maximiser l'efficacité. Grâce à sa capacité à s'adapter rapidement à différentes conditions et à des processus complexes, la simulation est un outil essentiel pour recueillir des données sur divers processus industriels.

L'objectif de l'utilisation du simulateur dans ce mémoire est de proposer une nouvelle colonne de dégazage visant à réduire les taux de n-butane (nC₄) et isopentane dans le condensat.

IV.2. Choix des Outils de recherche

Nous avons adopté pour le traitement de la problématique exposée la méthodologie suivante :

IV.2.1. Choix du logiciel de simulation

Nous avons utilisé le logiciel Hysys de la société Hyprotech, une filiale du groupe Aspentech, pour mener notre étude

Hysys est un simulateur qui regroupe des modèles mathématiques des opérations unitaires nécessitant divers équipements spécifiques tels que des ballons, des compresseurs, des colonnes de distillation, des échangeurs de chaleur, etc. Ces opérations sont interconnectées dans un schéma de procédé PFD par le flux d'informations généré dans ces opérations. Ainsi, HYSYS est un programme informatique conçu pour simuler les procédés de l'industrie du gaz, du raffinage et de la pétrochimie.

Avec HYSYS, l'accès instantané à l'information est possible et toute nouvelle donnée est traitée sur demande, avec des calculs effectués automatiquement. De plus, il associe le concept d'opérations modulaires à une résolution non séquentielle, permettant à toute nouvelle information d'être traitée dès son arrivée et propagée tout au long du flux de procédé. Les

principaux concepts et termes associés, utilisés lors de la construction d'un modèle dans HYSYS, sont définis ci-dessous.

Ce simulateur dispose d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps, enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques pour estimer les propriétés des mélanges. [32].

Hysys présente plusieurs modèles thermodynamiques avec leur domaine d'application, à savoir :

- ✓ Modèles spéciaux pour les amines.
- ✓ Modèles spéciaux pour la vapeur d'eau (ASTM Stream, NBS Stream).
- ✓ Modèles utilisant la pression de vapeur (équation d'Antoine, NK10 et table Esso).
- ✓ Modèles semi-empiriques (Chao-Seader CS, Grayson-Streed GS).
- ✓ Modèles hybrides : pour les systèmes à forte polarité, forte déviation par rapport à l'idéalité, azéotropes.
- ✓ Modèles basés sur les équations d'état : tels que Peng Robinson (PR), Soave-Redlick Kwong (SRK) pour les hydrocarbures, car elles utilisent des coefficients d'interactions bina.

IV.2.2. Choix du modèle thermodynamique

Dans le simulateur HYSYS, l'objectif d'un modèle thermodynamique est de représenter de manière précise les propriétés physiques des composants et de prédire leur comportement dans des conditions variables de température, de pression et de composition. Cela permet aux ingénieurs de concevoir et d'optimiser des processus chimiques et de génie des procédés avec une grande précision. Les modèles thermodynamiques utilisés dans HYSYS incluent des équations d'état, des méthodes de mélange et des modèles de propriétés spécifiques à chaque composant.

Le travail de la simulation commence par le choix du modèle thermodynamique convenable à notre système, et qui assure le minimum d'écart de résultats par rapport aux données de design. Une équation d'état d'un corps pur est une relation mathématique, qui relie la température T , la pression P et le volume molaire V . L'équation la plus simple est l'équation d'état d'un gaz parfait pur de Van Der Waals :

$$P(V, T) = (R^*T) / (V-b) - (a / V^2)$$

Pour les applications de raffinage de pétrole, de traitement de gaz et de pétrochimie, l'équation d'état de Peng Robinson (PR) est généralement le model recommandé :

$$P(V, T) = (R \cdot T) / (V - b) - (a(T)) / [V \cdot (V + b) + b \cdot (V - b)]$$

L'équation de Peng-Robinson offre une simplicité algébrique et une généralité car elle nécessite un minimum de données. Seuls la température et la pression critiques et le facteur acentrique sont nécessaires pour déterminer les propriétés d'un fluide pur. Des paramètres d'interaction binaires sont nécessaires en plus pour déterminer les propriétés d'un mélange non idéal. L'équation d'état de Peng-Robinson est censée fournir des estimations raisonnablement précises des densités de phase liquide

IV.3. Simulation de la section débuthaniseur C202

IV.3.1. Procédure de la simulation de la colonne de distillation

La procédure de calcul du débuthaniseur dans le simulateur HYSYS nécessite :

La composition, Odébit, température et pression de la charge.

