



..République Algérienne Démocratique et Populaire..

Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université 20 août 1955 -SKIKDA

Faculté de

Technologie

Département de

Pétrochimie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière: Génie Pétrochimique

Spécialité: Génie Pétrochimique

Thème:

**Optimisation des paramètres de fonctionnement de la
colonne débutaniseur cas hiver au niveau du centre de
traitement de gaz CPF GASSI TOUIL**

Réalisé par:

- MOUISSI YUCEF
- BENOUADFEL BOUZID

Encadré par:

- SAADI CHAHRAZED

Année Universitaire 2022/2023

Résumé:

Le bon fonctionnement des colonnes de débutaniseur est crucial dans l'industrie du traitement du gaz pour maximiser le rendement et la qualité du condensat et du gaz de pétrole liquéfié (GPL). Pendant l'hiver, l'optimisation des paramètres de fonctionnement devient vitale pour assurer une performance optimale et répondre aux demandes du marché. Cette introduction met en avant l'importance de l'optimisation des paramètres de colonne de débutaniseur pour les conditions hivernales, en soulignant les améliorations potentielles en termes de quantité et de qualité du condensat et du GPL. La colonne de débutaniseur sépare les composants hydrocarbonés de la matière première de gaz naturel, dans le but de récupérer le condensat précieux et le GPL. Les variations saisonnières, notamment pendant l'hiver, posent des défis uniques en raison des températures plus basses et des conditions de fonctionnement difficiles. En optimisant les paramètres de fonctionnement tels que les débits d'alimentation, le rapport de reflux, la température du rebouilleur et la pression de la colonne, les centres de traitement du gaz peuvent améliorer l'efficacité de séparation, augmenter la récupération des produits, respecter les spécifications, obtenir des rendements plus élevés, maintenir la qualité des produits, améliorer l'efficacité opérationnelle et réduire les coûts.

ملخص:

التشغيل الفعال لأعمدة تصفية الديبوتانايزر ضروري في صناعة معالجة الغاز لتعظيم إنتاج وجودة الكوندينسات والغاز البترولي المسال خلال فصل الشتاء، يصبح تحسين معلمات التشغيل أمرًا حيويًا لضمان أداء مثالي وتلبية احتياجات السوق. تؤكد هذه المقدمة أهمية تحسين معلمات عمود تصفية الديبوتانايزر لظروف الشتاء، مسلطة الضوء على التحسينات المحتملة في كمية وجودة الكوندينسات والغاز البترولي المسال. يقوم عمود تصفية الديبوتانايزر بفصل مكونات الهيدروكربونات من خام الغاز الطبيعي، بهدف استعادة الكوندينسات القيمة والغاز البترولي المسال. تشكل التغيرات الفصلية، خاصة خلال فصل الشتاء، تحديات فريدة بسبب درجات الحرارة المنخفضة والظروف التشغيلية القاسية. من خلال تحسين معلمات التشغيل مثل معدلات التغذية ونسبة الاسترجاع ودرجة حرارة الغلاية وضغط العمود، يمكن لمراكز معالجة الغاز تعزيز كفاءة الفصل، وزيادة استعادة المنتج، والامتثال للمواصفات، وتحقيق إنتاجية أعلى، والحفاظ على جودة المنتج، وتحسين الكفاءة التشغيلية، وتقليل التكاليف

Abstract:

The effective operation of debutanizer columns is crucial in the gas treatment industry to maximize the yield and quality of condensate and liquefied petroleum gas (LPG). During winter, optimizing the operating parameters becomes vital to ensure optimal performance and meet market demands. This introduction emphasizes the significance of optimizing debutanizer column parameters for winter conditions, highlighting potential improvements in condensate and LPG quantity and quality. The debutanizer column separates hydrocarbon components from the natural gas feedstock, aiming to recover valuable condensate and LPG. Seasonal variations, especially during winter, pose unique challenges due to lower temperatures and harsh operating conditions. By optimizing operating parameters such as feed rates, reflux ratio, reboiler temperature, and column pressure, gas treatment centers can enhance separation efficiency, increase product recovery, comply with specifications, achieve higher yields, maintain product quality, improve operational efficiency, and reduce costs

Remerciement

Nos vifs remerciements vont d'emblée à Dieu tout le puissant qui nous a doté d'une grande volonté et d'un savoir adéquat pour mener à bien ce modeste travail

Gratitude particulière et chaleureuse remerciement revient à Notre Promotrice « Mme SAADI chahrazed » qui était toujours là pour nous supporter et

Nous apporter des précieux et sages conseils et être un support fort grâce à ses orientations riche d'expérience et de professionnalisme avec patience pendant toute la durée de réalisations de ce projet.

Tous les membres de jury d'avoir accepté de juger et d'évaluer notre travail.

Je remercie tous les enseignants du département pétrochimie. Pour tout ce qu'ils nous ont apporté et enseigné.

Un grand merci à tous ceux qui nous ont moralement ou pratiquement soutenus et dont ces lignes ont accidentellement oublié de mentionner

Dédicace

A mes chers parents, pour tous leurs sacrifices, leur amour, leur tendresse,
leur soutien et leurs prières tout au long de mes études,

A mes chères sœurs, pour leurs encouragements permanents, et leur soutien
moral,

A mes chers frères, pour leur appui et leur encouragement,

A toute ma famille pour leur soutien tout au long de mon parcours
universitaire,

A mon encadrante « Dr. Saadi Chahrazed »,

A tous mes amis, spécialement « Dehnoune Khaled »,

Que ce travail soit l'accomplissement de vos vœux tant allégués, et le fruit de
votre soutien infailible,

Merci d'être toujours là pour moi.

-YOUCEF-

"In three words I can sum up everything I've learned about life

-it goes on-"

Dédicace

Tout d'abord, je tiens à remercier DIEU De m'avoir donné la force et le courage de mener À bien ce modeste travail.

Je tiens à dédier cet humble travail à :

A ma tendre mère et mon cher père

A mon frère : HOUSSEM

A ma précieuse sœur.

Spécial dédicace à vous : madame. CHAHRAZED SAADI

A mes meilleurs amis Tous ceux qui m'aiment et que j'aime

-BOUZID-

Liste des Abréviations

BP: Low Pressure (Basse pression).

CPF : Central Production (Processing) Facilities (Installations centrales de Générale Production (traitement)).

DCS: Distributed Control System (Système de contrôle distribué).

ESDV: Emergency Shut Down valve (Vanne d'arrêt d'urgence).

GPL : Gaz de pétrole liquéfié.

HP: High Pressure (Haute pression).

MMSCMD: Million Standard Cubic Meter Day (Million de mètres cube standard métrique par jour)

PCV : Pressure Control Valve (Vanne de régulation de la pression).

SDV : Shut Down valve (Vanne d'arrêt).

TIC: Température Indicator/ Controller (Indicateur/Régulateur de température).

Liste de tableau	page
Tableau III.1: Colonne à débit de distillat fixé	39
Tableau III.2: Colonne à taux de reflux fixé	40
Tableau IV.1: Le domaine d'application de PR et SRK	45
Tab-IV.2 : Caractéristiques de l'alimentation de débutaniseur (cas design)	46
Tab IV.3: Composition des charges d'alimentation (cas design)	47
Tab IV.4: Composition des produits sortie débutaniseur	48
Tab IV.5: Comparaison des débits de condensat et GPL simulés et ceux de cas design.	48
Tab IV.6 : comparaison des Températures de Condensat et GPL sortie débutaniseur simulées et celles de cas design	49
Tab IV.7: Caractéristiques de l'alimentation (cas actuel)	49
Tab IV.8: Composition de l'alimentation (cas actuel)	50
Tab IV.9: composition des produits finis cas actuel	51
Tab IV.10: Comparaison des débits de condensat et GPL simulés et ceux de cas actuel.	51
Tab IV.11: Comparaison des Températures de Condensat et GPL sortie débutaniseur simulées et celles de cas design	52
Tableau V.1: Consommation d'énergie dans le cas actuel et le cas optimisé	65
Tableau V. 2: Quantité et qualité des produits récupérés actuellement et après optimisation	66

Liste de graphes	page
Graphe IV.1 : Température au niveau de chaque plateau dans la colonne.	52
Graphe IV.2: Pression au niveau de chaque plateau dans la colonne.	53
Graphe IV.3: Influence de la température du fond sur le débit GPL	54
Graphe IV.4 : Influence de la température du fond sur la teneur de C5+ dans le GPL.	55
Graphe IV.5 : Influence de la température du fond sur la teneur de C2- dans le GPL.	56
Graphe IV.6 : Influence de la température du fond sur le débit du condensat.	57
Graphe IV.7: Influence de la température du fond sur la TVR de condensat	58
Graphe IV.8: Influence de la température du fond sur l'énergie de service de Rebouilleur	59
Graphe IV.9: Influence de la température du fond sur l'énergie de service de condenseur.	60
Graphe IV.10: Influence de la pression sur le débit du GPL	61
Graphe IV.11: Influence de la pression sur la teneur de C5+ dans le GPL.	61
Graphe IV.12: Influence de la pression sur la teneur de C2- dans le GPL.	62
Graphe IV.13: Influence de la pression sur le débit de condensat.	63
Graphe IV.14: Influence de la pression sur la TVR de condensât	63

Liste de figures	page
Fig. 1.1: Localisation de région Gassi Touil	4
Fig. 1.2: Unité de stabilisation condensat et de récupération GPL	7
Fig III.3: Schéma simplifié de la rectification	17
Fig. III.4: Colonne de rectification-01-	21
Fig III.5: Colonne à plateaux	23
Fig III.6: Types de plateaux.	24
FigIII.7: Différents arrangements de distribution des phases dans les colonnes à garnissage	24
Fig III.8: Zone de rectification	27
Fig III.9: Zone d'épuisement	28
Fig III.10: Colonne de rectification-02-	36
Fig IV.11: Les schémas PFD du procédé	45

Sommaire

Introduction général	1
-----------------------------------	----------

Chapitre I PRÉSENTATION DE LA RÉGION GASSI TOUIL

I.1	Situation géographiques	4
I.2	Historique et découverte des champs de GASSI TOUIL	5
I.3	Description de l'unité traitement gaz (CPF)	6
I.3.1	Description du procédé	6
I.4	Unité de stabilisation du condensat/débutanisation (P10)	7
I.4.1	Description du système :	7
I.4.2	Stockage et Expédition	9
I.4.2.1	Produit GPL	9
I.4.2.2	Produit condensat	9

Chapitre II GÉNÉRALITÉS SUR LE GPL ET CONDENSAT

II.1	Le GPL	10
II.1.1	Origine du GPL	10
II.1.2	Caractéristiques générales du GPL	10
II.1.3	Domaines d'utilisations du GPL	12
II.1.3.1	Le GPL/ carburant	12
II.1.3.2	Utilisation du GPL dans la pétrochimie	12
II.2	Les condensats	13
II.2.1	Caractéristiques du condensat	13
II.2.2	Utilisation du condensat	14
II.2.2.1	Utilisation du condensat dans le raffinage	14
II.2.2.2	Utilisation du condensat dans la pétrochimie	14

Chapitre III: GÉNÉRALITÉS SUR LES COLONNES ET LA SIMULATION PAR HYSYS

III.1	Définition de la rectification	16
III.1.1	Transfert de matière	17
III.1.2	Système en équilibre	18
III.1.3	Classification des mélanges binaires	18
III.2	Lois fondamentales de transfert de matière	18
III.2.1	Lois de DALTON	18

III.2.2	Lois de RAOULT et d'HENRY	19
III.3	Principe Du Fonctionnement d'une colonne de rectification	20
III.3.1	La colonne de rectification	20
III.3.1.1	Définition	20
III.3.1.2	Description d'une colonne de rectification	20
III.3.2	Types de colonne de rectification.....	22
III.3.3	Colonnes à plateaux.....	22
III.3.3.1	Types de plateaux.....	23
III.3.4	Colonnes à garnissage:.....	24
III.3.4.1	Comparaison entre les colonnes à plateaux et à garnissage	26
III.3.4.2	Facteurs en faveur du garnissage	26
III.3.4.3	Facteurs en faveur des plateaux	26
III.4	Bilan matière de la colonne de rectification.....	26
III.4.1	Bilan matière pour la colonne entière	26
III.4.2	Bilan matière de la zone de rectification	27
III.4.3	Bilan matière de la zone d'épuisement.....	28
III.4.4	Bilan matière de la zone d'alimentation	29
III.4.4.1	Choix de la pression dans la colonne.....	29
III.4.4.2	Régime de température de la colonne :.....	31
III.4.4.3	Choix du taux de reflux:.....	33
III.4.4.4	Fonctionnement à reflux minimal:	33
III.4.4.5	Taux de reflux optimal (opérateur) :	34
III.5	Bilan thermique de la colonne.....	34
III.6	Optimisation des paramètres de fonctionnement des colonnes de distillation	37
III.6.1	Objectif.....	37
III.6.2	Influence des divers paramètres.....	38
III.6.2.1	Colonne à distiller à soutirage fixé en tête	38
III.6.2.2	Colonne à distiller à taux de reflux fixé :	39
III.7	La simulation d'un procédé.....	41
III.7.1	Choix du modèle thermodynamique	41
III.7.2	Description du logiciel HYSYS	42
Chapitre IV PARTIE EXPERIMENTAL		
IV.1	Problématique	44
IV.2	Choix du modèle thermodynamique	45

IV.3	Vérification du cas design	46
IV.4	Vérification du cas actuel	49
IV.5	Influence des paramètres opératoires sur le procédé.....	53
IV.5.1	Influence de la température du fond sur les autres paramètres.....	53
IV.5.1.1	Le GPL.....	54
IV.5.1.2	Le condensat.....	56
IV.5.1.3	Les énergies.....	58
IV.5.2	Influence de la pression de la colonne sur les autres paramètres	60
IV.5.2.1	Le GPL.....	60
IV.5.2.2	Le condensat.....	62
	Conclusion générale.....	65
	Bibliographie	67
	ANNEXE.....	69

Introduction général

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant, l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental favorisent son utilisation, notamment dans les secteurs à forte valeur ajoutée : l'industrie de précision, production de l'électricité. Au cours de ces dix dernières années, la consommation mondiale du gaz naturel a connu une croissance particulièrement rapide.

Ainsi il est considéré comme un combustible plus propre et plus respectueux de l'environnement que la plupart des autres combustibles fossiles son avantage comparatif en matière d'environnement par rapport au charbon ou au pétrole réside [1]

L'un des principaux produits de gaz naturel : le GPL qui est considéré comme un produit fatal, car il dépend des activités pétrolière et gazière, présente des qualités intrinsèques et des avantages multiples qui devraient le hisser à un haut niveau d'utilisation.

Pour obtenir du gaz «ON SPEC» le gaz brut venant des puits subit un traitement en chaîne pour éliminer l'eau et récupérer les fractions d'hydrocarbures (condensât et GPL).

La séparation de condensat et GPL nécessite une colonne à nombre de plateau assez élevé, et cette colonne sera l'objet de notre étude.

Dans l'industrie du traitement du gaz, le bon fonctionnement des colonnes de débutaniseur joue un rôle essentiel pour maximiser le rendement et la qualité du condensat et du gaz de pétrole liquéfié (GPL). Pendant la saison hivernale, lorsque les conditions environnementales deviennent plus difficiles, l'optimisation des paramètres de fonctionnement devient cruciale pour assurer une performance optimale et répondre à la demande croissante du marché.

Cette introduction vise à explorer l'importance de l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de débutaniseur spécifiquement pour le cas hivernal, mettant en évidence les améliorations potentielles tant en quantité qu'en qualité du condensat et du GPL au centre de traitement du gaz.

La colonne de débutaniseur est une unité clé au sein du centre de traitement du gaz, responsable de la séparation des différents composants hydrocarbonés de la matière première de gaz naturel. Son objectif principal est de récupérer le condensat précieux et le GPL, qui sont des produits très recherchés dans divers secteurs tels que la pétrochimie, l'énergie et le chauffage.

Cependant, l'efficacité de la colonne de débutaniseur peut être significativement influencée par les variations saisonnières, en particulier pendant l'hiver, lorsque les températures plus basses et les conditions de fonctionnement plus difficiles posent des défis uniques.

Pendant l'hiver, la matière première de gaz naturel contient généralement des concentrations plus élevées d'hydrocarbures lourds tels que le propane, le butane et le pentane. En conséquence, la colonne de débutaniseur doit être optimisée pour faire face à ces niveaux accrus de composants plus lourds tout en maintenant les spécifications du produit souhaité.

De plus, l'efficacité du transfert de chaleur dans la colonne peut être affectée par les températures ambiantes plus basses, ce qui peut potentiellement avoir un impact sur le processus de séparation et la performance globale.

En se concentrant sur l'optimisation des paramètres de fonctionnement, les centres de traitement du gaz peuvent relever ces défis et améliorer à la fois la quantité et la qualité du condensat et du GPL produits pendant la saison hivernale.

Les stratégies d'optimisation peuvent inclure des ajustements des variables clés telles que les débits d'alimentation, le rapport de reflux, la température du rebouilleur et la pression de la colonne. Ces ajustements peuvent améliorer l'efficacité de séparation, augmenter la récupération du produit et garantir la conformité aux spécifications du produit souhaité.

Une meilleure optimisation de la colonne de débutaniseur pendant l'hiver offre plusieurs avantages aux centres de traitement du gaz. Tout d'abord, elle permet d'obtenir des rendements plus élevés de condensat et de GPL, répondant à la demande croissante du marché. De plus, elle permet aux opérateurs de maintenir la qualité souhaitée de ces produits, en garantissant la conformité aux normes de l'industrie et aux exigences des clients. Une optimisation améliorée permet également d'accroître l'efficacité opérationnelle, de réduire la consommation d'énergie et les coûts d'exploitation, tout en maximisant la rentabilité.

