

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE HAMMALAKHDAR ELOUED

Faculté de la technologie

Mémoire de fin d'étude

Pour l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Spécialité: Raffinage et pétrochimique

Présenté par :Baci Abderrahmane

Thème

Optimisation des paramètres de fonctionnement des deux colonnes (dééthaniseur et débutaniseur) pour améliorer la quantité et la qualité du condensât et de GPL.

Soutenu le 26/05/2016

Devant le jury:

Mr Bougzal Abd Esalame	Président	MAA	Université d'Eloued.
Mr Guerram Abd Elmadjid	Examineur	MAA	Université d'Eloued.
Mr Atia Abd Elmalek	Encadreur	MCB	Université d'Eloued.

Année Universitaire : 2015/2016

Introduction générale

Introduction générale:

Le traitement du gaz consiste généralement à retirer certains constituants présents dans le gaz brut à la sortie du puits de production, pour le rendre compatible avec les spécifications requises pour les opérations de transport et de commercialisation.

Le champ d'Alrar est l'un des champs les plus importants en Algérie.

Le complexe d'Alrar est une usine composée de quatre trains parallèles et identiques, chaque train est doté de deux colonnes de fractionnement.

L'objectif visé à travers ce travail est de procéder à une étude d'optimisation des paramètres de ces colonnes. L'idée est survenue suite au changement notable d'un certain nombre de paramètres qui influent sur le bon fonctionnement de l'unité et le rendement des différents produits. Ces paramètres sont : la charge du gaz et sa composition.

La procédure de cette étude se déroulera comme suit :

Dans le premier chapitre, on procédera à la description détaillée de l'unité de traitement de gaz, deuxième chapitre de vérification de la simulation de paramètre du cas design.

Dans, on procédera à la simulation du cas actuel, ainsi que l'optimisation des paramètres des deux colonnes utilisant les cas actuel.

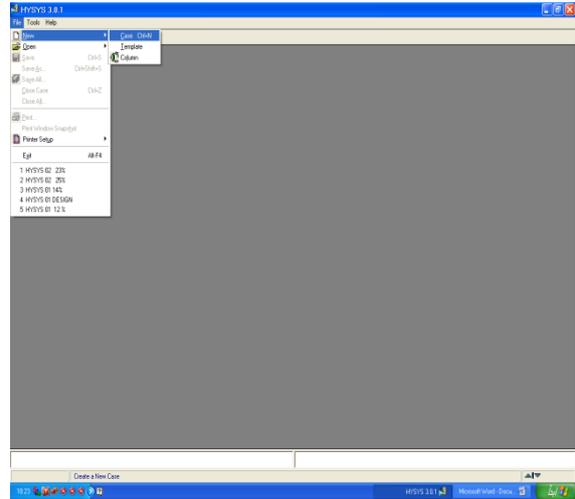
Enfin, on termine le travail par des recommandations et une conclusion générale. [1]

Annexes

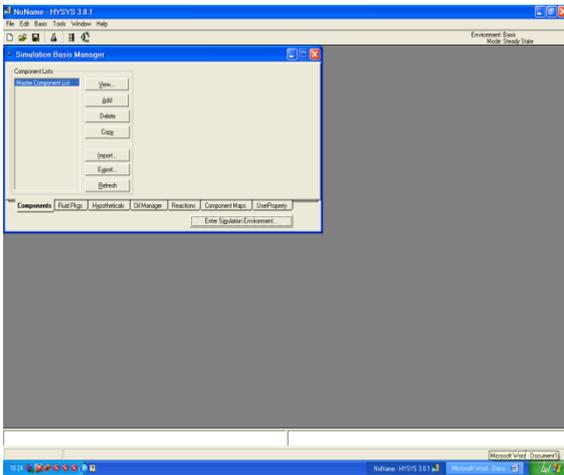
1. Les étapes d'utilisation de simulateur Hysys:



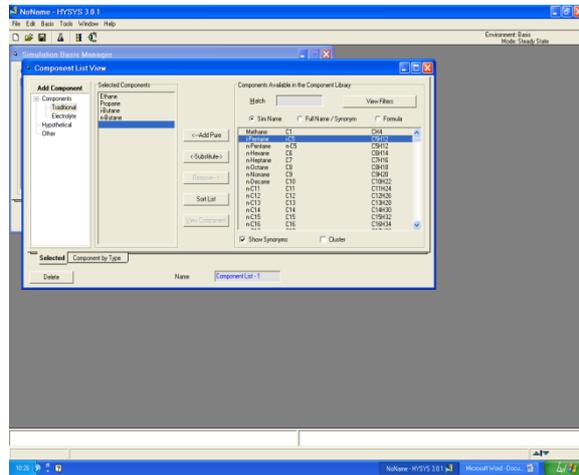
Etape: 01



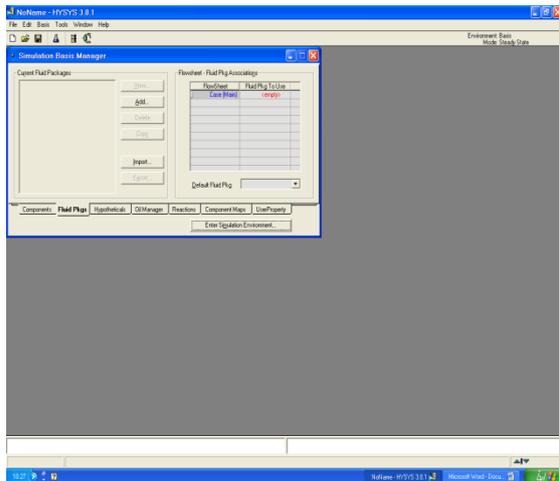
Etape: 02



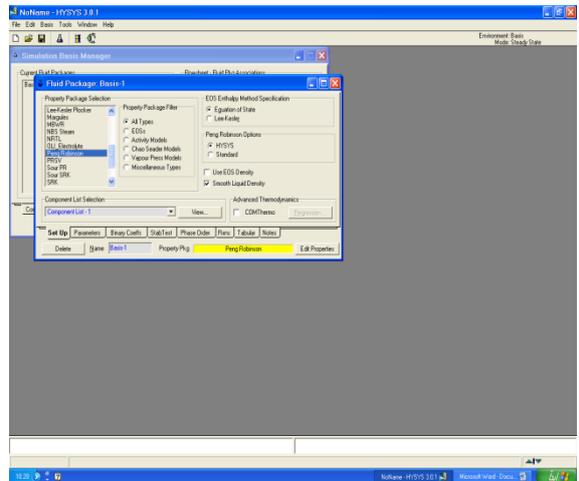
Etape: 03



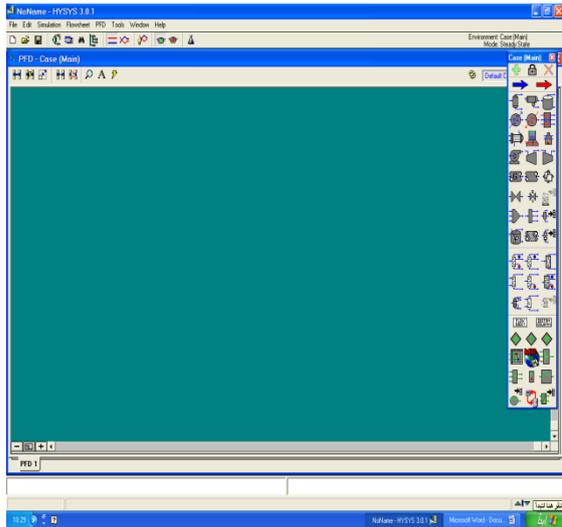
Etape: 04



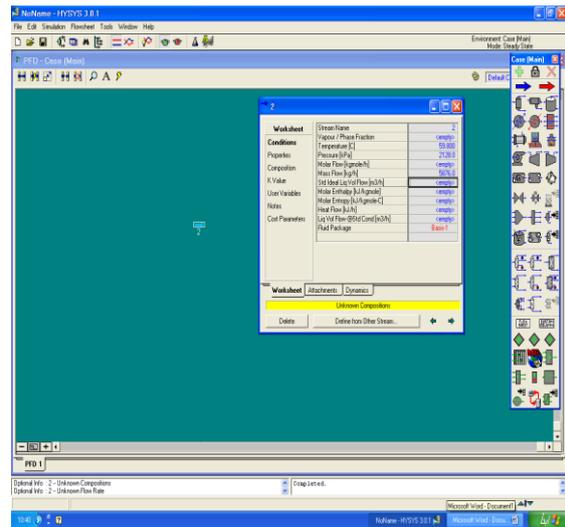