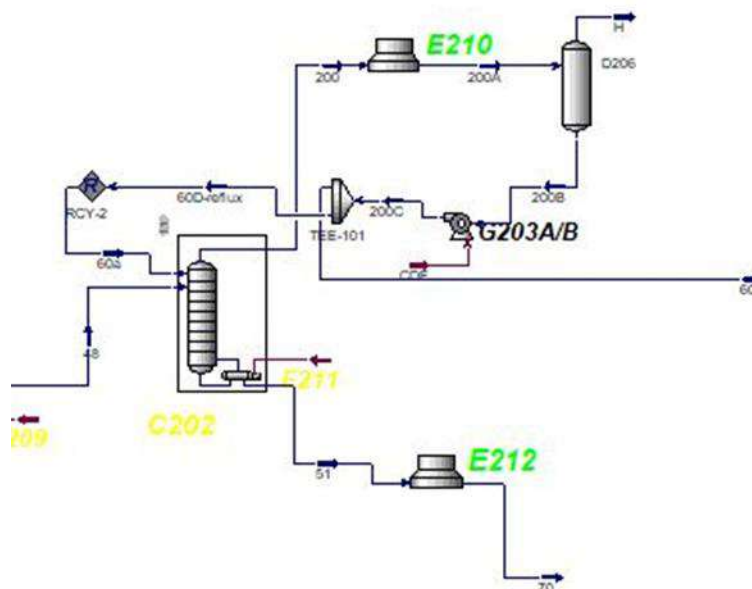


Figure IV.1 : PFD de la simulation de la section débuthaniseur.

IV.3.2 La dimensionnement de la colonne débuthaniseur

Données de départ :

- Un seul plateau d'alimentation 17
- Nombre de plateau : 33
- Le diamètre de la colonne : tête de la colonne 2.75 m. fond de la colonne 3.5m
- La hauteur de la colonne : 24 m
- L'espace entre les plateaux : 700mm
- Le type de plateau : à clapet
- Le nombre de passes : 2

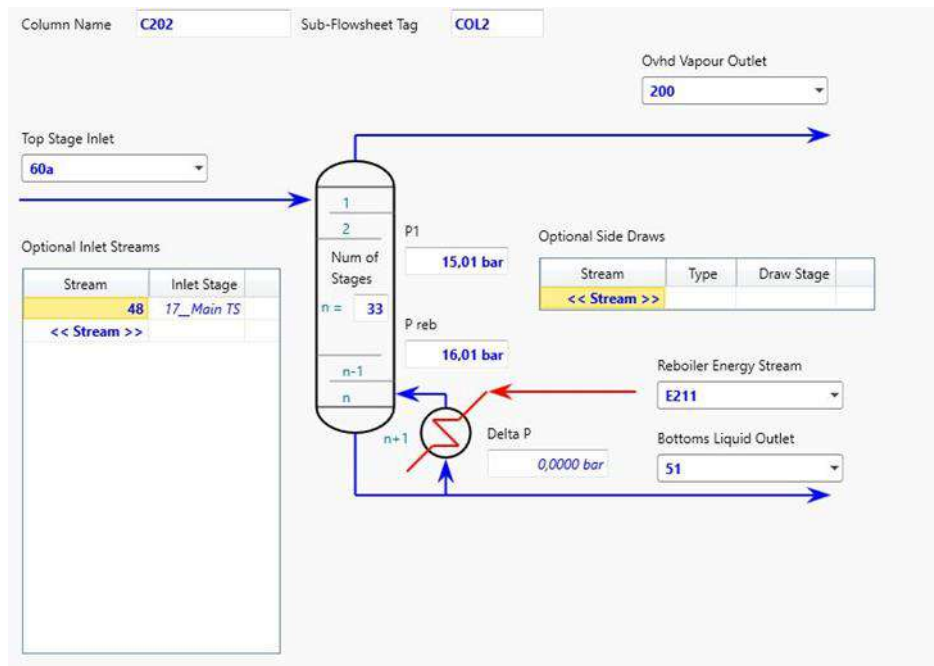


Figure IV.2 : Colonne de débuthaniseur.

IV.4. La comparaison du cas simulé avec le cas design

Le tableau montre la comparaison de cas simulé avec le cas design des paramètres thermodynamiques des charges d'alimentation du débutaniseur.

Tableau IV.1 : Paramètres de la charge débuthaniseur.

Paramètres	Charge debutaniseur		
	Desing	Simulé	Erreur(%)
T(°C)	89,7	90,0	0,3
P(barg)	24,1	25,11	1,01
DébitKg/mole	1577,2	1567,6	9,53

Le tableau montre la comparaison du cas simulé avec le cas design des Compositions charges d'alimentation du débuthaniseur.

Tableau IV.2 : Composition de deuxième charge débuthaniseur.