En conclusion, l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de débutaniseur pendant la saison hivernale revêt une importance primordiale pour les centres de traitement du gaz qui cherchent à améliorer la quantité et la qualité du condensat et du GPL.

En mettant en œuvre des stratégies d'optimisation efficaces, les opérateurs peuvent surmonter les défis posés par les variations saisonnières, atteindre des rendements de produits plus élevés, maintenir les spécifications du produit souhaité et améliorer l'efficacité opérationnelle globale [2].

Dans le cadre de notre travail, nous avons quatre (4) chapitres

- Chapitre I : Présentation de la région GASSI TOUIL
- Chapitre II : Généralités sur le GPL et condensat
- Chapitre III : Généralités sur les colonnes et la simulation par hysys
- Chapitre IV : expérimental

Chapitre I
PRÉSENTATION
DE LA RÉGION
GASSI TOUIL

I.1 Situation géographiques

La région de **GASSI-TOUIL** est à vocation pétrolière et gazière, Située à **1000 km** au Sud-Est d'Alger; à 150 km au sud de **HASSI MESSAOUD**, à une latitude de **30° 31' 0"** nord et à une longitude de **6° 28' 7"** est, l'altitude moyenne est **200m** environ il s'étend sur une superficie d'environ **170 km** de long et **105 km** de large, dans une région à caractère désertique sujette aux tempêtes de sable et aux éclaires, les effets de neige et le séisme ne sont pas à envisager et les conditions climatiques les plus importantes sont :

Température de l'air : **-5 °C min**, (sous abri en hiver) et **+55 °C max**, (sous abri en été).

Humidité relative: **10% min.** et **75% max.**

Pluviométrie/gelée: **20mm** en **24 heures** avec possibilité d'orages violents, fréquentes gelées en hivers.

Vents: violents et souvent accompagnés de sable (**180 km/h** à **10 m** au dessus du sol avec une direction Nord-est/Sud-ouest).

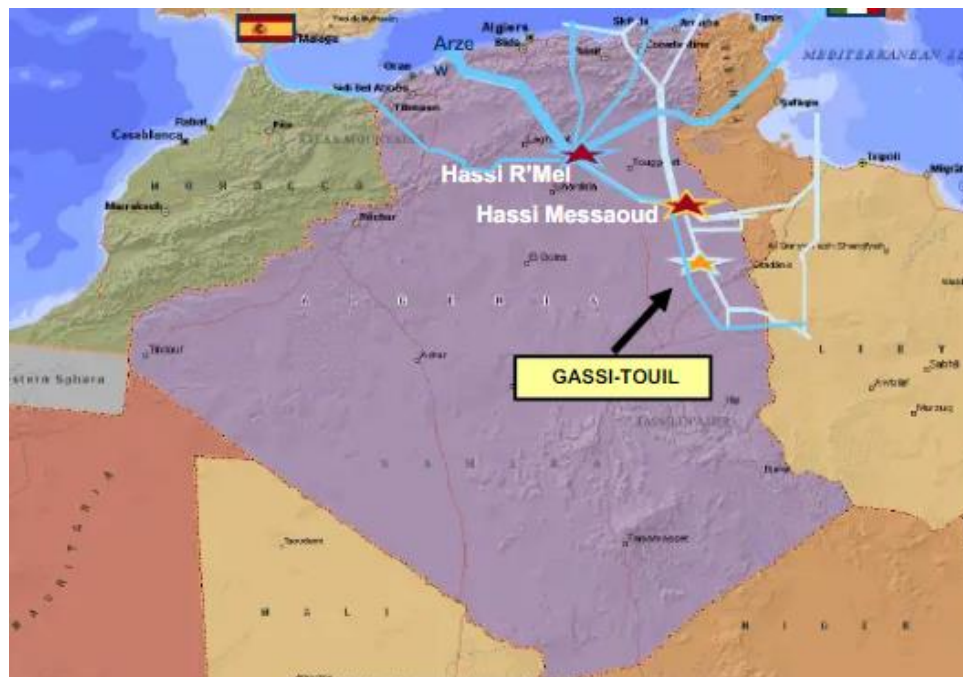


Fig. 1.1: Localisation de la région de Gassi Touil[3]

I.2 Historique et découverte des champs de GASSI TOUIL

Le champ de Gassi Touil a été découvert en **1961** par le forage de **GT1**.

Ce forage a mis en évidence la présence de gaz dans les réservoirs des Trias supérieur et inférieur ; il a fallu attendre le forage de **GT3**, implanté sur le flanc Est de la structure, pour découvrir de l'huile dans le Trias inférieur à une profondeur de **2100m**, soit **-1891m** absolu.

Le forage de **GT4** a aussi montré que le Trias intermédiaire était imprégné d'huile dans cette zone à une profondeur de **2020 à 2037m**.

Le développement de ce champ a été poursuivi très rapidement durant les deux années suivantes ou pas moins de **30 puits** ont été forés et mis en exploitation.

Depuis, le forage de nouveaux puits a continué jusqu'en **1974**, pour délimiter les contours du gisement.

Le réservoir est formé par complexe Argilo Gréseux du trias qui présente horizons producteurs, séparés par des couche d'argile discontinues, plus ou moins imperméables, de sorte qu'ils se comportent comme indépendant :

- Le trias Argilo Gréseux Supérieur T A G S
- Le trias Intermédiaire
- Le Trias Argilo –Gréseux Inférieur (T A G I)

Les Installations de Surface du Projet **Gassi Touil** permettront la collecte, le traitement et l'exportation des volumes de gaz extraits des gisements de gaz naturel. Le nombre total de puits forés est **52** puits :

- Rhourde El Khlef
- Brides
- Nezla
- Gassi El Adem
- Gassi Touil et Toual

Les gisements de **Gassi Touil** renferment du gaz humide à différentes profondeurs et sous différentes pressions et ne contenant pas de H₂S (hydrogène sulfuré).

Les principaux objectifs des Installations de Surface du Projet Gassi Touil sont de produire du gaz brut à partir des gisements des champs de Gassi Touil cités ci-avant afin d'en extraire du GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié), du condensat et du gaz résiduaire.

L'usine de traitement de gaz comporte les installations suivantes :

- Le Réseau de collecte de gaz reliant tous les puits à l'usine CPF
- -Les installations hors usine (off site)
 - o Les utilités de l'usine CPF
 - o Les bâtiments.

I.3 Description de l'unité traitement gaz (CPF)

L'usine du traitement de gaz (CPF) est constituée de plusieurs unités

L'usine des Installations Centrales de Production (CPF – Central Processing Facilities) conçues pour traiter 30 à 110% du débit nominal soit 12 millions de mètres cubes de gaz humide par jour

Les unités présentes sont citées ci-dessous :

- **Unité G01** : Système d'admission et Système d'injection de produit Chimiques
- **Unité G05** : Compresseur booster
- **Unité G11** : Récupération de GPL
- **Unité G50** : Compresseur de gaz résiduel
- **Unité P10** Unité de stabilisation de condensat/débutanisation
- **Unité 36V & 16V** : Comptage de gaz & Canalisation

I.3.1 Description du procédé

Le gaz humide avec l'eau de production venant du Champ de Hassi Touareg (**115 HT**) et du Champ de Gassi Touil (**115 GT**) est reçu au slug catcher BP (**G01-VL-20-101**) et puis comprimé à **71 barg** dans les compresseurs booster de gaz BP (**G05-KA-23-101 A/B et 102 A/B**).

Les gaz humides venant du Champ de Toulal (**115 TOU**), du Champ de Rhourde el Khlef (**115 REK**), du Champ de Nezla (115 NZ), du Champ de Gassi el Adem (115 GEA) et du Champ de Brides (115 BR) sont collectés et reçus au slug catcher HP (**G01-VL-20-201**).

Les gaz humides provenant du compresseur booster de gaz BP (**G05-KA-23-101 A/B et 102 A/B**) et du slug catcher HP (**G01-VL-20-201**) sont mélangés et sont envoyés à l'unité de récupération de GPL (**G11**).

Le condensat humide provenant des deux slug catchers est envoyé vers l'unité de stabilisation/débutanisation (**P10**). Le GPL récupéré et le condensat stabilisé sont envoyés respectivement vers le stockage de GPL (**31G**) et le stockage de condensat (**31C**).

Le GPL et le condensat produits provenant du stockage (31G et 31C) sont mesurés au niveau du système de comptage (36G et 36C) et sont expédiés par les canalisations de transport de SONATRACH vers d'autres installations en Algérie.

Le gaz résiduel provenant de l'unité de récupération de GPL (G11) est comprimé dans le compresseur de gaz résiduel entraîné par une turbine à gaz (G50-KA-27-101A/B) via le compresseur-expandeur (G11-KA-32-201), puis le gaz résiduel est mesuré au niveau du système de comptage (16V) et est expédié vers la canalisation du réseau national existant en tant que gaz de vente.

I.4 Unité de stabilisation du condensat/débutanisation (P10)

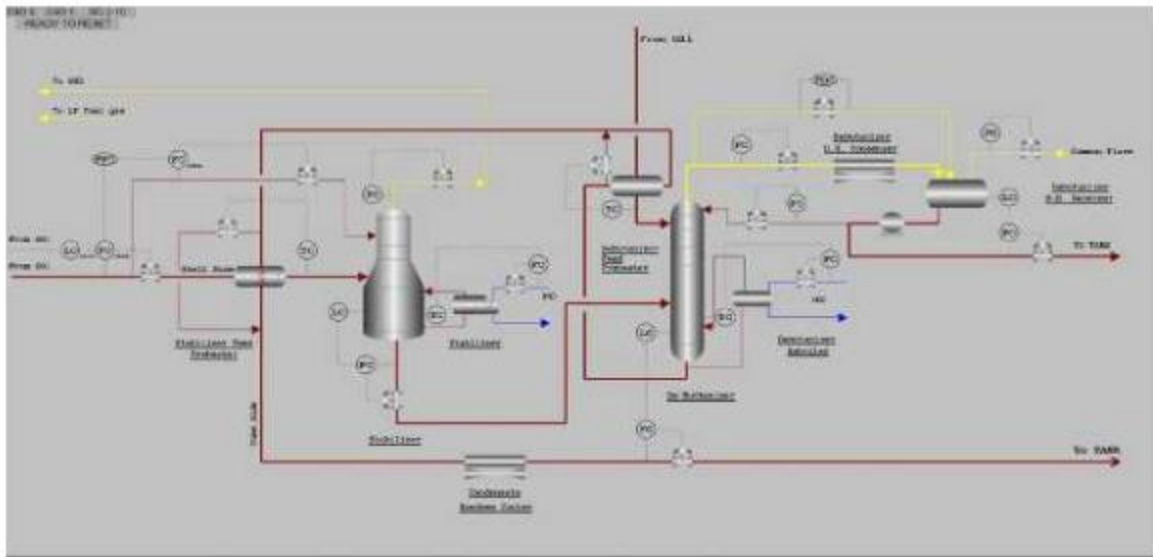


Fig. 1.2 : Unité de stabilisation condensat et de récupération GPL[5].

I.4.1 Description du système :

Le condensat d'hydrocarbures récupéré provenant du ballon de détente de condensat du slug catcher HP (G01-VD-20-201) est pompé vers l'unité de la colonne de stabilisation de condensat/débutaniseur (P10) à l'aide des pompes à condensat (G01-PA-20-201A/B/C), le condensat passe par le filtre d'alimentation en condensat (G01-VJ-20-201A/B) et le coalesceur d'alimentation en condensat (G01-VJ-20-202) avant d'entrer dans la colonne de stabilisation (P10-CB-21-101), La charge liquide passe par le côté calandre du préchauffeur de charge de la colonne de stabilisation (P10-GA-21-101 A/B) où elle est chauffée par le condensat provenant du côté tubes du préchauffeur de charge du débutaniseur (P10-GA-21-103)

Le gaz de tête de la colonne de stabilisation (P10-CB-21-101) est acheminé vers la zone du compresseur booster (G05) pour recompression via la régulation à plage fractionnée du 21-PIC-1005; ou vers le système de gaz combustible BP (410) comme source de secours.

Le rebouilleur de la colonne de stabilisation (P10-GA-21-102) enlève toutes les fractions légères présentes dans le liquide de fond. L'huile chaude est utilisée comme fluide chauffant dans le rebouilleur, son débit (21-FIC-1003) est commandé par le régulateur de température (21-TIC-1011) à travers une boucle en cascade.

Le liquide stabilisé provenant du fond de la colonne de stabilisation (P10-CB-21-101) entre dans le plateau de tête de la section stripping du débutaniseur (P10-CC-21-101) comme charge, de même, le liquide récupéré provenant du fond du dééthaniseur (G11-CC-32-201) dans l'unité de récupération de GPL (G11) est envoyé, après être passé par le côté calandre du préchauffeur de charge du débutaniseur (P10-GA-21-103), vers le débutaniseur (P10-CC-21-101) pour séparer le GPL et le condensat.

Le rebouilleur du débutaniseur (P10-GA-21-104) enlève toutes les fractions légères présentes dans le liquide de fond. L'huile chaude est utilisée comme fluide chauffant dans le rebouilleur, son débit (21-FIC-1006) est commandé par le régulateur de température (21-TIC-1023) à travers une boucle en cascade.

Le GPL on-spec, après être passé par le condenseur de tête du débutaniseur (P10-GC-21-101) et le ballon de recette de tête du débutaniseur (P10-VA-21-101), est pompé par la pompe de reflux du débutaniseur (P10-PA-21-101A/B) vers les sphères de stockage de GPL on-spec (31G-RD-33-101A/B).

Le GPL off-spec, due à un fonctionnement anormal, doit être détourné vers la sphère de stockage de GPL off-spec (39G-RD-33-101) par la pompe de reflux du débutaniseur (P10-PA-21-101A/B). Le GPL off-spec est envoyé vers le ballon de détente de condensat du slug catcher HP (G01-VD-20-201) dans l'unité (G01) pour retraitement.

Le condensat on-spec est acheminé vers les réservoirs de stockage de produit de condensat (31C-RA-35-101A/B) après être passé par le côté tubes du préchauffeur de charge du débutaniseur (P10-GA-21-103), le côté tubes du préchauffeur de charge de la colonne de stabilisation (P10-GA-21-101 A/B) et le refroidisseur de transfert de condensat type aéroréfrigérant (P10-GC-21-102).

En cas de production de condensat off-spec, ce dernier doit être dévié vers le réservoir de condensat off-spec (39C-RM-35-101). Le condensat off-spec est renvoyé vers le ballon de détente de condensat du slug catcher HP (G01-VD-20-201) pour retraitement

I.4.2 Stockage et Expédition

I.4.2.1 Produit GPL

Le GPL produit est un produit liquide de tête de la colonne P10-CC21-101. Le produit conforme aux spécifications est stocké dans les 2 sphères 31G-RD-33-101A/B de capacité unitaire de 500 m³ pour chacune à 16.8 barg et 62 °C.

Le GPL hors spécifications est stocké dans la sphère 39G-RD-33-101 de capacité de 500 m³; à 17.2 barg et une température de 60.8 °C..

Le GPL non conforme est refoulé par l'une des pompes 39G-PA-33-101A/B vers G01-VD-20-201 (slug catcher HP; condensate flush drum) pour retraitement.

A noter que le GPL est expédié vers HEH à l'aide des pompes suivantes 31G-PA-33-101A/B

I.4.2.2 Produit condensat

Le condensat on-spec en provenance de P10-GC-21-102 à 1 barg effectifs et 60°C est stocké dans les bacs à toits flottants 31C-RA-35-101A/B d'une capacité unitaire de 5000 m³ à 60°C et pression atmosphérique ; alors que le condensat hors spécifications est stocké dans le bac à toit fixe 39C-RM-35-101 de capacité de 3000 m³ à 29.5°C et 0.4 barg.

Ce condensat off-spec:

Si il répond à la conformité sera mélangé avec celui des bacs on-spec à travers les pompes 39C-PA-35-101A/B et 39C-PA-35-102A/B par la suite vers HEH.

Sinon le condensat vas être refoulé vers G01-VD-20-201 (slug catcher HP; condensate flush drum)[6].

Chapitre II
GÉNÉRALITÉS
SUR LE GPL ET
CONDENSAT

II.1 Le GPL

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures ayant un poids moléculaire peu élevé. Contenant principalement le propane et le butane, ayant une température de vaporisation respectivement de -42°C et 0°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 et l'éthane 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 [7].

II.1.1 Origine du GPL

Le GPL est extrait à partir de diverses sources qui peuvent être :

- de la récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés (champs pétroliers) .
- comme sous-produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel GNL.
- du pétrole brut après raffinage comme sous-produit.
- de la récupération à partir des champs gaziers. [8]

II.1.2 Caractéristiques générales du GPL**Odeur:**

Le GPL est inodore à l'état naturel, mais on doit ajouter un odorant. Ce sont des composés sulfurés tels que le diéthylmercaptane ou le diméthylsulfide pour des raisons de sécurité, dans des limites à des fins des commercialisations.

Tension de vapeur :

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

Dilatation:

A 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: A 38°C, la densité est égale 0,534. La densité est très importante dans le GPL commercial.

Température d'ébullition:

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

Pouvoir calorifique :

C'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :

- Iso-butane: PCI = 29460 (kcal/kg).
- Normal butane : PCI = 29622 (kcal/kg).
- Propane: PCI = 22506 (kcal/kg).

Impuretés :

Le plus important est le soufre. La teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 1 Gras% 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.

Le GPL raffiné est en général extrêmement inflammable, étant donné sa grande volatilité, Il peut donner au contact de l'air des mélanges explosifs.

Le GPL, n'est pas toxique, il présente un léger pouvoir anesthésiant s'il est inhalé longuement et provoque des migraines et des maux d'estomac.

Le GPL lorsqu'il se repand sous sa forme, hors d'un container sous pression produit du froid. Au contact de la peau, il provoque des brûlures caractéristiques appelées «< brûlures froides >>.