	Deuxième Charge débuthaniseur		
	Composition molaire (%)		
Constituants	Desing	Simulé	Erreur(%)
Nitrogène	0	0	0
CO₂	0	0	0
Methane	0	0	0
Ethane	1,2	1,19	0,01
Propane	58,97	58,95	0,02
i-Butane	6,99	6,98	0,01
n-Butane	20,39	20,8	0,41
i-Pentane	3,47	3,51	0,04
n-Pentane	4,85	4,84	0,01
n-Hexane	2,73	2,75	0,02
n-Heptane	1	0,98	0,02

Totale	99,6	100	0.04
---------------	------	-----	------

Tableau IV.3 : Paramètres de Production de condensat.

Paramètres	Production de condensate		
	Desing	Simulé	Erreur(%)
T(°C)	55	50,20	4,8
P(barg)	14,4	15,01	0,61
DébitKg/mole	188,4	193,11	4,71

Discussion : Les résultats récapitulés dans les tableaux précédents présentent la vérification du cas design avec le cas simulation du train de production du condensat, ces tableaux permettent de valider notre simulation.

IV.5 .Vérification de la simulation du cas actuel

Spécifications de la charge d'entrée actuelle : La simulation du cas réel nécessite des données telles que la composition, le débit, la température et la pression de la charge à l'entrée qui sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau IV.4 : la charge à l'entrée.

Composition de la charge à l'entrée	
Propriétés	
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	50,0000
Pressure [bar]	96,0033
Masse molaire [kgmole/h]	15254,1368
Mass Flow [kg/h]	349999,9999
COMPOSITION MOLAIRE %	
H2O	-

Nitrogen	0,0262
CO₂	0,0208
Methane	0,6582
Ethane	0,2104
Propane	0,0520
i-Butane	0,0050
n-Butane	0,0166
i-Pentane	0,0022
n-Pentane	0,0028
n-Hexane	0,0058
n-Heptane	-

IV.5.1. Comparaison entre cas actuel et cas simulé

Tableau IV.5 : composition production condensats non stabilisés.

	Composition de condensat non stabilisés		
	Composition molaire(%)		
Constituants	Actuel	Simulé	Erreur(%)
Propriétés			
Temperature [C]	55,00000	55,00000	0,00000
Pressure [bar_g]	14,10000	14,10000	0,0000
Masse molaire [tonne/d]	263,9955	271,2000	0.005
TVR [bar]	0.87	0..96	0.09
	Composition molaire(%)		

Constituants	Actuel	Simulé	Erreur(%)
H ₂ O	-	-	-
Nitrogen	0,00000	0,00000	0,00000
CO ₂	0,00000	0,00000	0,00000
Methane	0,00000	0,00000	0,00000
Ethane	0,00000	0,00000	0,00000
Propane	0,00000	0,00000	0,00000
i-Butane	0,00050	0,00087	0.00037
n-Butane	0,04532	0,07860	0.03328
i-Pentane	0,20220	0,19508	0.00712
n-Pentane	0,25476	0,24577	0.00899
n-Hexane	0,49722	0,47967	0.017
n-Heptane	-	-	-
Totale	0.95468	0.99999	-

Discussion

Selon les divers résultats, résumés précédemment, concernant les caractéristiques du condensat, il est constaté un accord quantitatif et qualitatif entre les résultats obtenus de simulation et les données présentées, ainsi que les analyses réalisées en laboratoire.

Selon ces résultats, on constate que (TVR) est supérieur aux normes et les compositions de n-butane et i-pentane ne conforme pas, ce qui confirme l'instabilité du condensat.

IV.6. Optimisation de la qualité des condensats.

Les condensats provenant du traitement du gaz, en particulier du fond de colonne débutaniseur, sont principalement composés des éléments allant de l'iC₅ au nC₁₂. Le paramètre clé pour le stockage, le transport et la commercialisation de ce produit est la Tension de Vapeur Reid

(TVR), qui représente la pression exercée par les vapeurs issues du liquide. Cette pression ne doit pas dépasser 0,85 kg/cm².

Dans l'industrie gazière, trois procédés distincts sont utilisés pour stabiliser ce produit, c'est-à-dire pour abaisser sa TVR :

- L'extraction ou l'élimination d'une fraction de l'isopentane (unité ZCINA).
- L'ajout, dans la mesure de la disponibilité, de fractions lourdes telles que le naphta et la gazoline (unité GPL2).
- Le dégazage des gaz contenus dans les condensats, en particulier le butane et une fraction de l'isopentane (Module 3 HASSI R'MEL).

Notre objectif dans cette partie est de proposer une solution adaptée pour la stabilisation des condensats de l'unité GPL2 face aux contraintes suivantes :

- ✓ La coupure de l'approvisionnement en naphta et gazoline de l'unité RHM2 (en raison d'une forte demande, d'arrêts ou de déclenchements curatifs ou programmés, etc.).
- ✓ L'indisponibilité du bac de stockage des naphta et gazoline 10T001 (actuellement en révision pour des travaux de changement de fond depuis décembre 2023).

En l'absence de ces deux produits, les condensats seraient injectés (sloper) dans le pétrole brut, une opération considérée comme une perte financière importante en raison de la grande différence de prix entre ces deux produits.

IV.7. Colonne de dégazage

Une solution permanente proposée est la conception d'une colonne de dégazage. Cette colonne permet d'éliminer les fractions légères telles que le butane et une partie de l'isopentane en transférant ce condensat chaud (à 160°C et 14 bars) depuis le fond du débutaniseur vers une colonne à plateaux. La pression y est abaissée à 6,5 bars, ce qui correspond à une température de rosée/liquéfaction de 60°C. Une pression plus élevée entraînerait une consommation d'énergie accrue, une séparation moins efficace et des coûts de conception plus élevés. Ce processus permet le flashage de ces deux produits. Le mélange liquide récupéré, composé principalement de 98% de n-butane avec 2% de traces d'isobutane et d'isopentane, est injecté avec le produit butane et transféré vers le Naphtal (avec la possibilité de l'injecter également dans le GPL)

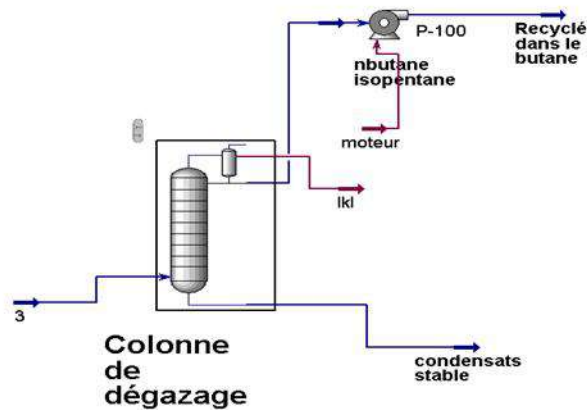
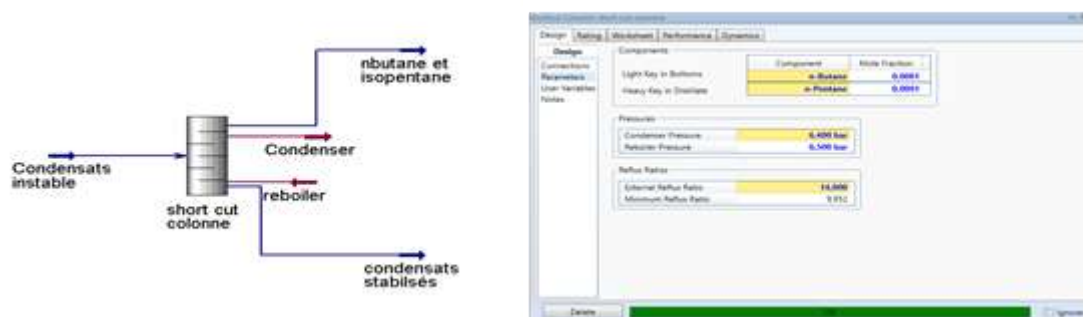


Figure IV.3 : Colonne de dégazage.

IV.7.1. La dimensionnement de la colonne de dégazage

Le dimensionnement de cette colonne de dégazage (aussi appelée colonne de reflux) a été réalisé à l'aide du logiciel Hysys en utilisant l'outil "Short Cut Column".

- L'isopentane a été spécifié comme composant clé en tête (0,0001) et le n-butane comme composant clé en fond (0,0001).
- Comme précisé et justifié, la pression de flash a été fixée à 6,5 bars. Le nombre minimum de plateaux requis est de 22.
- L'alimentation est introduite au fond de la colonne.
- La quantité de n-butane extraite pour stabiliser les condensats est de 10,54 tonnes par jour, ce qui représente 4% des 260 tonnes de condensats produites chaque jour.
- La tension de vapeur requise (TVR) obtenue est de 0,82 kg/cm².



IV.4 : short cut colonne.