- Le poids spécifique du GPL est d'environ la moitié de celui de l'eau.
- Le GPL n'est pas corrosif vis à vis des aciers.

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.1.3 Domaines d'utilisations du GPL**II.1.3.1 Le GPL/ carburant**

Si les projecteurs de l'actualité se braquent aujourd'hui sur le GPL/C, il n'en a pas déjà une longue histoire.

Dès 1912, aux USA, le GPL/C alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain, car il n'était utilisé que comme carburant de substitution en cas de crises. Il fallut attendre les années 80 pour que la fiscalité devienne favorable dans certains pays et permette le développement des voitures équipées de la bi-carburant.

Le GPL/C a largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'au plan écologique. Actuellement, de nombreux pays possèdent une flotte de véhicules roulant au GPL/C. Ce sont principalement : Les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les USA, l'Espagne, le Canada etc.... Le GPL/C est adopté en Algérie sous le nom commercial « SIRGHAZ ».

L'indice d'octane élevé du GPL/C permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL/C, car il produit moins de CO₂ et de CO. Il ne contient pas de Pb.

L'introduction massive du GPL/C en Algérie est aujourd'hui une option stratégique, d'une part en raison de l'accroissement de la demande nationale en carburant et d'autre part pour des raisons environnementales cruciales. Il a été introduit en Algérie en 1980.

La demande mondiale en GPL/C atteint 9,6 MT en 1994, 12,3 MT en 2000. La consommation sur le continent africain est très faible d'environ 1%.

II.1.3.2 Utilisation du GPL dans la pétrochimie**a. Propane**

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane, il se forme l'éthylène et le propylène, tandis que le nitro-méthane, le nitro-éthane et le nitro-propane sont issus de la réaction de nitration, les produits de chloration n'ont pas trouvés jusqu'à présent d'application industrielle, pourtant il est bien connu que le propane, à côté du méthane et d'éthane sont utilisés dans la fabrication de l'acétylène.

b. Butane

On l'utilise pour produire de nombreuses oléfines comme l'éthylène, le propylène et divers butylènes ou bien l'acétylène et le butadiène. Les butanes s'oxydent en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique et formaldéhyde, l'acétone etc...

Lors de la nitration du butane, on obtient les nitro-butanes -1 et nitro-butanes-2, L'isomérisation du butane le transforme en isobutane.

c. Isobutane

L'isobutane intervient dans les nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé. Il est considéré comme agent d'alcoylation très efficace.

L'iso-butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation du caoutchouc butyle du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation.

II.2 Les condensats

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de l'iso-pentane jusqu'au dodécane et plus (C5) (Teb-28 à 220°C), il est généralement extrait des gisements de gaz à condensât, il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

II.2.1 Caractéristiques du condensat

Les principales caractéristiques physiques du condensât sont :

- **Aspect** : c'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique** : il est compris entre 0.7 à 0.8.
- **Point d'éclair** : < à -40°C.
- **Limite d'inflammabilité** : Il est très inflammable car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilité sont approximativement de 1.4 à 7.6 % en volume dans l'air.
- **Explosivité et inflammabilité** : Le condensât est un fluide hautement inflammable (température d'auto-inflammabilité: 380 à 450°C), il s'évapore à température et pression normale.

- **Toxicité physiologique :**

Les vapeurs de condensât sont toxiques lorsqu'une personne s'y expose, le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux suivi de symptômes névropathies. La victime peut éventuellement se mettre à crier, et finir à avoir du mal à marcher. Lorsque les concentrations du condensât (vapeur) sont de l'ordre de 0.025 à 0.05% en volume dans l'air, elles ne peuvent pas causer de symptômes sérieux même après plusieurs heures d'inhalation.

II.2.2 Utilisation du condensat

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

II.2.2.1 Utilisation du condensât dans le raffinage

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

Le condensât est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence (isomérisat) en transformant les normales paraffines en iso-paraffines qui ont un grand indice d'octane. Il est également utilisé dans le procédé de reforming catalytique.

II.2.2.2 Utilisation du condensât dans la pétrochimie

La valorisation du condensât 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

Le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines.

Dans ce secteur trois éléments dominent :

1. L'accentuation du déséquilibre entre les demandes respectives d'éthylène et de propylène avec une croissance moyenne annuelle de 4% pour le premier et proche de 5% pour le second d'ici 2022

2. Le fonctionnement des vapocraquages de charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène/éthylène.

3. L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène.

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

- Le condensât est riche en hydrocarbures paraffiniques et naphthéniques Cs à C7 ayant un bon potentiel de production d'oléfines.
- Une faible quantité en hydrocarbures aromatiques qui se transforment en poly-aromatiques lors de vapocraquage [9].

Chapitre III:
GÉNÉRALITÉS
SUR LES
COLONNES ET LA
SIMULATION PAR
HYSYS

Généralités

Si on vaporise un mélange complexe ou qu'on condense sa vapeur, on obtient respectivement une vapeur plus riche et un liquide plus pauvre en constituants les plus volatils. Bien que l'opération simple permette d'enrichir la vapeur en constituant les plus volatils, elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable.

C'est par une vaporisation fractionnée qu'on peut obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue, encore que la fraction obtenue soit négligeable par rapport à la quantité de liquide de départ; cette solution n'est donc satisfaisante que d'un point de vue purement qualitatif. On ne peut pas obtenir une séparation complète des constituants puisqu'au cours de l'opération d'importantes quantités de vapeur et de liquide de titres différents seront éliminées.

Afin d'obtenir une séparation quantitative des constituants d'entre eux, on doit recourir à la rectification. [10]

III.1 Définition de la rectification

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions désirés, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé (colonne de rectification).

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dite qualitative, et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des garnissages soit plateaux à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y'a augmentation de la surface de contact qui implique l'augmentation de degrés de pureté.

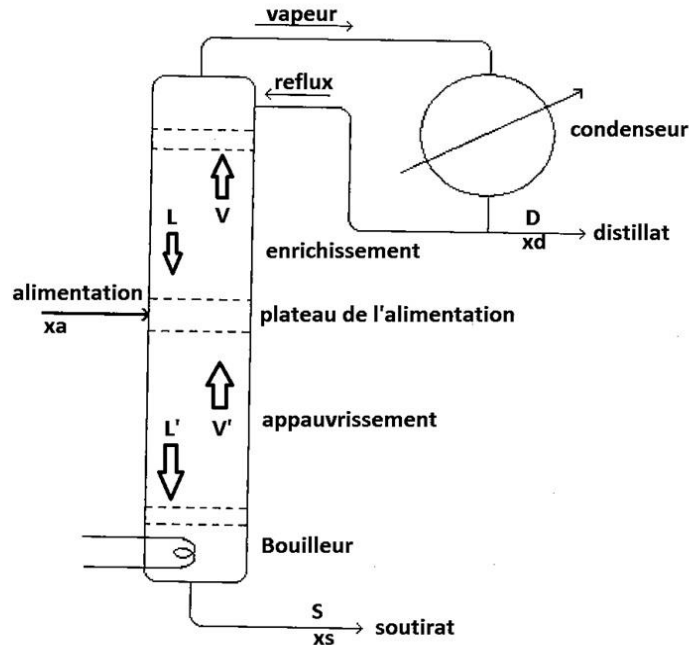


Fig III.3: Schéma simplifié de la rectification

III.1.1 Transfert de matière

Les procédés de traitement basés sur le transfert de matière sont largement utilisés pour la transformation du pétrole afin d'obtenir les différentes fractions pétrolière.

Le transfert de matière d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire.

La force motrice de transfert d'une substance d'une phase à une autre est la différence de concentration de l'élément dans les deux phases. Tous les phénomènes de transfert de matière sont réversibles. Le sens de transfert est déterminé par les paramètres suivants :

- + Les concentrations de l'élément dans les deux phases
- + La température et la pression

C'est ainsi que l'absorption d'un gaz par un liquide peut être renversé en désorption en augmentant la température et en diminuant la pression. Le transfert est d'autant plus grand que la surface d'échange est plus grande et se termine lorsque l'état d'équilibre dynamique est atteint [11]

III.1.2 Système en équilibre

Au cours d'une telle mise en contact des phases, l'échange de la matière s'effectue à travers l'interface. Le système tend à l'état d'équilibre.

A l'état d'équilibre, les phases du système peuvent exister un temps infiniment long sans changement de leurs compositions, de la température et de la pression.

Une variation d'un de ces paramètres cités entraîne la rupture de l'état d'équilibre, et les échanges de matière recommencent.

III.1.3 Classification des mélanges binaires

-La classification est basée sur la miscibilité des constituants présents dans le mélange, on distingue :

- + Mélanges binaires totalement miscibles (MBTM)
- + Mélanges binaires partiellement miscibles (MBPM)
- + Mélanges binaires non miscibles (MBNM)

-Les mélanges binaires totalement miscibles se subdivisent en trois catégories :

- + Ceux qui obéissent totalement à la loi de RAOULT (gaz parfait, solution idéale).
- + Ceux qui dévient partiellement la loi de RAOULT (gaz réel, solution réelle).
- + Ceux qui dévient totalement la loi de RAOULT (mélanges azéotropiques).

III.2 Lois fondamentales de transfert de matière

III.2.1 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):

$$P_i^v = P_T \cdot Y_i \dots\dots\dots (III.1)$$

Avec :

- P_i^v : Pression partielle d'un constituant << i >>
- P_T : Pression du système
- Y_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur

III.2.2 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 RAOULT 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:

$$P_i^L = P_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (III.2)$$

Avec :

P_i^L : Pression partielle 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 :

$$P_i^L = E_i \cdot X'_i \dots \dots \dots (III.3)$$

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 :

$$P_i^L = P_i^v \dots \dots \dots (III.4)$$

Donc :

$$Y'_i = P_i / P_T \dots \dots \dots (III.5)$$

C'est l'équation d'équilibre.

Avec :

K_i= (P_i/P_T): coefficient d'équilibre du constituant «i» pour un mélange de deux constituants **A** et **B**

$$Y'_A = Y'_B = (K_A/K_B) \cdot (X'_A = X'_B) \dots \dots \dots (III.6)$$

$$\alpha = (K_A/K_B) \dots \dots \dots (III.7)$$

Avec : α coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de **A** de passer en phase vapeur par rapport à **B**.

III.3 Principe Du Fonctionnement d'une colonne de rectification

III.3.1 La colonne de rectification

III.3.1.1 Définition

La colonne de rectification est un appareil cylindrique vertical composé d'éléments d'échange de matière appelés << plateaux >> superposés de façon à obtenir la séparation la plus efficace entre deux phases (liquide et vapeur).

Elle est généralement très élancée; sa hauteur dépend du nombre de plateaux conçus et de la charge à séparer. La forme et le nombre de plateaux déterminent la qualité du produit traité.

La colonne de rectification permet de séparer un mélange en deux ou plusieurs produits qui sont soit des corps purs, soit des mélanges comportant moins des constituants que le mélange initial [12].

III.3.1.2 Description d'une colonne de rectification

La colonne de rectification comporte trois zones :

- **Zone de flash ou d'alimentation:** l'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge).
- **Zone de rectification:** où les deux phases s'enrichissent en éléments correspondants (la phase vapeur en éléments légers, la phase liquide en éléments lourds).
- **Zone d'épuisement:** où est corrigée la composition du liquide en éléments légers.

La colonne est munie à sa base d'un rebouilleur et à son sommet d'un condenseur. Elle comporte à l'intérieur des éléments de contact, plateaux ou garnissage, dans lesquels s'effectue l'échange de matière, grâce à ces dispositifs une circulation du liquide et de la vapeur s'établit dans la colonne ce qui met en évidence l'existence d'un transfert de matière.

En haut de la colonne on évacue continuellement du condenseur un distillat et en bas on suture du rebouilleur un résidu dont la somme des débits est égale au débit de l'alimentation.

La quantité de la matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, de la surface de l'élément (plateau) et de la nature de l'écoulement (vitesse). Le calcul de rectification exige la connaissance :

- + Des compositions des phases avant tout échange
- + Des compositions des phases après l'échange de matière

Le dessin schématique de la colonne est représenté sur la figure ci-dessus :

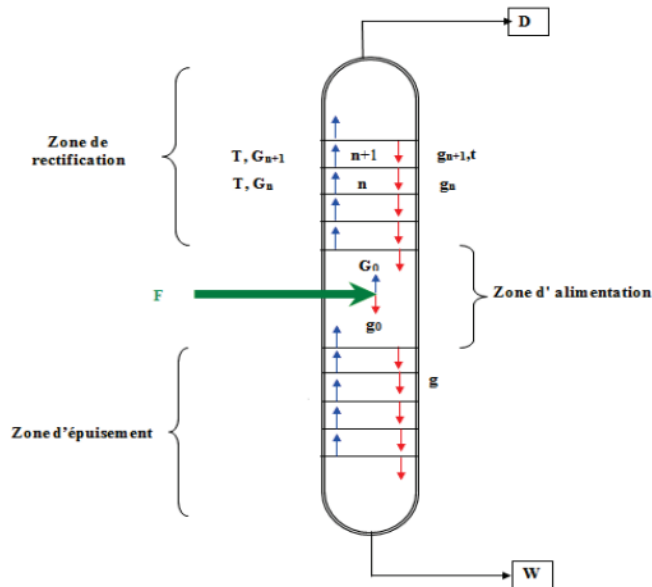


Fig.III.4: Colonne de rectification

La charge est admise à la partie médiane de la colonne. Elle peut être admise sous forme de :

- + Liquide ($e_o=0$) : l'alimentation doit être introduite dans la partie supérieure de la colonne.
- + Vapeur ($e_o=1$) : l'alimentation doit être introduite dans la partie inférieure de la colonne.
- + Mélange liquide-vapeur ($0 < e_o < 1$) : l'alimentation doit être introduite dans la partie médiane de la colonne.

Chaque plateau (le plateau de rang n , par exemple) permet un contact entre la vapeur G_{n-1} montant vers ce plateau et le liquide g_{n+1} qui en coule. A la suite du contact il se produit une modification des compositions des phases, la vapeur s'enrichissant en corps les plus volatils et le liquide en corps les moins volatils.

La vapeur G , qui monte du plateau de rang n n'est plus riche en corps les plus volatils que la vapeur G_{n-1} . Tandis que le liquide g_n est plus riche en constituants les moins volatils que le liquide g_{n+1} . La vapeur G_n arrive sur le plateau immédiatement au-dessus, et le liquide vient sur le plateau immédiatement au-dessous.

Ces échanges se poursuivent jusqu'à ce que la vapeur en haut de la colonne et le liquide en bas atteigne les concentrations imposées aux titres extrêmes. Comme on a noté plus haut, l'échange entre les flux ne s'effectue que si le liquide de $gn+1$ et la vapeur G , se trouvant à un même niveau ne sont pas en équilibre.

Si la pression à l'intérieur de la colonne est constante, cette condition est réalisée pour autant que la température t du liquide $gn+1$ soit inférieure à la température T de la vapeur G . c'est-à-dire, si la température diminue de plateau en plateau suivant le mouvement de la vapeur.

La partie de la colonne de rectification située au-dessous de l'endroit par où se fait l'alimentation, est appelée zone ou tronçon d'épuisement et la partie au-dessus de l'alimentation est dénommée tronçon de rectification.

Ces tronçons de la colonne ou rectifieur servent à réaliser la même opération. Pour que la rectification puisse se dérouler normalement on enlève par un moyen quelconque une partie de la chaleur Q_c en tête de la colonne. Ceci provoque la condensation d'une fraction de la vapeur de tête. Le condensât ainsi formé reflue de plateau en plateau vers le tronçon d'épuisement.

En bas de la colonne s'effectue l'apport de chaleur Q_r ; cette partie de la colonne appelée rebouilleur émet en permanence un flux de vapeur qui monte vers le haut [13].

III.3.2 Types de colonne de rectification

Les colonnes ont une forme cylindrique, leur hauteur est toujours très grande comparée à leur diamètre.

Les plus utilisées sont équipées de plateaux (ils peuvent être de plusieurs types); mais il existe aussi des colonnes à garnissage (là aussi plusieurs types de garnissage sont disponibles sur le marché).

III.3.3 Colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux ont à l'origine été inventées pour la distillation, mais elles peuvent également être utilisées comme absorbeur.

Les plateaux munis de déversoirs sont particulièrement bien adaptés pour l'absorption, mais en fait, tous les types de plateaux peuvent être utilisés.

Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse.

Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas [14].

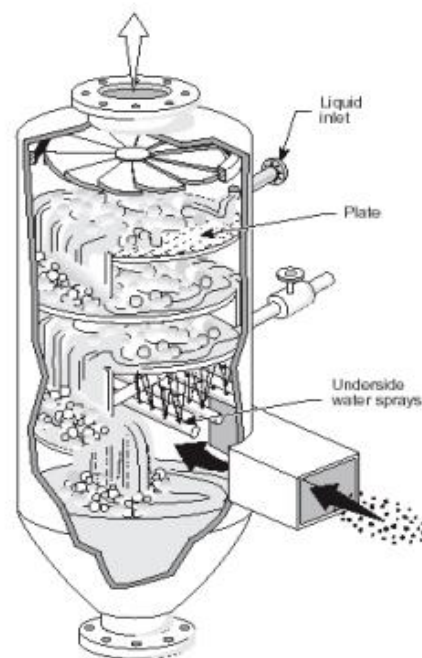


Fig III.5: Colonne à plateaux[15]

III.3.3.1 Types de plateaux

Les divers types de plateaux industriels sont présentés sur la figure ci-dessous.

- Plateaux à calottes
- Plateaux perforés à déversoir (ripple tray)
- Plateaux à clapets (ballast tray)
- Plateaux à jet directionnel (jet tray)

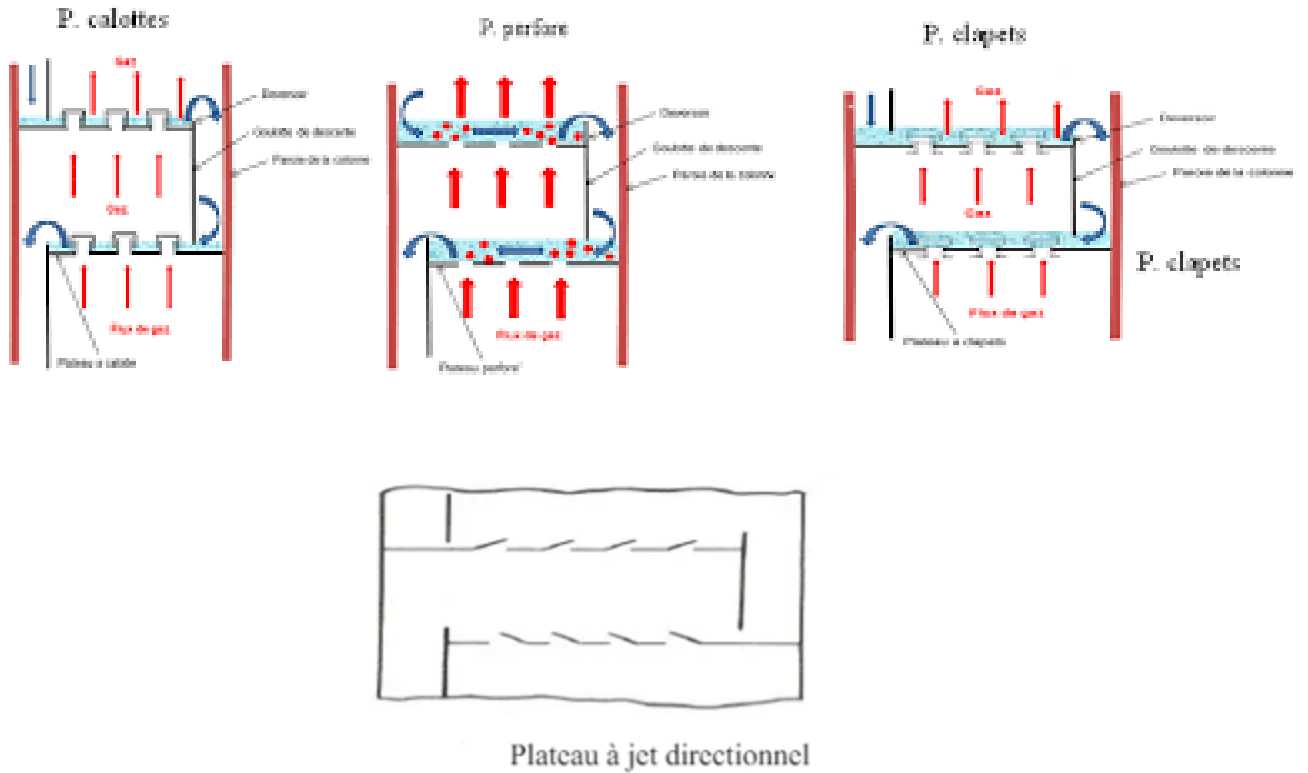
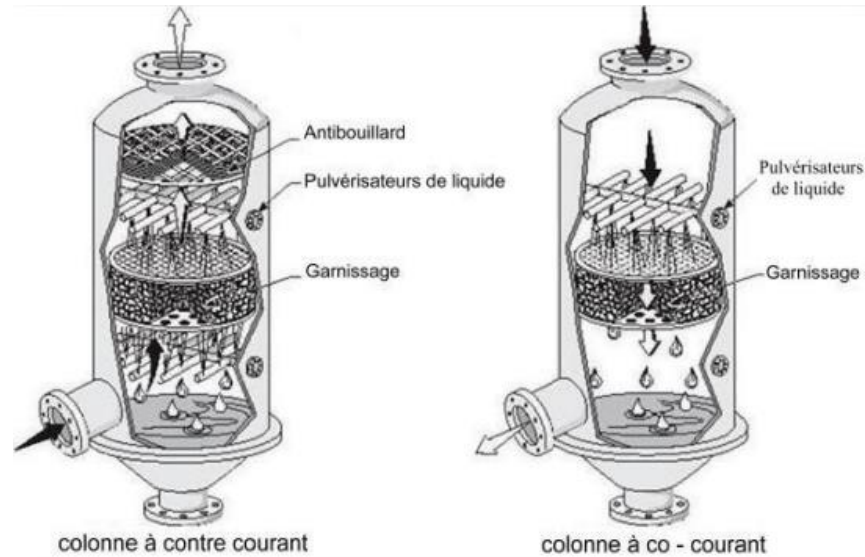


Fig III.6: Types de plateaux.[16]

III.3.4 Colonnes à garnissage:

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. Ce sont ces éléments qui constituent le garnissage.



FigIII.7: Différents arrangements de distribution des phases dans les colonnes à garnissage[17]

La colonne contient également : dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide est parfois un dévésiculeur: parfois un redistributeur.

En considérant la façon d'alimenter la colonne en gaz et en liquide, on peut distinguer trois types de colonnes :

- + Colonne à Co-courant
- + Colonne à contre-courant
- + Colonne à flux croisé

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles.

La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage.

Le garnissage qui crée une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz au sein de la colonne permet :

- + D'augmenter la surface de contact entre les deux phases.
- + D'augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne et donc leur durée de contact.
- + De créer un régime turbulent de la phase gaz.

III.3.4.1 Comparaison entre les colonnes à plateaux et à garnissage

Au-delà des problèmes d'efficacité, il est intéressant de comparer les avantages et les inconvénients de chacune des technologies.

III.3.4.2 Facteurs en faveur du garnissage

- Prix moins élevé surtout lors des traitements des mélanges corrosifs.
- Faibles pertes de charge.
- Faible rétention liquide.

Il est aussi bien placé dans les cas suivants :

- Colonne de petit diamètre : la mise en place des contacteurs est beaucoup plus aisée.
- **Système moussant** : le contact entre la vapeur et le liquide étant moins violent, la tendance en moussage est minimisée dans le garnissage.

III.3.4.3 Facteurs en faveur des plateaux

Les plateaux apportent les avantages dans les cas suivants :

- Colonnes complexes: pour toute injection de charge ou soutirage de produit, plusieurs points d'alimentation.....etc.
- Colonne à grand diamètre : bonne efficacité avec un écoulement uniforme des fluides.
- Débit trop élevé ou trop faible: bonne flexibilité de la conception des plateaux.
- **Poids** : l'emploi de plateaux minimise le poids de la colonne.
- Inspection de la colonne plus facile grâce aux trous d'homme.
- Purge et lavage: les opérations de vidange et de lavage d'une colonne à plateaux sont plus faciles.

III.4 Bilan matière de la colonne de rectification

III.4.1 Bilan matière pour la colonne entière

Admettons les symboles suivants :

L, D, R: respectivement, le débit de la charge, du distillat et du résidu [**Kg/h**].

X'_L Y'_D X'_R: concentrations molaires du constituant 'i' respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu.

Les bilans matières pour la colonne entière et pour le constituant 'i' quelconque s'écrivent:

$$L = D + R \dots \dots \dots (III.8)$$

$$L \cdot X'_{Li} = D \cdot Y'_{Di} + R \cdot X'_{Ri} \dots \dots \dots (III.9)$$

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

$$L / (Y'_{Di} - X'_{Ri}) = D / (X'_{Li} - X'_{Ri}) = R / (Y'_{Di} - X'_{Li}) \dots \dots \dots (III.10)$$

L'équation obtenue sert à calculer **R** et **D**, si les concentrations du constituant «i» dans le distillat et dans le résidu sont connues.

III.4.2 Bilan matière de la zone de rectification

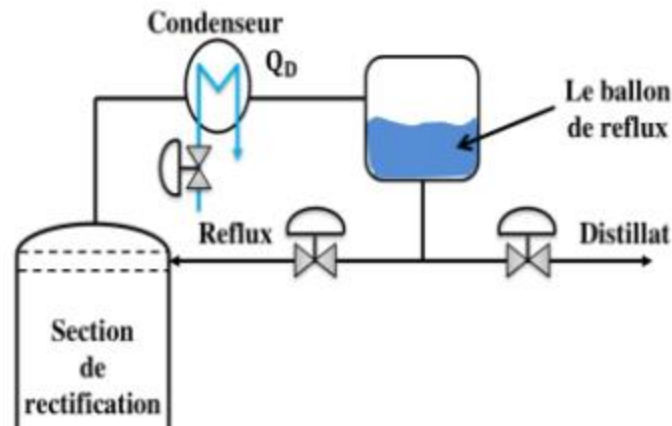


Fig III.8: Zone de rectification

$$G = g + D \dots \dots \dots (IV.11)$$

Avec :

G: débit pondérale de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne [kg/h].

g: débit molaire du liquide traversant un sectionnement [mol/h].

Donc:

$$G \cdot Y'_{ni} = g \cdot X'_{(n-1)i} + D \cdot Y'_{Di} \dots \dots \dots (III.12)$$

En appliquant la loi de LEVIER on trouve:

$$G / (Y'_{Di} - X'_{(n-1)i}) = g / (Y'_{Di} - Y'_{ni}) = D / (Y'_{ni} - X'_{(n-1)i}) \dots \dots \dots (III.13)$$

La résolution de cette équation par rapport à **Y'ni**, donne l'équation de concentration (opérateur) de la zone de rectification :

$$Y'_{ni} = m \cdot X'_{(n-1)i} + (1 - m)Y'_{Di} \dots \dots \dots (III.14)$$

$$Y' = r_f / (r_f + 1) \cdot X' + (1 / (r_f + 1)) \cdot Y'_D \dots \dots \dots (III.15)$$

Avec :

$$m = g / G = r_f / (r_f + 1) \dots \dots \dots (III.16)$$

Où : $r_f = g / D$: est le taux de reflux.

L'équation (IV.16) qui tient compte de la constante des débits molaires G et g dans la zone de rectification de la colonne, donne une relation entre la concentration en constituant <<i>i</i> dans le liquide se trouvant sur le plateau ($n-1$) et la concentration en ce même constituant dans la vapeur provenant du plateau n , et permet de calculer le nombre de plateaux théorique dans la zone de rectification.

III.4.3 Bilan matière de la zone d'épuisement

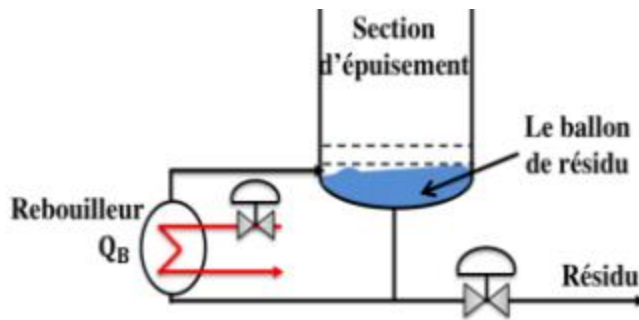


Fig III.9: Zone d'épuisement

$$g' = G' + R \dots \dots \dots (III.17)$$

$$g' \cdot X'_{(n+1)i} = G' \cdot Y'_{ni} + R \cdot X'_{Ri} \dots \dots \dots (III.18)$$

Où :

G' : débit molaire de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne [mol/h)

g : débit molaire du liquide traversant un sectionnement [mol/h]

Donc :

$$g \cdot X'_{(n+1)i} = G' \cdot Y'_{ni} + R \cdot X'_{Ri} \dots \dots \dots (III.19)$$

En appliquant la loi de LEVIER :

$$G' / (X'_{(n+1)i} - X'_{Ri}) = g' / (Y'_{ni} - X'_{Ri}) = R / (Y'_{ni} - X'_{(n+1)i}) \dots \dots \dots (III.20)$$

La résolution de l'équation (III.20) par rapport à $X'_{(n+1)i}$ permet d'obtenir l'équation de concentration de la zone d'épuisement.

$$X'_{(n+1)i} = (1/m') \cdot Y'_{ni} + ((m' - 1)/m') X'_{Ri} \dots \dots (III.21)$$

$$Y' = [(r_b + 1/r_b)] \cdot X' - (1/r_b) \dots \dots \dots (III.22)$$

$$m' = g' / G' = (r_b + 1) / r_b \cdot X'_{Ri} \dots \dots \dots (III.23)$$

Où :

$r_b = G/R$: est le taux de rebouillage.

L'équation (IV.23) tient compte également de constante des débits molaires g' et G' dans la zone d'épuisement. Cette expression permet de calculer les plateaux de rang (n+1) à partir des plateaux de rang (n).

III.4.4 Bilan matière de la zone d'alimentation

Il y a lieu de procéder au bilan matière de la zone d'alimentation .On a donc le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + g_0 = G_k + R \dots \dots \dots (III.24)$$

$$g_m \cdot X'_{mi} = g_k \cdot X'_{ki} + g_0 \cdot X'_{0i} \dots \dots \dots (III.25)$$

$$g_m \cdot X'_{mi} = G_k \cdot Y'_{ki} + R \cdot X'_{Ri} \dots \dots \dots (III.26)$$

De même, la vapeur G_m qui alimente la zone de rectification est la somme de vapeur G_k et de la phase G_o . Ainsi, le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne:

$$G_m = G_k + G_o = g_k + D \dots \dots \dots (III.27)$$

$$G_m \cdot Y'_{mi} = g_k \cdot X'_{ki} + D \cdot Y'_{Di} \dots \dots (III.28)$$

$$G_m \cdot Y'_{mi} = G_o \cdot Y'_{0i} + G_k \cdot Y'_{ki} \dots \dots (III.29)$$

III.4.4.1 Choix de la pression dans la colonne

Quelle que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et

que l'on évitera l'altération thermique des produits. Mais, en contre partie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle. C'est donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. Généralement, on utilise une source froide bon marché et abondante (eau douce ou eau de mer et air) qui permet d'obtenir un condensât à 30÷45 °C environ.

La pression dans la colonne sera alors au moins égal à la pression de bulle à ces températures.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est supérieure à celle de l'eau (ou l'air), la rectification s'effectue généralement à une faible pression effective. Cet excès de pression est nécessaire pour vaincre les résistances des plateaux, des conduites, du condenseur ...etc.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'eau (ou l'air), la colonne doit fonctionner sous hautes pressions pour que la condensation des vapeurs du distillat puisse être réalisé par réfrigération ordinaire (à l'aide de l'eau ou de l'air).

Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au-dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quel que soit la pression de service.

La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise de 15 à 20°C plus grande que celle de fluide réfrigérant, ainsi la pression Pb dans le ballon de reflux est déterminée d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide [18].

$$\Sigma K_i \cdot X'_i = 1 \dots \dots \dots (III.30)$$

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

$$P_s = P_L - \Delta P1 \dots \dots \dots (III.31)$$

$$P_f = P_L + \Delta P2 \dots \dots \dots (III.32)$$

Où :

$\Delta P1 = (0,1 + 0,4)$ atm : Perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur

$\Delta P2 = (0,3 + 0,5)$ atm : Perte de charge due aux résistances des plateaux

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

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots \dots (III.33)$$

III.4.4.2 Régime de température de la colonne :

A la pression de service Ps (Pression au sommet de la colonne) et en utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur, on détermine par approximations successives la température au sommet de la colonne.

$$\Sigma (Y'_{Di}/K_i) = 1 \dots (III.34)$$

A la pression Pf, en utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide. La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur) doit être calculée comme la température de bulle de résidu (par approximations successives).

$$\Sigma K_i \cdot X'_{Ri} = 1 \dots (III.35)$$

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

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

$$\Sigma K_i \cdot X'_{Li} = 1 \dots (III.36)$$

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

$$\Sigma (Y'_{Li}/K_i) = 1 \dots (III.37)$$

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

$$\Sigma X'_{oi} = \Sigma [(X'_{Li}/1) + e' (K_i - 1)] = 1 \dots (III.38)$$

$$(Y'_{oi}/X'_{oi}) = K_i \dots (III.39)$$

Où :

e': taux de vaporisation molaire

X'oi: concentration molaire du constituant << i >> dans la charge

Y'oi: concentration molaire du constituant << i >> dans la phase vapeur

X'Li: concentration molaire du constituant << i >> dans la phase liquide

Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeur de la charge:

Lors du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge.

D'après la définition du taux de vaporisation (ou de condensation) de la charge, on a :

$$e'_o = G_o/L \text{ D'où } G_o - e'_o \cdot L \dots (III.40)$$

Et:

$$r'_o = g'_o/L \text{ D'où } g' = r'_o \cdot L \dots (III.41)$$

Où:

e'_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge

r'_0 : Taux de condensation molaire de la charge

g_0 : Débit molaire de la phase liquide de la charge

G_0 : Débit molaire de la phase vapeur de la charge

A la pression et températures données, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminés par approximations successives, d'après l'équation de **TREGOUBOV**:

$$\Sigma X'_{0i} = [X'_{Li} / (1 + e'_0(K'_i - 1))] = 1 \dots \dots \dots (III.42)$$

$$X'_{0i} = \Sigma (X'_{Li}(K - r'_0(K_i - 1))) = 1 \dots \dots \dots (III.43)$$

$$e'_0 + r'_0 = 1 \quad \text{et} \quad \Sigma Y'_{0,i} = \Sigma K_i \cdot X'_{0,i} = 1 \dots \dots \dots (III.44)$$

Où :

$X'_{L,i}$: concentration molaire du constituant << i >> dans la charge

$X'_{0,i}$: concentration du constituant << i >> dans la phase liquide

$Y'_{0,i} = K_i \cdot X'_{0,i}$ concentration de la phase vapeur

Les équations (III.43) et (III.44) peuvent être utilisées également pour déterminer la température de la charge si la pression et e'_0 sont connus.