Le figure IV.5 montre la forme et la dimensionnement du colonne de dégazage simulé par le logiciel de simulation HYSYS

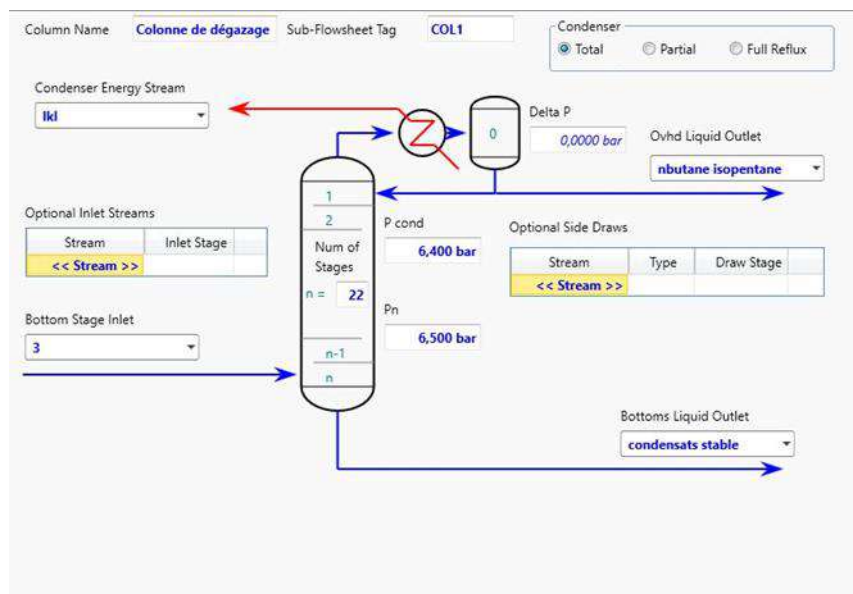


Figure IV.5 : La dimensionnement de colonne de dégazage.

IV.7.2. L'influence des paramètres

L'influence de la température sur la colonne de dégazage

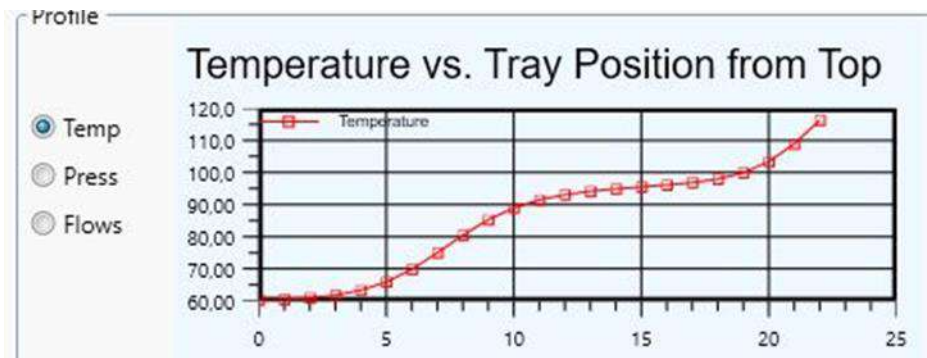


Figure IV. 6: Le profil de l'influence de la température.

Discussion

Cette courbe montre la température en fonction de la position des plateaux dans une colonne de distillation. La température augmente progressivement de haut en bas, ce qui est typique d'un processus de distillation où les composants plus légers sont en haut et les plus lourds en bas. La température varie de 60°C à 120°C, indiquant une bonne séparation des composants selon leurs

points d'ébullition. Chaque point sur la courbe représente un plateau de la colonne, avec des températures plus élevées en bas. En résumé, la courbe illustre un fonctionnement normal de la colonne de distillation avec un gradient de température permettant la séparation des composants.

L'influence de la pression sur la colonne de dégazage

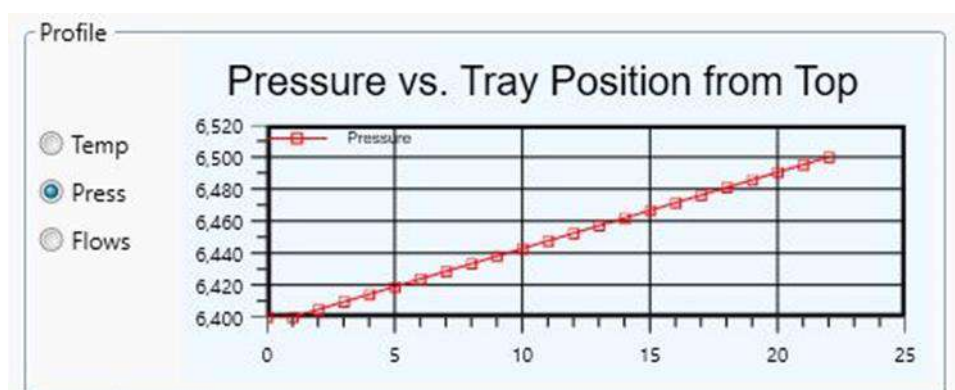


Figure IV.7 : Le profil de l'influence de la pression.