Si le taux de vaporisation est relativement petit, pour calculer e' il est très commode d'utiliser la formule suivante :

$$\Sigma Y'_{0,i} = (X'_{L,i} / (e'_0 + ((1 - e'_0) / K_i))) = 1 \dots (III.45)$$

$$\Sigma X'_{0,i} = \frac{\Sigma Y'_{0,i}}{K_i} = 1 \dots (III.46)$$

Remarque:

- Si $e'_0 = 0$, la charge se trouve à la température de bulle et ($g_0 = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase liquide pour déterminer cette température.

- Si $e'_0 = 1$, la charge se trouve à la température de rosée et ($G_0 = L$), on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur pour déterminer cette température.

Pour calculer le taux de vaporisation en fonction de la température, on peut utiliser la relation approximative suivante :

$$e'_0 = \ln\left(\frac{T}{T_b}\right) / \ln\left(\frac{T_r}{T_b}\right) \dots\dots\dots (III.47)$$

Où :

T: la température considérée [°K]

T_b: la température de bulle [°K]

T_r: la température de rosé [°K]

III.4.4.3 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.

III.4.4.4 Fonctionnement à reflux minimal:

C'est un autre cas limite de fonctionnement de la colonne correspondant à un nombre infini de plateaux théoriques; pour calculer le reflux minimal on a proposé plusieurs formules parmi-elles celle d'UNDERWOOD:

$$(r_f)_{min} = \Psi \sum (Y_{Di} / \alpha_{Li} \Psi) \dots\dots\dots (III.48)$$

$$(r_b)_{min} = \sum \Psi (\alpha_{Li} \cdot \frac{X'_{Ri}}{\alpha_{Li}} - \Psi) \dots\dots\dots (III.49)$$

Où :

α_{Li}: Coefficient de volatilité du constituant 'i' quelconque par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d'entrée de la charge

Ψ: Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives

r_b , r_f : reflux chaud, reflux froid

La relation entre $(r_f)_{min}$ et $(r_b)_{min}$ est donnée par la formule suivante :

$$(r_b)_{min} = \left[\left(\frac{D(r_f)_{min}}{L} \right) + (1 - e'_0) - \left(\frac{R}{L} \right) \right] / \left(\frac{R}{L} \right) \dots \dots \dots (III.50)$$

III.4.4.5 Taux de reflux optimal (opérateur) :

A partir d'une alimentation il est possible de réaliser une séparation spécifique en choisissant un taux de reflux opératoire en tête de colonne.

Pour calculer la valeur optimale de (r_e) surtout pour la rectification des mélanges complexes actuellement on ne dispose pas des méthodes théoriques simples et sûres. C'est pour cette raison que les données pratiques obtenues pendant l'observation du fonctionnement des colonnes industrielles sont largement utilisées.

Pour les calculs approximatifs on peut utiliser la formule proposée par **GILLILAND**.

$$\frac{[(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}]}{[(r_f)_{opt} + 1]} = 0,1 \text{ à } 0,33 \dots \dots \dots (III.51)$$

Donc on aura:

$$(r_f)_{opt} = 1,3.(r_f)_{min} + 0,30 \dots \dots \dots (III.52)$$

III.5 Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour déterminer :

- + La quantité de chaleur à apporter au rebouilleur
- + La quantité de chaleur à retirer du condenseur

Ainsi que pour vérifier :

- + Le débit du fluide chauffant et le débit du fluide refroidissant
- + Le débit de reflux

- + La somme de flux enthalpiques entrant doit être égale à la somme des flux enthalpiques sortants

Les flux enthalpiques entrants sont généralement :

- + La chaleur à apporter au rebouilleur
- + Le flux enthalpique des produits alimentant la distillation Les flux enthalpiques sortants sont généralement :
- + La chaleur à retirer du condenseur
- + Les flux enthalpiques des produits extraits de la distillation

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

$$L \cdot h_L + Q_{Reb} = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_{con} \dots \dots \dots (III.53)$$

$$H_L = e'_0 \cdot H_0 + (1 - e'_0) \cdot h_0 \dots \dots \dots (III.54)$$

$$Q_{Reb} = G_R \cdot (H_R - h_R) \dots \dots \dots (III.55)$$

$$Q_{Con} = (D + g_x) \cdot (H_D - h_p) \dots \dots \dots (III.56)$$

Où :

Q_{Reb}: Charge thermique du rebouilleur [Kcal /h]

Q_{Con} : Charge thermique du condenseur [Kcal/h]

H_L: Enthalpie de la charge [Kcal /Kmole]

e'₀ : Taux de vaporisation de la charge [% molaire]

H₀: Enthalpie de la phase vapeur de la charge [Kcal /Kmole]

h₀: Enthalpie de la phase liquide de la charge [Kcal /Kmole]

h_p: Enthalpie du distillat à l'état liquide [Kcal /Kmole]

H_D: Enthalpie du distillat à l'état vapeur (vapeur de tête de colonne) [Kcal /Kmole]

H_R: Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur [Kcal /Kmole]

h_r: Enthalpie du résidu à l'état liquide [Kcal /Kmole]

g_x : Débit du reflux froid [Kmole/h]

G_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) [Kmole /h]

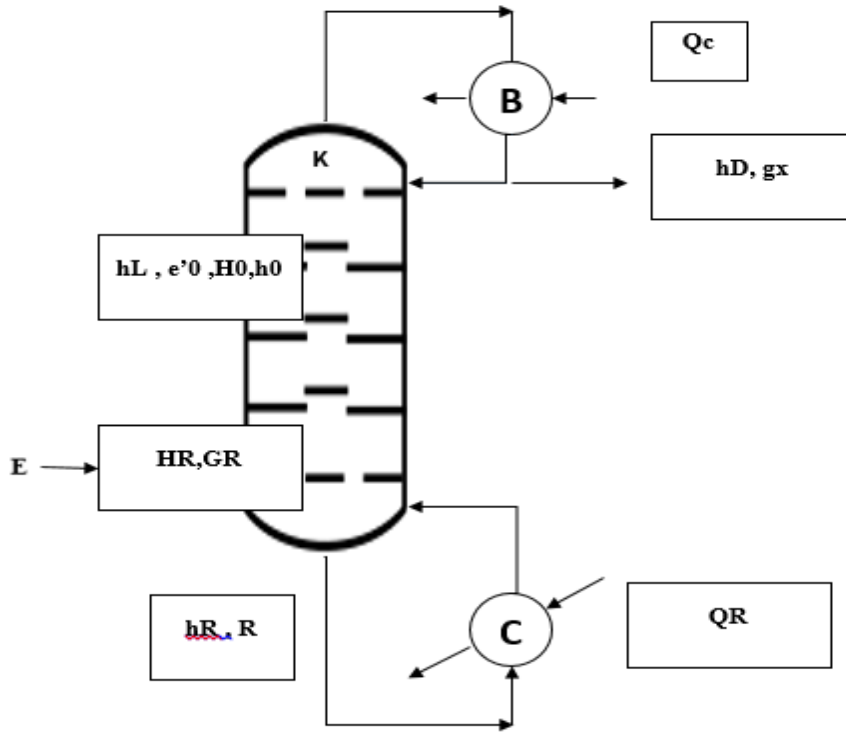


Fig III.10: Colonne de rectification-02-

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D \dots \dots \dots (III.57)$$

$$G_x = (r_b)_{opt} \cdot R \dots \dots \dots (III.58)$$

Avec :

(rb) opt: taux de rebouillage optimal défini par :

$$(r_b)_{opt} = [(D \cdot (r_f)_{opt} / L) + (1 - e'_0) - (R/L)] / (R/L) \dots \dots \dots (III.59)$$

III.6 Optimisation des paramètres de fonctionnement des colonnes de distillation

III.6.1 Objectif

Le premier objectif d'un atelier de distillation ou de traitement de gaz est l'obtention de produits qui soient commercialisables, utilisables dans les stades ultérieurs de la fabrication ou rejetables comme effluents.

Mais ce n'est pas suffisant; comme dans toute unité de production, les opérations doivent être menées au moindre coût puisque l'objectif final est la réalisation du profit maximal.

L'obtention de produits répondant aux spécifications demande d'abord une bonne connaissance des paramètres de fonctionnement de la colonne. Ceux-ci sont obtenus par des calculs de simulation.

La régulation de l'installation doit maintenir constants les paramètres de fonctionnement déterminés par les calculs ou les modifier pour conserver les spécifications des produits, quelles que soient les fluctuations des variables sur lesquelles il n'est pas possible d'agir.

Quand un produit ne répond pas aux spécifications, ou bien il n'est plus commercialisable et doit être retraité, ou bien il est à un prix inférieur s'il existe plusieurs qualités possibles. En conséquence, plusieurs colonnes fonctionnent dans des conditions telles que la spécification soit dépassée dans tous les cas. En distillation, cela signifie un fonctionnement avec un taux de reflux plus élevé que celui qui serait nécessaire pour obtenir juste la spécification; cela se traduit par une consommation d'énergie accrue. Les systèmes de régulation avancée permettent l'obtention de produits ayant une pureté très proche de la valeur spécifiée.

La recherche de gains de productivité amène souvent à conduire une installation au voisinage d'une de ses limites de fonctionnement, à savoir l'engorgement de la colonne ou la capacité ultime du rebouilleur ou du condenseur. La régulation évitera que les limites de fonctionnement ne soient franchies en modifiant à temps les paramètres de marche. La sécurité de l'installation n'est donc pas compromise, elle est même renforcée.

La zone d'épuisement a pour objectif d'appauvrir le résidu en produits légers, la zone de tête ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat, cette définition

révèle que la zone d'épuisement pourra être moins efficace que la zone de rectification si les exigences de qualité sont plus faibles pour le résidu que pour le distillat.[19]

III.6.2 Influence des divers paramètres

III.6.2.1 Colonne à distiller à soutirage fixé en tête

a. Influence du chauffage

Si le chauffage diminue, Les conséquences sont:

- l'augmentation du titre XE du résidu en produit le plus volatil;
- la réduction du titre XD du distillat en produit le plus volatil.

Bien entendu, une augmentation du chauffage aurait les effets inverses et améliorerait la séparation.

b. Influence des autres paramètres

Le **tableau III.1** donne également l'influence des paramètres sur les températures TN et TE en tête et en pied de la colonne. L'influence secondaire des variations de perte de charge sur la pression en pied de colonne a été négligée. Enfin, une dernière colonne donne la variation de perte de charge totale ΔP .

Les divers paramètres n'ont pas des actions identiques en intensité :

- La température de l'alimentation n'a généralement qu'une influence secondaire, sauf si le débit **I** est très supérieur au débit de vapeur émis par le rebouilleur.
- Les variations des débits d'alimentation et de soutirage ont une faible influence sur la perte de charge.

Tableau III.1: Colonne à débit de distillat fixé

Influence d'une diminution de :	XD	XE	TN	TE	ΔP
1- chauffage (pression de vapeur ou débit de chaleur):	↘	↗	↗	↘	↘
2- pression dans le condenseur	↗	↘	↘	↘	↗
3- débit d'alimentation	↘	↘	↗	↗	↘
4- titre de l'alimentation en produit volatil	↘	↘	↗	↗	→
5- température de l'alimentation	↘	↗	↗	↘	↘
6- refroidissement (diminution du débit ou augmentation de la température du fluide réfrigérant)	→	→	→	→	colonne → condens- eur ↗
7- débit de distillat	↗	↗	↘	↘	Faible ↗ En gén

(1 à 6) : Débit de distillat fixé

TN et TE : les températures en tête et en pied de colonne.

XE: titre du résidu en produit le plus volatil;

XD: titre du distillat en produit le plus volatil.

III.6.2.2 Colonne à distiller à taux de reflux fixé :

a. Influence du chauffage

Une augmentation du chauffage amène l'accroissement simultané du débit de distillat et du reflux. Chauffage et soutirage en tête de colonne sont liés et le débit de distillat n'est plus une

variable indépendante. La réduction du chauffage amène une réduction du débit de distillat et les résultats sont voisins de ceux donnés dans le tableau 3.1 (ligne 7), mais non identiques.

b. Influence des autres paramètres

L'étude de l'influence des autres paramètres conduit aux résultats figurant dans le tableau III.2.

Tableau III.2: Colonne à taux de reflux fixé

Influence d'une diminution de :	XD	XE	TN	TE	ΔP	D
1- chauffage (pression de vapeur ou débit de chaleur):	→	→	→	↘	↘	↘
2- pression dans le condenseur	↘	↘	↘	↘	→	→
3- débit d'alimentation	↘	↘	→	→	↘	→
4- titre de l'alimentation en produit volatil	↘	↘	→	→	→	→
5- température de l'alimentation	→	En gén ↘	↘	En gén →	↘	↘
6- refroidissement (diminution du débit ou augmentation de la température du fluide réfrigérant)	→	→	↘	↘	colonne → condens- eur →	→
7- taux de reflux	↘	↘	→	→	→	→

(1 à 6) : taux de reflux .

On note que les conséquences des variations des paramètres des lignes 3 et 4 (alimentation) sont identiques pour les deux tableaux, mais que toutes les autres sont différentes.

La différence la plus importante concerne le chauffage qui fait varier XD et XE dans le même sens à taux de reflux fixé et en sens inverse quand le débit de distillat est fixé.

Les lignes 7 des deux tableaux sont équivalentes : réduire le soutirage en tête de colonne sans rien changer d'autre revient à augmenter le taux de reflux; il est donc normal que la réduction du taux de reflux provoque l'effet inverse de celui d'une réduction du débit de distillat.

III.7 La simulation d'un procédé

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé).

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile à avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives.

Dès que le modèle mathématique répond aux ajustements de changement des paramètres comme un procédé réel, la simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans danger pour la compréhension du comportement du procédé réel et sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement.

Les simulateurs disponibles pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels sont : ASPEN PLUS, ChemCAD-III, HYSIM, PRO-II et HYSYS.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devrait effectuer sont :

- la résolution des bilans de matière et d'énergie.
- l'optimisation du procédé.
- le dimensionnement des équipements.
- l'évaluation économique du procédé.

III.7.1 Choix du modèle thermodynamique

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

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de conditions de pression et de température recommandés en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques.

L'équation de Peng - Robinson est recommandée pour le système étudié.

III.7.2 Description du logiciel HYSYS

Le logiciel HYSYS est l'un des logiciels de simulation des procédés de génie chimique. Il a été développé par la société canadienne HYPROTECH.

Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et tri - phasiques simples, de la compression à la distillation et la transformation chimique.

Une importante base des données sur les corps purs est incorporée avec le logiciel HYSYS. Ces corps sont regroupés en plusieurs familles :

- Hydrocarbures: paraffines normales et iso paraffines, oléfines, naphènes, aromatiques...
- Hydrocarbures oxygénés, azotés et sulfurés (amine, alcools, aldehydes, nitriles, mercaptans...
- Halogènes.
- Solides (soufre)
- Divers (O₂, N₂, CO₂, H₂O, HCL...)
- Corps hypothétiques (purs, complexes, solides)

HYSYS demande pour définir ces corps de remplir un tableau de valeurs à utiliser lors des calculs.

En outre, et pour caractériser les mélanges d'hydrocarbures complexes, il est possible d'utiliser les résultats d'analyses normalisées telles que TBP, ASTM, SpGr, Kuop...etc.

HYSYS utilise par la suite ces données pour générer un nombre fini (choisi par l'utilisateur) de pseudo corps repérés par leurs points d'ébullition normaux afin de représenter ces mélanges.

Cette option permet aussi d'utiliser les propriétés physiques déjà stockées dans la base de données de HYSYS

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

- 1- Modèles spéciaux pour les amines.

- 2- Modèles spéciaux pour la vapeur d'eau (ASTM stream, NBS stream).
- 3- Modèles utilisant la pression de vapeur (équation d'Antoine, NK10 et table Esso).
- 4- Modèles semi empiriques (Chao-Seader CS, Grayson-Streed GS).
- 5- Modèles hybrides: pour les systèmes à forte polarité, forte déviation par rapport à l'idéalité, azéotropes.
- 6- Modèles basés sur les équations d'état: tels que Peng Robinson (PR), Soave-Redlick-Kwong (SRK) souvent utilisés pour les hydrocarbures. [20]

Chapitre IV

PARTIE

EXPIEMENTAL

IV.1 Problématique

Les paramètres de fonctionnement de la colonne débutaniseur sont actuellement ajustés par les personnels exploitants pour arriver aux spécifications exigées, mais les quantités de GPL et condensat restent toujours inférieures à celle de Design.

Nous souhaitons, à travers ce travail, retrouver les bons paramètres de fonctionnement de la colonne de fractionnement (P10-CC-21-101) qui nous permettent de maximiser la récupération des produits tout en respectant les spécifications suivantes :

- Pour le distillat (GPL):

Teneur max de C2⁻ = 3%

Teneur max de C5⁺ = 0.4%

- Pour le résidu (Condensat): Tension de Vapeur Reid

Cas d'hiver: TVR < 10 psia.

Dans le cadre de notre travail, nous avons commencé par la réalisation d'une étude de simulation par Hysys pour vérifier le cas design.

La deuxième étape consiste à faire une simulation avec la charge et les conditions actuelles de fonctionnement et comparer les résultats de la simulation à la production réelle.

La dernière étape de notre travail consiste à faire une étude d'optimisation au cas actuel pour rechercher les conditions optimales afin de minimiser la consommation en énergie et avoir une meilleure récupération des produits selon les spécifications exigées.

IV.2 Choix du modèle thermodynamique

Le choix d'un modèle thermodynamique est délicat car il doit aboutir à une méthode relativement validée dans les conditions du procédé (conditions opératoires, nature des fluides étudiés...).

Noter que les modèles thermodynamiques les plus utilisés dans le domaine de traitement du gaz naturel sont Soave Redlich Kwong (SRK) et l'équation de Peng Robinson (PR).

Le tableau suivant montre le domaine d'application des deux équations d'état.

Tableau IV.1: Le domaine d'application de PR et SRK [6].

Méthode	Température (°C)	P (bar)
Peng-Robinson	>-271	< 1000
SRK	> -143	< 350

Donc pour le présent travail on va choisir le modèles Peng-Robinson parce que le domaine d'application de ces équations d'état (en terme de pression et de température), est compatible avec le cas de l'usine CPF Gassi Touil (pression entrée trains P= 70 bars, température T = 55 °C).

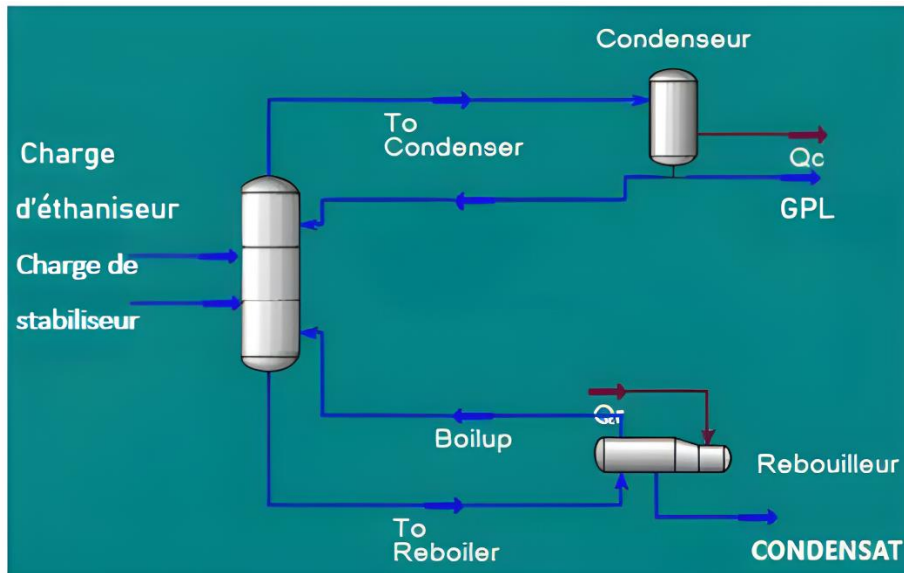


Fig IV.1 Les schémas PFD du procédé

IV.3 Vérification du cas design

Dans le cadre de notre travail; nous avons commencé par la mise en application de la simulation **HYSYS** pour vérifier le cas design et la validité du modèle thermodynamique choisi.

› Caractéristiques et composition de l'alimentation du Débutaniseur (cas design):

Tab-IV.2: Caractéristiques de l'alimentation de débutaniseur (cas design)

Nom de la charge	1ère charge from G11 Déethaniseur	2ème charge from P10 Stabiliseur
Température °C	91	189.4
Pression bar-g	16.9	16.8
Débit Kg mol/h	1026	575

TabIV.3:Composition des charges d'alimentation (cas design)

Constituants	Fraction molaires	Fraction molaires
	1 ère Charge de Déethaniseur	2 ème charge de Stabiliseur
Nitrogène	0.0000	0
CO2	0.0000	0
Méthane	0.0000	0.0001
Ethane	0.0238	0.0049
Propane	0.5168	0.0849
i-butane	0.1165	0.04
n-butane	0.1590	0.0716
i-pentane	0.0647	0.0575
n-pentane	0.0435	0.0484
n-hexane	0.0460	0.1076
n-heptane	0.0225	0.1949
n-octane	0.0045	0.077
n-nonane	0.0013	0.0491
n-décane	0.0005	0.0407
n-C11	0.0011	0.2231
H2O	0.0000	0
Total	1	1

En faisant appel à l'équation d'état Peng-Robinson les caractéristiques des produits obtenus et les paramètres de fonctionnement du débutaniseur sont repris dans les tableaux suivants :

Tab IV.4: Composition des produits sortie débutaniseur

constituants	Produit GPL			Produit condensat		
	Design	Design simulé	Ecart (%)	Design	Design simulé	Ecart (%)
nitrogène	0	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	0	0	0
Méthane	0	6.08 E-05	6.08 E-05	0	5.00 E-15	5.00 E-15
Ethane	0.0286	2.88 E-02	1.84 E-04	0	6.01 E -10	6.01 E -10
Propane	0.6095	0.61194182	0.00244182	0.0001	4.73 E-06	9.53 E-05
i-Butane	0.1493	0.15028923	0.00098923	0.0011	4.91 E-04	6.09 E-04
n-Butane	0.2089	0.20877133	0.00012867	0.0089	1.03 E-02	1.43 E-03
i-Pentane	0.0031	1.42 E-04	2.96 E-03	0.1481	0.15163003	0.00353003
n-Pentane	0.0004	1.09 E-05	3.89 E-04	0.1108	0.11062267	0.00017733
n-Hexane	0	5.95 E-10	5.95 E-10	0.1675	0.16654156	0.00095844
n-Heptane	0	2.59 E-14	2.59 E-14	0.2076	0.20639673	0.00120327
n-Octane	0	5.62 E-19	5.62 E-19	0.0751	7.47 E-02	4.33 E-04
n-Nonane	0	2.49 E- 23	2.49 E- 23	0.0454	4.52 E-02	2.46 E-04
n-Decane	0	1.8 E-27	1.8 E-27	0.0367	3.65 E-02	1.76 E-04
nC11	0	7.63 E-31	7.63 E-31	0.1987	0.19764162	1.06 E-03
H2O	0	0	0	0	0	0

Tab IV.5: Comparaison des débits de condensat et GPL simulés et ceux de cas design.

Débit de GPL cas Design en AM3/h	Débit de GPL simulé par HYSYS en AM3/h	Ecart en %	Design en AM3/h	Débit de condensat simulé HYSYS en AM3/h	Ecart en %
99.8	100	0.2	104	104.3	0.3

Tab IV.6: comparaison des Températures de Condensat et GPL sortie débutaniseur simulées et celles de cas design.

Température du condensat cas design	Température du condensat simulée par HYSYS	Ecart en %	Température de GPL cas Design	Température de GPL simulée par HYSYS	Ecart en %
221.8	221	0.8	61	63	2

➤ **Interprétation des résultats**

Après la comparaison entre les résultats données par le simulateur (**HYSYS**) et les données du cas design, et en se basant sur les faibles écarts obtenus entre les deux cas, nous pouvons confirmer la fiabilité du modèle choisi: « **Peng-Robinson** ».

IV.4 Vérification du cas actuel

On procède à la vérification pour le cas actuel en faisant une comparaison entre les données du cas actuel et les résultats simulés

➤ **Caractéristiques et composition de l'alimentation cas actuel :**

Tab IV.7: Caractéristiques de l'alimentation (cas actuel)

Nom de la charge	1 ére charge from G11 Déethaniseur	2éme charge from P10 Stabiliseur
Température °C	88	175
Pression bar-g	15	15.37
Débit Kg mol/H	1108	615

Tab IV.8 : composition de l'alimentation (cas actuel)

Constituants	Fraction molaires	Fraction molaires
	1 ère Charge de Déethaniseur	2 ème charge de Stabiliseur
Nitrogène	0	0
CO2	2.13 E-05	0
Méthane	0	0
Ethane	4.77 E-04	0
Propane	0.67583233	0
i-butane	0.13163554	1.04 E03
n-butane	0.1803665	2.18 E-02
i-pentane	8.21 E-03	0.14445889
n-pentane	.45 E-03	0.11407215
n-hexane	0	0.18666351
n-heptane	0	0.11648861
n-octane	0	0.11822023
n-nonane	0	7.67 E-02
n-décane	0	5.81 E-02
n-C11	0	0.11407215
H2O	0	0
Total	1	1

➤ **Composition des produits finis (cas actuel) :**

Tab IV.9: composition des produits finis cas actuel

constituants	Produit GPL			Produit condensat		
	Fraction molaire simulé	Fraction molaire cas actuel	Ecart (%)	Fraction molaire simulé	Fraction molaire cas actuel	Ecart (%)
nitrogène	0	0.0008	0.0008	0	5.05 E-25	5.05 E-25
CO2	2.14 E-05	0	2.14 E-05	1.05 E-19	6.83 E-18	6.7290 E-18
Méthane	0	0	0	0	0	0
Ethane	4.79 E-04	0.02015	1.97 E-02	1.41 E-14	4.15 E-12	4.1403 E-12
Propane	0.67807526	0.67028	0.0078	7.59 E-07	2.26 E-06	1.5021 E-06
i-Butane	0.13241589	0.1363	3.93 E-03	2.97 E-04	4.69 E-04	0.0057
n-Butane	0.18817002	0.17174	0.0164	6.25 E-03	9.05 E-03	0.0028
i-Pentane	7.74 E-04	0.00063	1.45 E-04	0.15936038	0.15644894	0.0029
n-Pentane	6.39 E-05	0.00009	0.0000261	0.12052293	0.11899126	0.0015
n-Hexane	7.65 E-09	0	7.65 E-09	0.18534172	0.18572694	0.0003
n-Heptane	1.41 E-11	0	1.41 E-11	0.16371854	0.16405881	0.0003
n-Octane	1.66 E-13	0	1.66 E-13	0.1173831	0.11762707	0.0002
n-Nonane	7.7 E-15	0	7.7 E-15	7.62 E-02	7.63 E-02	0.0001
n-Decane	1.02 E-15	0	1.02 E-15	5.77 E-02	5.78 E-02	0.0001
nC11	5.92 E-16	0	5.92 E-16	0.1132644	0.1134998	0.0002
H2O	0	0	0	0	0	0

Tab IV.10 : Comparaison des débits de condensat et GPL simulés et ceux de cas actuel.

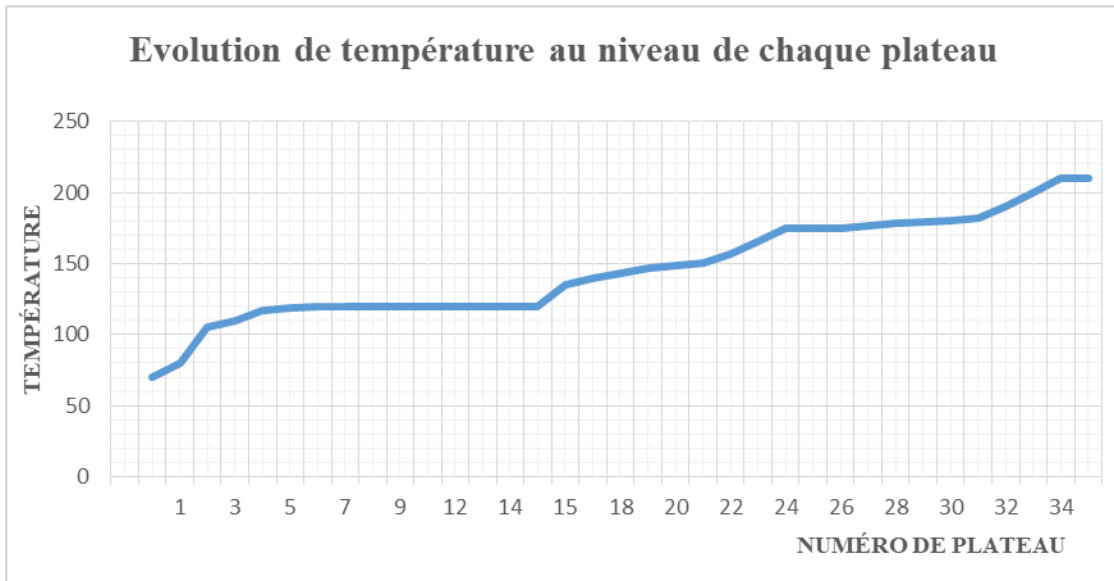
Débit de GPL cas Design en AM3/h	Débit de GPL simulé par HYSYS en AM3/h	Ecart en %	Design en AM3/h	Débit de condensat simulé HYSYS en AM3/h	Ecart en %
99.4	99.3	0.1	99.6	99.9	0.3

Tab IV.12: comparaison des Températures de Condensat et GPL sortie débutaniseur simulées et celles de cas actuel.

Température du condensat cas design	Température du condensat simulée par HYSYS	Ecart en %	Température de GPL cas Design	Température de GPL simulée par HYSYS	Ecart en %
209.9	210	0.1	45	45	0

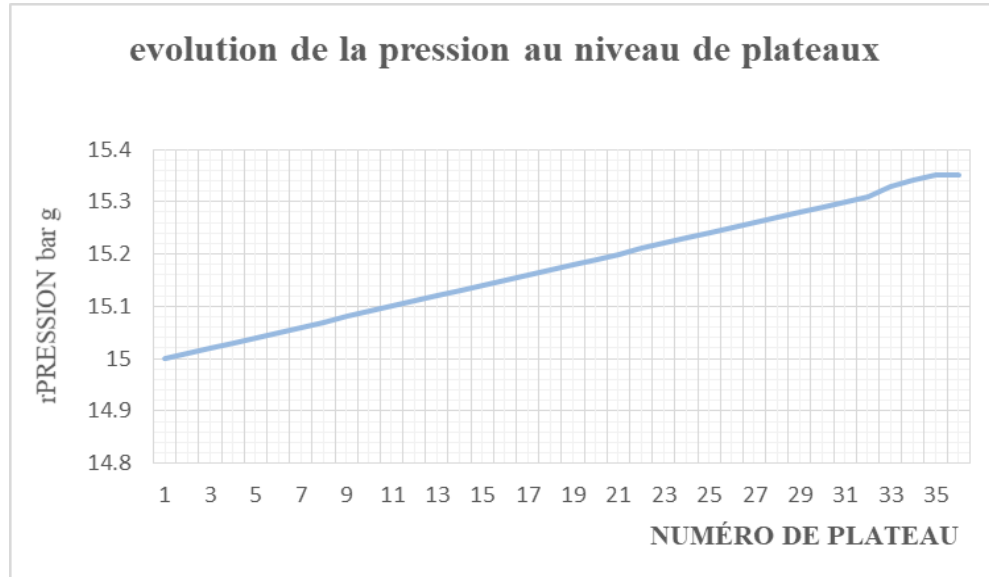
- ✓ D’après les résultats obtenus nous pouvons confirmer la fiabilité de notre modèle thermodynamique choisis
- ✓
- **L'évolution de la température et la pression au niveau de chaque plateau de la colonne simulée par HYSYS:**

1-Evolution de la température :



Graph IV.1 : Température au niveau de chaque plateau dans la colonne.

2- Evolution de la pression:



Graphe IV.2: Pression au niveau de chaque plateau dans la colonne.

Interprétation des résultats :

- ✓ La température et la pression augmentent en descendant du premier plateau vers le 34^{ème} plateau ou la pression est de **15** bars au sommet et **15.37** bars au fond avec une différence de pression de **630 mbarg**.
- ✓ La température varie de **70°C** (tête) à **210 °C** (fond).
- ✓ Ces résultats correspondent à ceux du cas actuel.

IV.5 Influence des paramètres opératoires sur le procédé

IV.5.1 Influence de la température du fond sur les autres paramètres

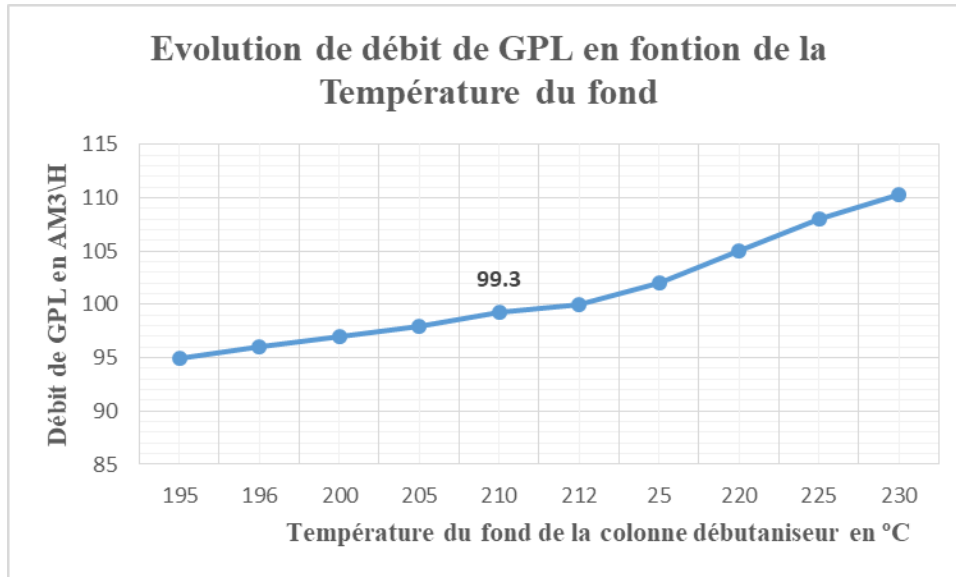
En faisant varier la température du fond de la colonne débutaniseur, on remarque les différentes influences sur le système.

Les résultats obtenus sont mentionnés sous forme graphique ci-après:

IV.5.1.1 Le GPL

a. La quantité du GPL

On fait varier la T_{fond} de la colonne **débutaniseur** et enregistrer la quantité du **GPL** produite, la courbe suivante donne la variation de cette quantité :

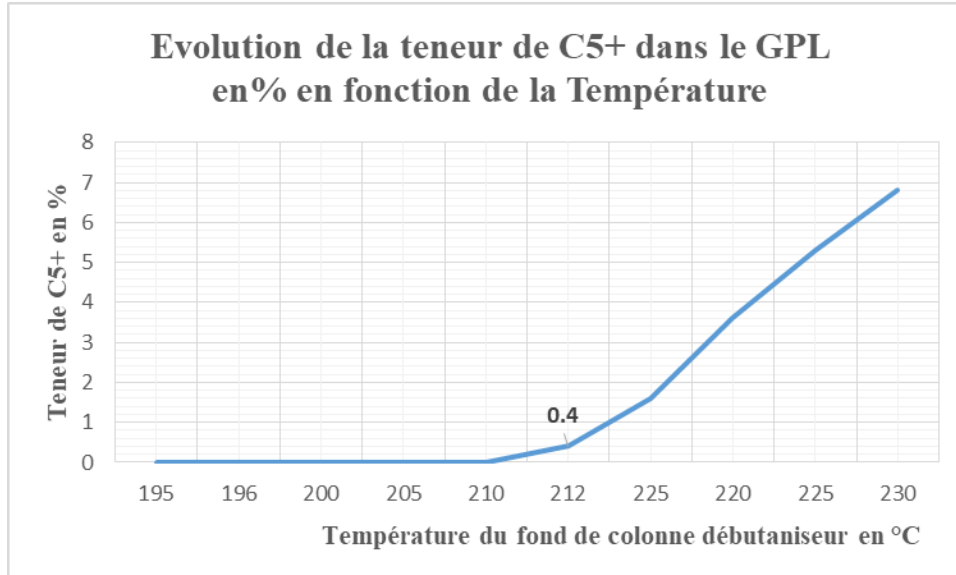


Graphe IV.3: Influence de la température du fond sur le débit GPL.