Discussion

La courbe montre la pression en fonction de la position des plateaux dans une colonne de distillation, augmentant linéairement du sommet à la base. Indiquant un gradient de pression constant. Ce gradient est essentiel pour le fonctionnement efficace de la distillation, en favorisant la condensation et l'évaporation à différents niveaux de la colonne. En résumé, la courbe indique une augmentation uniforme de la pression, nécessaire pour le bon fonctionnement des procédés de séparation thermique.

L'influence du flux net sur la colonne de dégazage

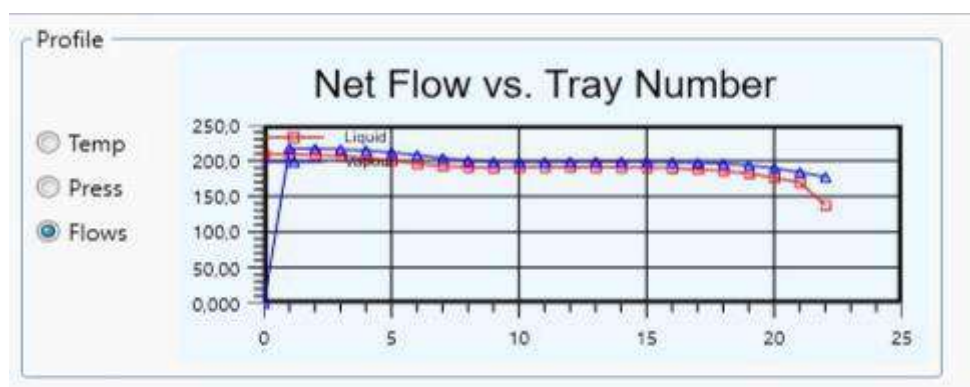


Figure IV.8 : Le profil de l'influence du flux net.

Discussion

La courbe montre le flux net en fonction du numéro de plateau dans une colonne de distillation.

➤ Interpretation des courbes :

- ✓ Courbe bleue : Flux net de liquide à travers chaque plateau.
- ✓ Courbe rouge : Flux net de vapeur à travers chaque plateau.

Ces valeurs montrent que la colonne fonctionne avec un contrôle précis sur la séparation des composants, notamment le n-butane, avec des changements de flux importants aux premiers plateaux et stabilisation aux niveaux intermédiaires et supérieurs.

IV.7.3 La vérification de la simulation de la colonne de dégazage

Tableau IV.6 : La composition de la charge à l'entrée.

composition de la charge à l'entrée	
PROPRIETES	
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	150,0
Pressure [bar]	7,000
Molar Flow [kgmole/h]	152145.3
COMPOSITION MOLAIRE %	
H2O	-
Nitrogen	0,0
CO2	0,0
Methane	0,0
Ethane	0,0
Propane	0,0
i-Butane	0,009
n-Butane	0,0786
i-Pentane	0,1951
n-Pentane	0,2458
n-Hexane	0,479

n-Heptane	-
------------------	---

Tableau IV.7 : La composition de n-butane et isopentane recyclé.

La composition de n-butane et isopentane recyclé	
PROPRIETES	
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	61,09
Pressure [bar]	15,00
Molar Flow [kgmole/h]	7,538
COMPOSITION MOLAIRE %	
H2O	-
Nitrogen	0,0
CO2	0,0
Methane	0,0
Ethane	0,0
Propane	0,0
i-Butane	0,0121
n-Butane	0,9800
i-Pentane	0,0077
n-Pentane	0,0002
n-Hexane	0,0000
n-Heptane	-

Tableau IV.8 : la composition de condensat stable.

Composition de condensat stable	
PROPRIETES	
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	116,3
Pressure [bar]	6,500
Masse molaire [kgmole/h]	137,7
TVR	0.82
COMPOSITION MOLAIRE %	

H2O	-
Nitrogen	0,0
CO2	0,0
Methane	0,0
Ethane	0,0
Propane	0,0
i-Butane	0,0003
n-Butane	0,0293
i-Pentane	0,2053
n-Pentane	0,2592
n-Hexane	0,5059
n-Heptane	-

IV.8 Calcul économique et estimation des couts

Pour confirmer la faisabilité et la rentabilité économique de l'installation d'une nouvelle colonne de dégazage, nous avons utilisé le module APEA (Aspen Process Economic Analyzer). Cet outil génère des estimations en se basant sur un fichier de données standard interne, qui intègre les coûts d'investissement de l'entreprise ainsi que les dépenses opérationnelles normalisées selon les critères spécifiques de l'entreprise, du projet et de la base de coûts géographique.