- ✓ Le débit de **GPL** augmente avec l'augmentation de la température, cette augmentation de la température du fond de la colonne facilite l'évaporation des légers (**C3** et **C4**) présents dans le condensat ; mais cette augmentation est bien définie dans des limites étudiées afin de garder les spécifications du produit commercial **GPL**, ou la présence des **C5+** dans ce dernier est exigé à **0.4%**.

b. La teneur des C5+ dans le GPL

Cette teneur est une spécification pour la commercialisation du GPL, elle doit être inférieure à **0.4 %**. On a suivi cette variation en fonction de la T_{fond} de la colonne **débutaniseur**. Les résultats obtenus sont représentés dans la courbe suivante :



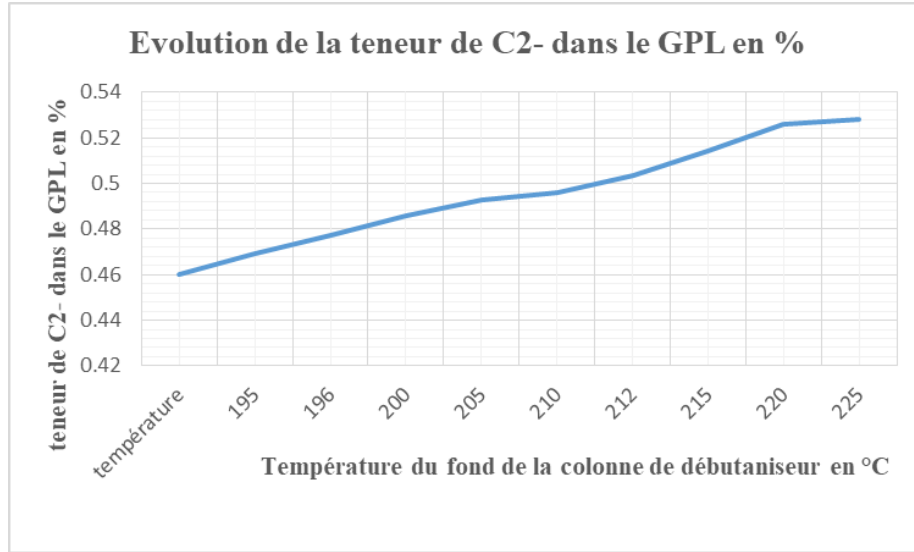
Grphe IV.4: Influence de la température du fond sur la teneur de **C5+** dans le **GPL**.

✓ D'après cette courbe on remarque que la variation de la température du fond de la colonne **Débutaniseur** influe proportionnellement sur la teneur de **C5+** dans le **GPL**; l'augmentation de cette température provoque une augmentation de la teneur du **C5+** dans le produit de tête, cette augmentation commence lorsque la T_{fond} atteint la valeur **212 °C**, Comme cette teneur ne doit pas dépasser la valeur de **0.4 %**, donc la T_{fond} maximale de cette colonne est **212 °C**.

c. La teneur en Ethane dans le GPL

La teneur de l'éthane dans le **GPL** est une autre spécification qui ne doit pas dépasser la valeur de **3%**. Pour voir l'évolution de cette teneur dans le **GPL**; produit de tête de la Chapitre IV partie calcul colonne **débutaniseur**, on fait varier la température du fond de la colonne **débutaniseur** et enregistrer la teneur de l'éthane.

Les résultats obtenus sont représentés dans le graphe suivant :



Graphe IV.5: Influence de la température du fond sur la teneur de C2- dans le GPL.

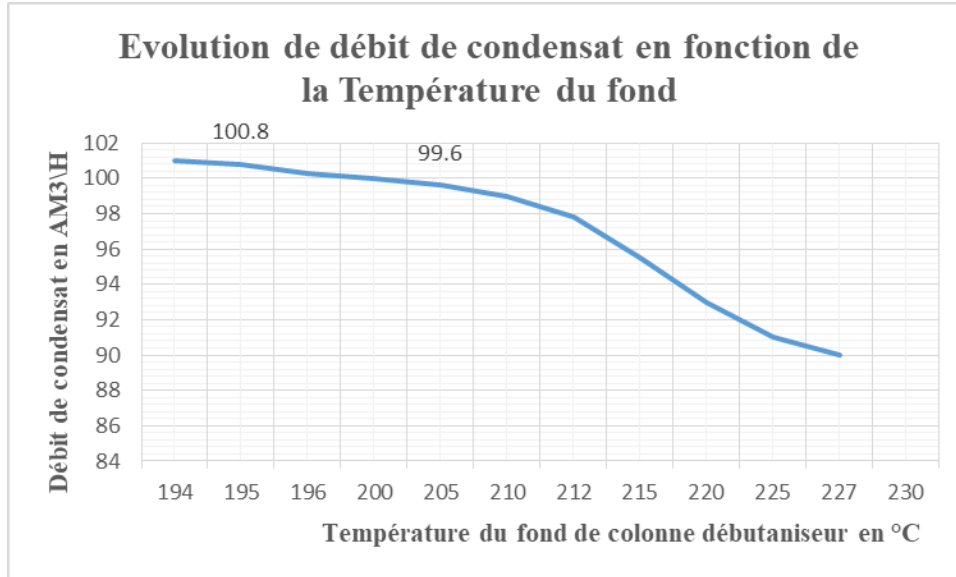
On remarque que pour la teneur de **C2-** dans le **GPL** augmente avec l'augmentation de la température du fond mais la valeur reste toujours inférieure à **3%** molaire.

Le marché exige que la teneur **C2-** dans le **GPL** soit de **3%** au maximum; assurée par la bonne séparation au niveau des colonnes « **déethaniseur** » « **stabiliseur** » qui précèdent notre colonne **débutaniseur**.

IV.5.1.2 Le condensat

a. La quantité du condensât

Pour voir l'évolution de cette quantité on fait varier la T_{fond} de la colonne **débutaniseur** et enregistrer la quantité produite, les résultats sont présentés dans la courbe suivante :



Graphe IV.6: Influence de la température du fond sur le débit du condensat.

D'après le graphe ci-dessus on remarque clairement que :

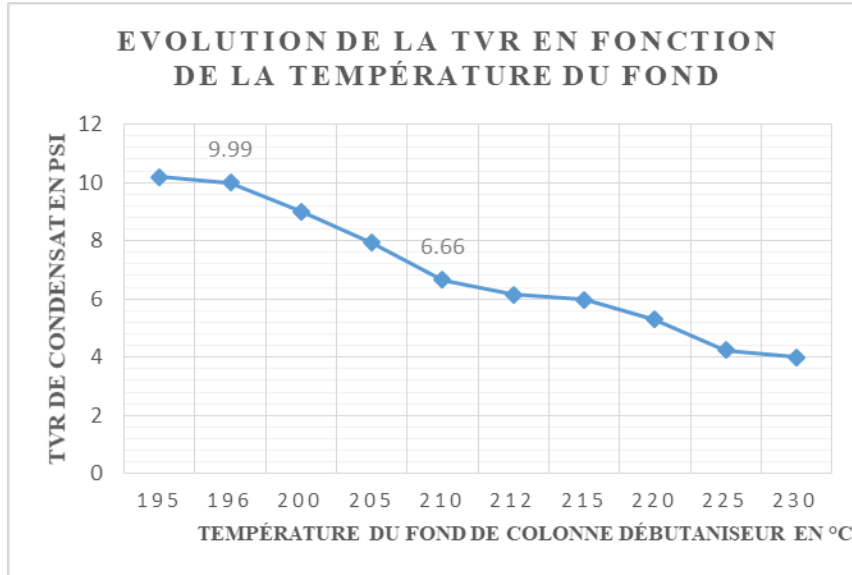
✓ La quantité du condensât augmente avec la réduction de la **Tfond** de la colonne **débutaniseur**, et tend vers une valeur maximale a **196°C**,

b. La TVR du condensât:

La TVR du condensât est une spécification, elle doit être dans une gamme pour que les composants légers n'évoluent pas comme une phase gazeuse séparée dans la canalisation pendant le transport ou dans les réservoirs de stockage.

Sa valeur doit être ≤ 10 psia pour le cas hiver, Pour voir la variation de sa valeur on fait varier la température de fond de la colonne **débutaniseur** et enregistrer la valeur.

Les résultats obtenus sont présentés dans le graphe suivant :



Graphe IV.7: Influence de la température du fond sur la TVR de condensat.

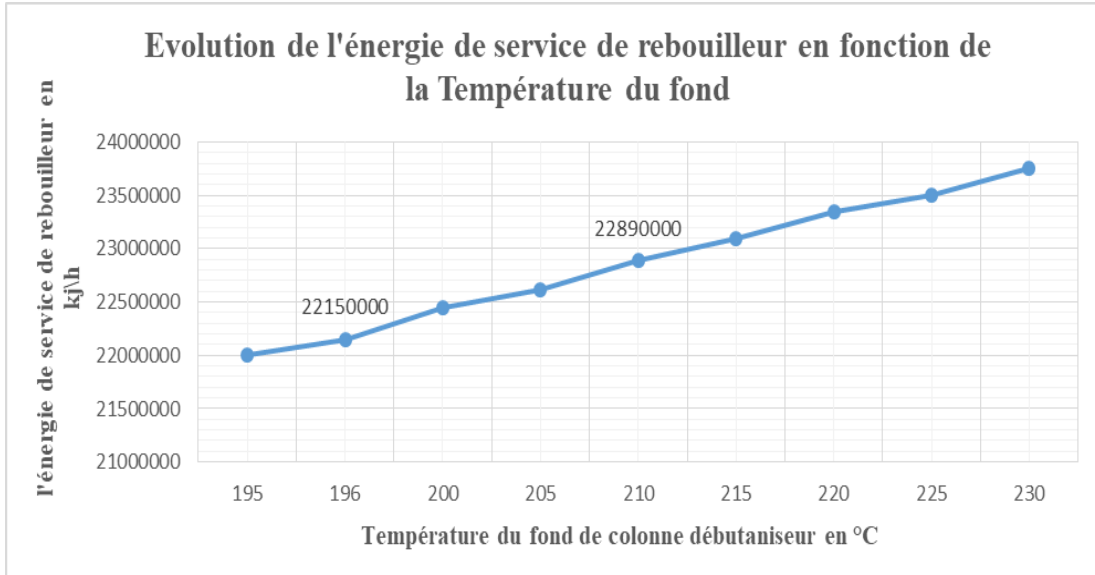
D'après cette courbe on remarque:

- ✓ La valeur de la TVR augmente avec la réduction de la température T_{fond} de la colonne **débutaniseur**.
- La T_{fond} de la colonne **débutaniseur** doit être supérieure à la valeur de **196°C** pour que la TVR ne dépasse pas la valeur **10 psia**.
- Alors, on prend la valeur de **196 °C** comme un optimum et on procède à la vérification des autres spécifications

IV.5.1.3 Les énergies

a. L'énergie de service de rebouilleur

On fait varier la température du fond et enregistrer les variations de l'énergie de service de rebouilleur. Le graphe suivant représente les variations de l'énergie de service de rebouilleur en fonction de la température du fond:



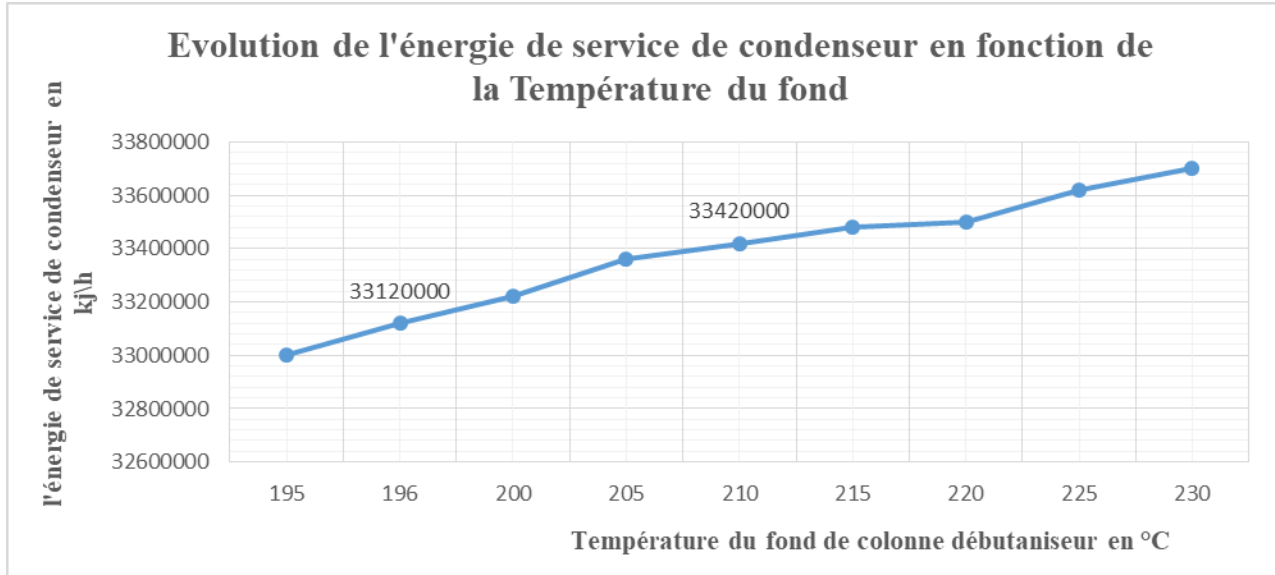
Graphe IV.8: Influence de la température du fond sur l'énergie de service de Rebouilleur.

L'augmentation de la température du fond nécessite un grand apport énergétique (fuel gaz), et en regard au bilan énergétique de la colonne, cela se répercutera sur la quantité d'énergie au niveau de rebouilleur.

- A une température de fond de 210 °C l'énergie de service est de 22890000 kJ/h
- A la température de fond de 196 C l'énergie de service est de 22150000 kJ/h Si on travaille à la température de fond de 196 °C, on gagnera une énergie de 0.74 MM kJ/h.

b. L'énergie de service de condenseur :

De la même manière on fait varier la température du fond et enregistrer les variations de l'énergie de service de condenseur. Le graphe suivant représente les variations de l'énergie de service de condenseur :



Graphe IV.9: Influence de la température du fond sur l'énergie de service de condenseur.

On remarque que l'augmentation de la température du fond nécessite un grand apport d'énergie au niveau des aéroréfrigérant (énergie électrique).

- A une température de fond de 210 °C l'énergie de service est de 33420000 kJ/h
- A la température de fond de 196 °C l'énergie de service est de 33120000 kJ/h La différence est de 0.3 MMKJ/h.
-

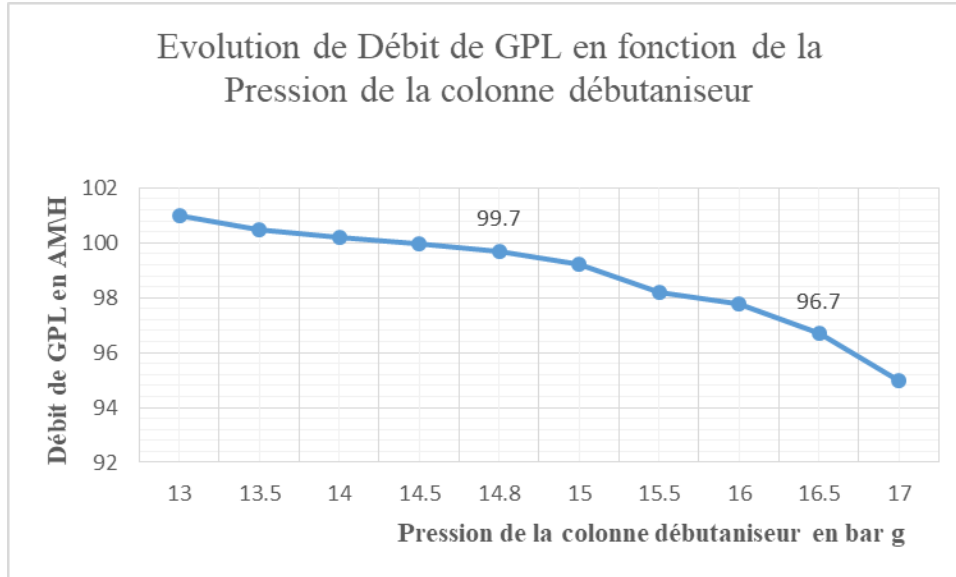
IV.5.2 Influence de la pression de la colonne sur les autres paramètres

En faisant varier la pression de la colonne débutaniseur, on remarque les différentes influences sur le système. Les résultats obtenus sont mentionnés sous forme graphique ci-après:

IV.5.2.1 Le GPL

a. La quantité de GPL :

On fait varier la pression et enregistrer les variations de la quantité de GPL, sont présentées sur le graphe suivant :

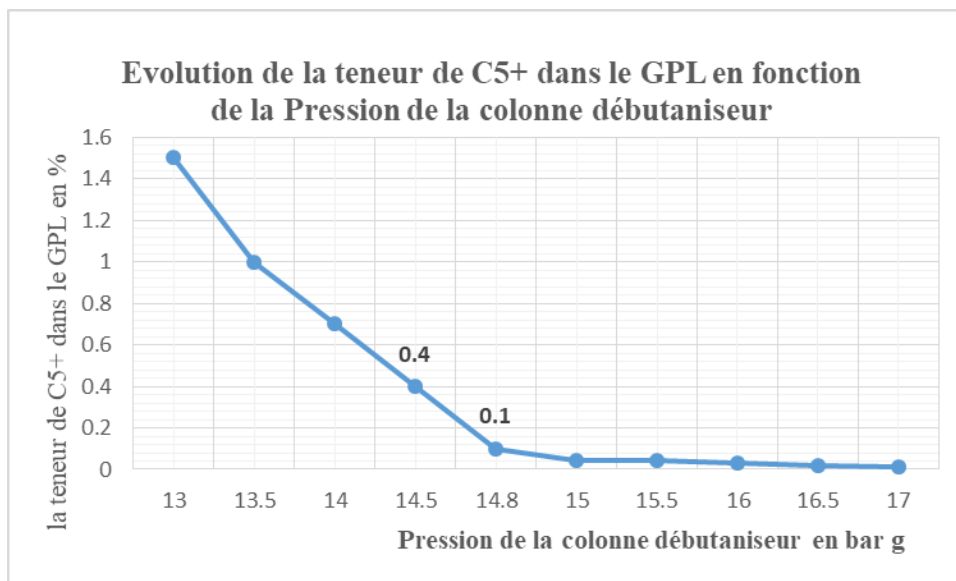


Graphe IV.10: Influence de la pression sur le débit du GPL

✓ On remarque que quand la pression de la colonne augmente le débit de GPL diminue.