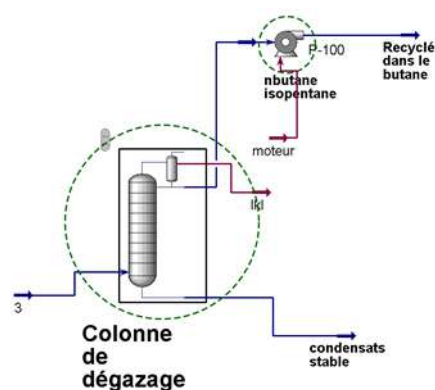


Figure IV.9 : Colonne de dégazage.

Figure IV.10 displays two screenshots from the Aspen Process Economic Analyzer (APEA) software, showing equipment costs and summary financials.

Left Screenshot: Equipment Tab

Name	Equipment Cost [USD]	Installed Cost [USD]	Equipment Weight [LBS]	Total Installed Weight [LBS]
P-100	20 500	53 400	1200	3653
Condenser @Colonne de déga	20 600	102 400	2400	10507
Condenser @Colonne de déga	20 900	119 500	2700	10180
Condenser @Colonne de déga	0	0	0	0
Condenser @Colonne de déga	8 200	54 900	460	4824
Main Tower @Colonne de déga	123 100	347 400	14600	36466

Right Screenshot: Summary Tab

Summary	Utilities	Unit operation	Equipment
Total Capital Cost [USD]			2 286 430
Total Operating Cost [USD/Year]			1 024 050
Total Raw Materials Cost [USD/Year]			0
Total Product Sales [USD/Year]			0
Total Utilities Cost [USD/Year]			78 991,4
Desired Rate of Return [Percent/Year]			20
P.O.Period [Year]			0
Equipment Cost [USD]			193 200
Total Installed Cost [USD]			677 600

Figure IV.10 : Le cout de colonne.

Cette section de la table décrit les coûts et les revenus associés à l'installation d'une unité de production de condensat. Voici une explication détaillée :

1. **Coût total d'installation** : C'est le montant total dépensé pour installer l'unité de production de condensat, qui s'élève à 2 286 430 USD. Ce coût comprend trois éléments principaux :
 - ✓ **Coûts des équipements** : 193 200 USD
 - ✓ **Coûts opérationnels** : 1 024 050 USD
 - ✓ **Coûts des utilités** (électricité et eau de refroidissement) : 78 991,4 USD
2. **Amortissement** : Il s'agit de la répartition du coût total sur une période de temps pour refléter l'usure des équipements et leur remplacement éventuel. Dans ce cas, l'amortissement est de 20 % par an.
3. **Prix du condensat** : Le prix d'une tonne de condensat est lié au prix du baril de pétrole, estimé entre 409 USD et 526 USD, soit environ 7,3 fois le coût d'un baril de pétrole.
4. **Revenus journaliers** : Avec une production journalière de 260 tonnes pour chaque train de l'unité GPL2 et un prix du Brent à 82 USD par baril, les revenus journaliers sont estimés à 155 636 USD.

Enfin, le calcul final détermine le temps nécessaire pour amortir l'investissement global en fonction des revenus journaliers. Dans ce cas, cela équivaut à environ 15 jours de production.

Conclusion

Conclusion Générale

Les condensats issus du traitement du gaz, notamment ceux du fond de colonne débutaniseur, présentent des défis importants en termes de stabilité et de manipulation en raison de leur composition et de la pression de vapeur Reid (TVR) .

Face à ces contraintes, une solution permanente prometteuse consiste en la conception d'une colonne de dégazage. Cette colonne, en abaissant la pression et en éliminant les fractions légères telles que le n-butane et une partie de l'isopentane, permet de stabiliser efficacement les condensats. Ce processus offre également la possibilité de flasher les produits, ce qui permet de récupérer un mélange liquide principalement composé de n-butane.

Cette solution offre ainsi une approche durable et efficace pour améliorer la gestion des condensats de l'unité GPL2, même face à des contraintes telles que l'indisponibilité des ressources habituelles.