✓ L'augmentation de la pression Pose un problème de séparation, ceci ne permettra pas l'entraînement voulu des C3 et C4 dans la phase vapeur, et donc de la réduction du débit du GPL à obtenir.

b. La teneur des C5+ dans le GPL



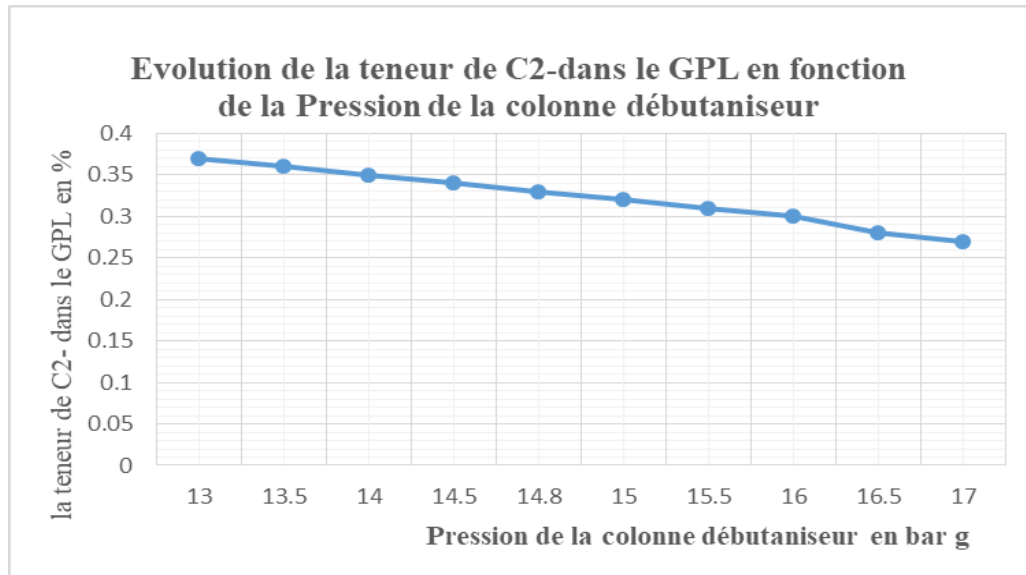
Graphe IV.11: Influence de la pression sur la teneur de C5+ dans le GPL.

✓ La diminution de la pression favorise l'évaporation de **C3** et **C4** et par conséquence l'augmentation de débit GPL, mais cette réduction de pression est limitée par la teneur de **C5+** dans le **GPL**.

✓ On remarque que la teneur de **C5+** dans le GPL augmente avec la réduction de pression et elle est maximale (**0.4%**) a **14.5 barg**.

c. La teneur des C2- dans le GPL

On fait varier la pression de la colonne et enregistrer la variation de la teneur de **C2-** dans le **GPL**. Les résultats obtenus sont représentés sur le graphe suivant :



Graphe IV.12: Influence de la pression sur la teneur de C2- dans le GPL.

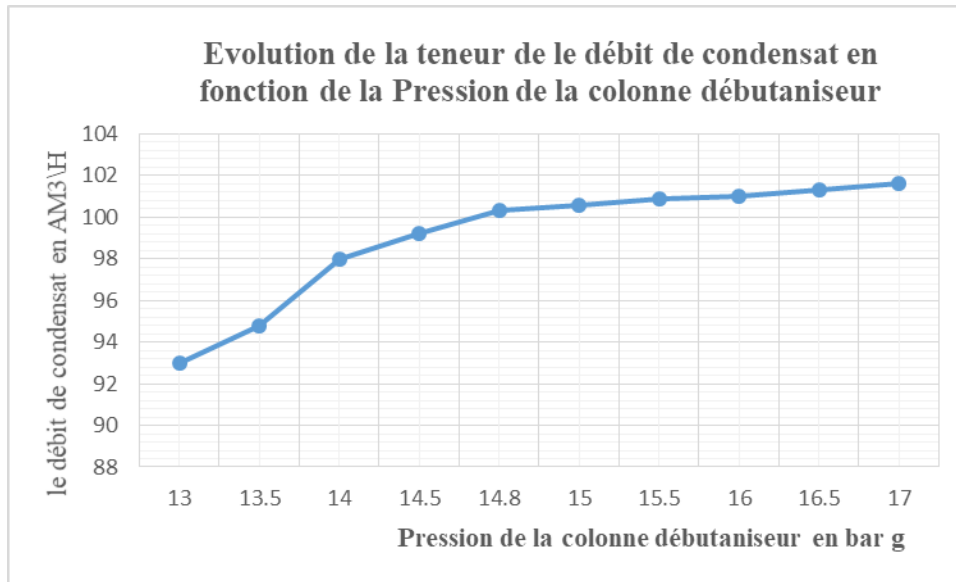
On remarque que la teneur de **C2-** dans le GPL augmente avec la diminution de la pression, mais la valeur reste toujours inférieure à **3%** mol, assurée par la bonne séparation au niveau des colonnes « **déethaniseur** » « **stabiliseur** » qui précèdent notre colonne **débutaniseur**.

IV.5.2.2 Le condensat

a. La quantité de condensat :

De la même façon on fait varier la pression de la colonne et enregistrer la variation de débit de condensat

Les variations de débit sont représentées sur la courbe suivante :



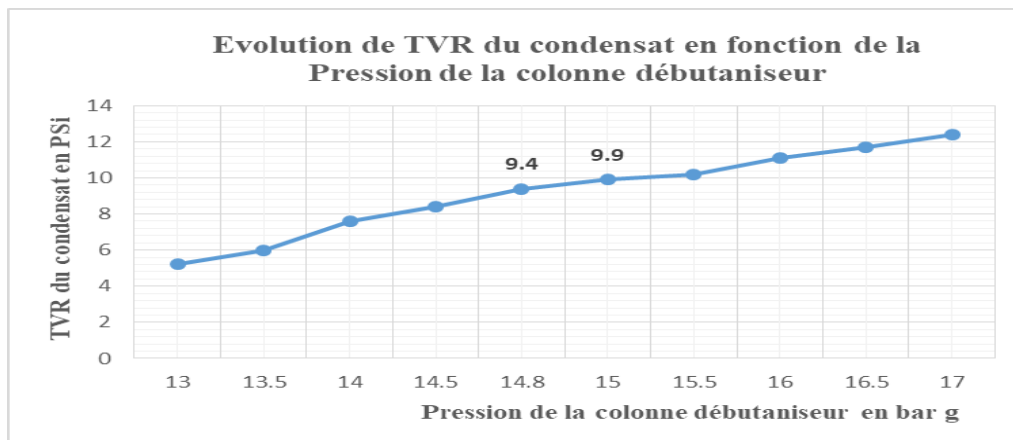
Graphe IV.13: Influence de la pression sur le débit de condensat.

On remarque que le débit de condensat augmente avec l'augmentation de la pression de la colonne **débutaniseur**.

Mais cette augmentation de pression influe négativement sur le débit de **GPL**.

b. La TVR de condensat :

On fait varier la pression de la colonne et on enregistre la variation de la **TVR** de condensat Le graphe suivant représente la variation de **TVR** en fonction de la pression:



Graphe IV.14: Influence de la pression sur la **TVR** de condensât.

✓ D'après le graphe on remarque que la **TVR** de condensat augmente avec l'augmentation de la pression et est-elle maximale à **15.0 barg**.

✓ Le maintien de la pression de la colonne à une valeur définie est un paramètre très important à respecter.

✓ L'augmentation de la pression au-delà de **15.0 barg** pose un problème de séparation, ceci ne permettra pas l'entraînement voulu des **C3** et **C4** dans la phase vapeur, et donc de la réduction du débit du **GPL** à obtenir et de même les spécifications de condensat ne sont pas respectées **TVR >10 psia**.

✓ Et c'est pourquoi, pour répondre aux spécifications des produits à obtenir, il est important d'évoluer dans la plage de pression [**14.5 à 15.0 barg**].

✓ Et pour maximiser les quantités de **GPL** et Condensat il faut ajuster la pression à une valeur de **14.8 barg**.

Conclusion générale

Le travail que nous avons effectué, au niveau du complexe de traitement du gaz GASSI TOUIL CPF, et qui entre dans le cadre du projet du mémoire de fin de formation, consiste à optimiser les paramètres de marche de la section fractionnement afin d'améliorer la qualité et la quantité des produits.

La simulation par le logiciel <<HYSYS>> nous a permis de déterminer de nouveaux paramètres de fonctionnement de la section de fractionnement que l'exploitant peut maintenant les utiliser afin d'améliorer la production.

Le travail réalisé nous a permis d'une part d'augmenter la quantité du condensât dont la qualité est conforme aux normes du marché, et d'autre part de minimiser l'énergie consommée dans cette section par rapport au cas réel.

* Ces résultats montrent que le fonctionnement de la colonne avec les paramètres optimums nous permet de récupérer jusqu'à **9.6 m³/j** du condensât et **7.2 m³ /j** du GPL toutes en respectant la valeur de la TVR inférieure à **10 psia**.

Le tableau suivant montre l'écart entre l'énergie consommée actuellement et celle consommée après optimisation.

Tableau V.1: Consommation d'énergie dans le cas actuel et le cas optimisé.

Équipement	Energie Cas réel (MM kcal/h)	Energie Cas optimisé (MM kcal/h)	Ecart en (MM kcal/h)
Rebouilleur	5.47	5.3	0.17
condenseur	8	7.92	0.8

* On peut remarquer clairement que la quantité d'énergie utilisée dans la section fractionnement dans le cas optimisé est inférieure à celle du cas réel, et on peut gagner **6 MM kcal/j**.

Enfin nous pouvons proposer la recommandation suivante pour améliorer la production:

* Pour récupérer le maximum du condensât et de **GPL**, ajuster les paramètres de marche de la colonne **debutaniseur** comme suit :0

Tableau V.2: Quantité et qualité des produits récupérés actuellement et après optimisation

Colonne	T fond (°C)	T ballon de reflux (°C)	T tête (°C)	Pression de la colonne (barg)
Débutaniseur	196	68	48	14.8

Produit	Caractéristique	Cas réel	Cas optimisé
GPL	Quantité du GPL (AM3/h)	99.4	99.7
Condensât	Quantité du condensat (AM3/h)	99.9	100.3
	La TVR (psia)	6.66	9.4

Bibliographie

- [1] Jean-Pierre Favennec (, Recherche et production du pétrole et du gaz. reserves, couts et contrats,. p103
- [2] Optimizing Winter Debutanizer Performance (openai.com)
- [3] Namous yaaqoub, Kheroudji Ayoub, Lazaar Mohammed, mémoire de fin d'étude, thème : doptimisation d'injection de gaz lift : side pocket mandrel sur les puits de stah, Soutenu le : 29/05/2017
- [4] Aissaoui Rabah, fin de formation, thème: fonctionnement de débutaniseur, 2017
- [5] Manuels opératoires de l'unité de traitement de gaz CPF (Gassi Touil).
- [6] : Mémoire fin de formation préparé par Mr BAYOUCEF Boudjema, thème : Vérification des paramètres de fonctionnement du sécheur de gaz lourd au niveau de ROURDE NOUSS année 2014
- [7] Mémoire de fin d'étude Présenté pour l'obtention du diplôme de MASTER ACADEMIQUE” by BERKAN Houda, 2015
- [8] Revue Sonatrach : Rapport annuel 2010.
- [9] Jean DURANDET, « DISTILLATION », Encyclopædia Universalis ,consulté le 8 juillet 2023.
- [10] transfert-de-matiere-j1075, archives opérations unitaires génie de la réaction chimique tiajb, techniques ingénieur, base documentaire
- [11] scribd, document474209462 Distillation, scribd
- [12] colonne à plateaux, Wikipédia, publié le 5 octobre 2021 à 20:50
- [13] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Technologie, Techniques de l'Ingénieur, J 2 622
- [14] Chemical Engineer's Resource
- [15] Procédés de séparation : techniques, sélection, dimensionnement Jimmy L. Humphrey, George E. Keller 2001

[16] Nouh I. Kaoud, article: Bases théoriques de la distillation, page 40, publié May 2020

[17] Les techniques de séparation des mélanges (théorie), www.alloprof.qc.ca

[19] Document J 2 610, Jean-Charles CICLE ; Distillation. Absorption Étude pratique, Techniques de l'Ingénieur

[20] Aspen HYSYS: Simulation Basis, Aspen technology inc., version 7.1,2009.

ANNEXE

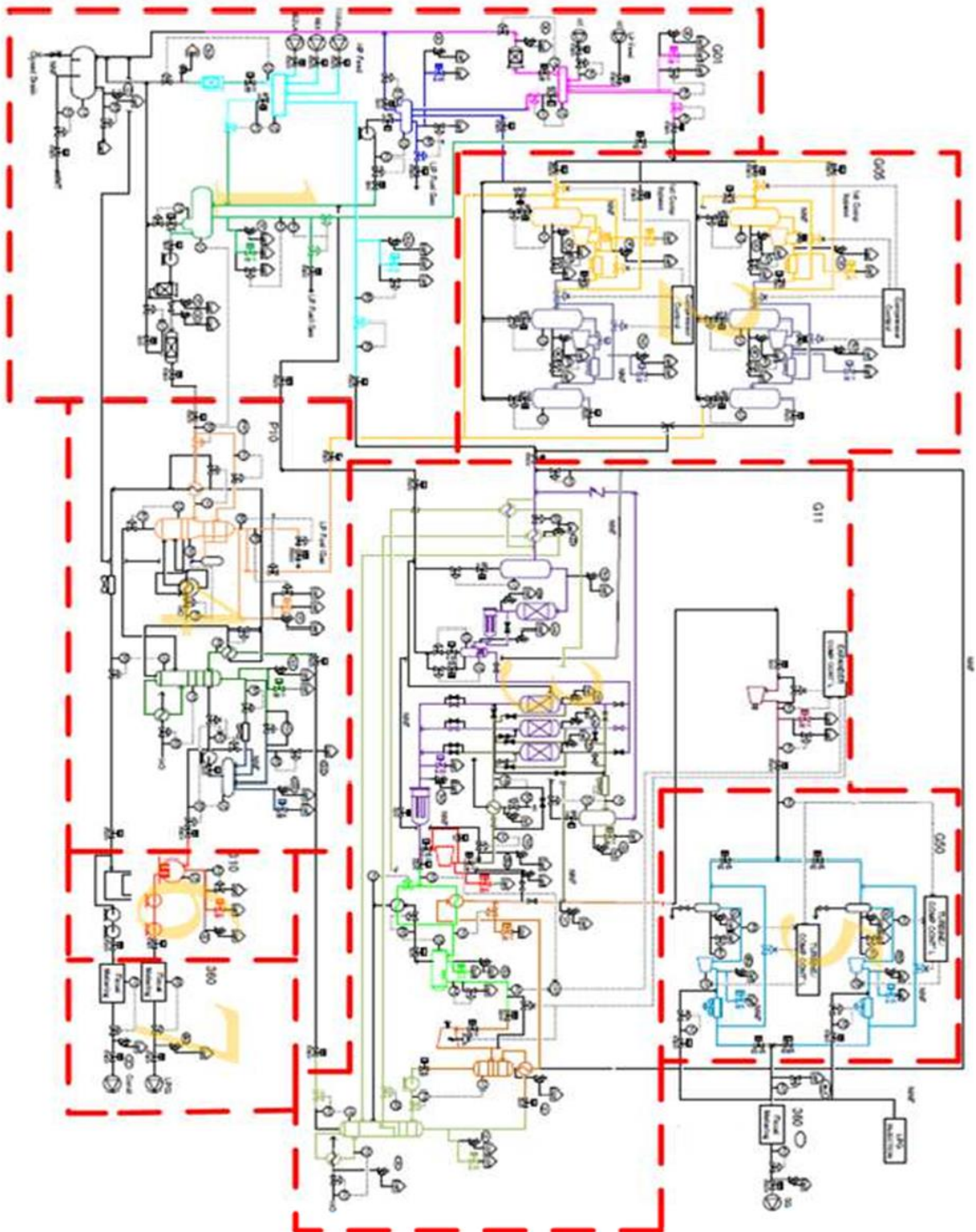


Figure I.11 : Schéma simplifié de l'unité CPF