Références

Reference Bibliographique

REFERENCE BIBLIOGRAPHIQUE:

- [1] : NESRINE SABOUH, «Etude et Vérification de circuit d'huile chaude au niveau de l'unité Z-CINA HASSI Messaoud»; Master II Raffinage et Pétrochimie ; Université de Houari Boumediene Alger Centre; 2018 ; 1.
- [2] : Ali FARAH, «L'influence de l'injection de méthanol sur la formation des hydrates au niveau de GPL-2 HASSI Messaoud» ; SONATRACH HMD; 2018 ; 1.
- [3] : (S.D.).document de direction de l'unité de GPL 2
- [4]: REVUE TRIMESTRIEL DE SONATRACH, Revue n°15.Decembre 2002.
- [5] : <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-de-petrole-liquefies-gpl2019/04/10>.
- [6] : Comité français du butane et du propane : <http://www.cfbp.fr>.
- [7] : Comité français du butane et du propane : <http://www.cfbp.fr>.
- [8] : Mémoire fin de formation préparé par Mr BENCHINOUNE Rachdi, thème Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de production GPL au niveau de ROURDE NOUSS année 2014.
- [9] : Mémoire fin de formation préparé par Mr BAYOUCHEF Boudjemaa, thème : Vérification des paramètres de fonctionnement du sécheur de gaz lourd au niveau de ROURDE NOUSS année 2014.
- [10] : Livre « le raffinage du pétrole, exploitation et gestion de la raffinerie »Vol 5 (J.-PFavenec)
- [11] : Cours de Traitement et industrie du gaz naturel (Pr. Noura CHAOUCH)
- [12] : BAYOUCHEF, B., BENDAHOUE, A. A., & DAHOUE, M. E. A. (2019). Optimisation des paramètres de fonctionnement de débuteur GPL (Doctoral dissertation, Université Ahmed Draïa- Adrar).
- [13] : Bilan énergétique national 2022
- [14] : Livre «Le gaz naturel production traitement transport » (A.Rojey,B.Durand/C.Jaffret,S.Jullian/M.Valais
- [15] : J. P. WAUQUIER Procèdes de séparation, tome II, Edition technip 1998. Page : 95-234.
- [16] : Procédés de séparation, J.P. Wauquier. EDITION TECHNIP, Paris : 1998).
- [17] : J. P. WAUQUIER Procèdes de séparation, tome II, Edition technip 1998. page : 95- 234.
- [18] : Jean-Pierre Wauquier, Raffinage du Pétrole, tome2-Procédés de séparation. Edition TECHNIP, (1998)
- [19] : P.Tambouze « raffinage du pétrole "Matériels et équipement" »Tome 4.
- [20] : AIDE Mémoire Emilian Kaller (Génie chimique).

Reference Bibliographique

- [21] : AKEDI MOUNIR MOUHSEN. MOSTEFA HOUSSEMEDDINE, Mémoire, CONTRIBUTION À L'ÉTUDE D'UNE COLONNE DE DISTILLATION À PLATEAUX : (Débutaniseur C-102 de Hassi R'MEL), UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES.
- [22] : Z.HANICHI ; «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseur», Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES, 2005.
- [23] : Cours 4^{ème} année « Operations unitaires I », Mr. Hadjarab, IGCP/10.
- [24] Bernard Grandjean, cour DISTILLATION & EXTRACTION Volume 1,2013. Brochure : « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes », INH « Génie chimique : opérations unitaires », Daniel Morvan, chimie Paris Ellipse2009. Mémoire de master ' Calcul Technologique et simulation du procédé de distillation ' Mémoire de master CONTRIBUTION À L'ÉTUDE D'UN DIMENSIONNEMENT D'UNE SECTION DE DÉPROPANISEUR DANS L'UNITE GPL Z-CINA-HMD- université OUARGLA.
- [25] Industrial engineering Chemicals 1940 32 1220.
- [26] : théorie et calcul de rectification des mélange complexe (BOUMERDES 1977) par : R. ABDOULLAVE, V. KOSSIAKOV.
- [27] : (S.D.).document de direction de l'unité de GPL 2
- [28] : <http://elmouja.over-blog.com/article-le-gpl-lpg-en-algerie-48664784.html>. Consulter le 5/05/2022.
- [29] : Said FARDJALLAH, «Etude et calculs de dimensionnement des déshydrateurs de l'unité GPL2 Hassi-Messaoud »; Sonatrach CIS-HMD ; 2019 ; 20.
- [30] : CHIKHI Sabah et DAHOU Wassila, «Dimensionnement de la section de déshydratation unité GPL-2 Hassi-Messaoud ; Sonatrach CIS-HMD » ; 2009; 26 ; 30.
- [31] : Présentation de GPL2 au Niveau de CIS-HMD ; Rapport de stage, Sonatrach Hassi Messaoud ; 2021 ; 31-34.
- [32]: (BNPét), Bernard THIAULT. Pétrole brut et produits pétroliers. [Éd.] jean pierre Wauquier. France : Technip, 1994. pp. 281-282. Vol. I.

Annexe

Annexe de colonne débutant.