Etape: 05



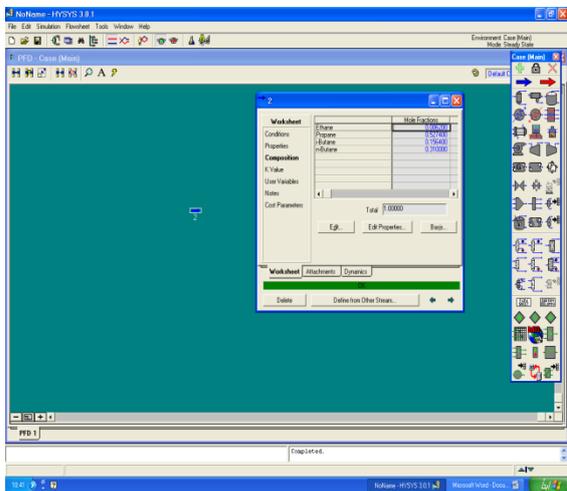
Etape: 06



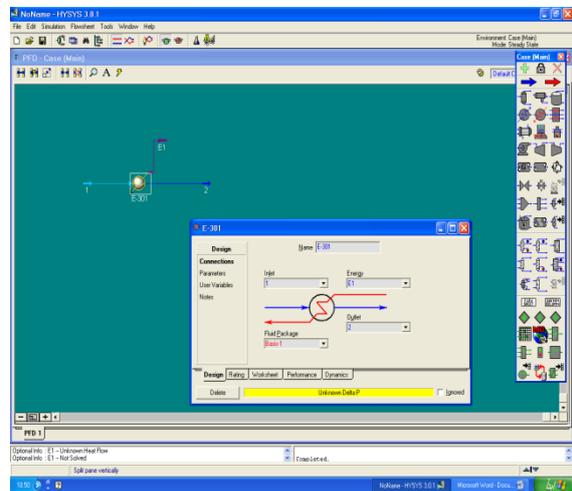
Etape: 07



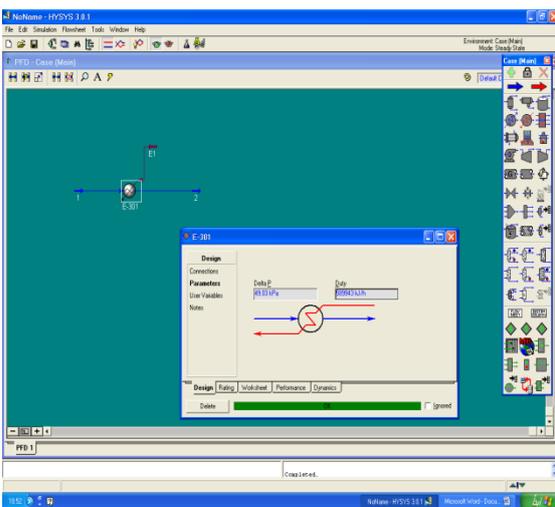
Etape: 08



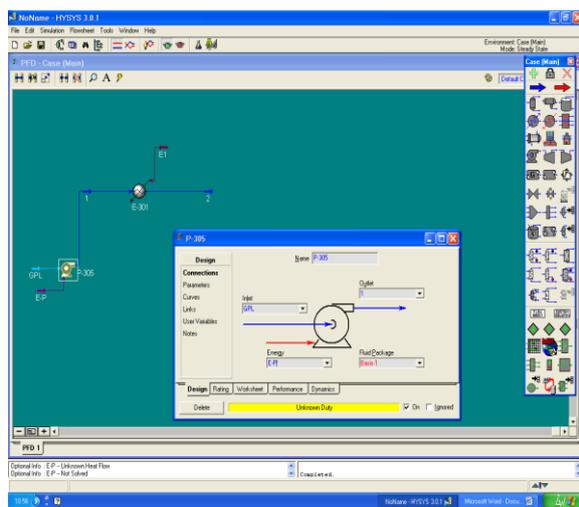
Etape: 09



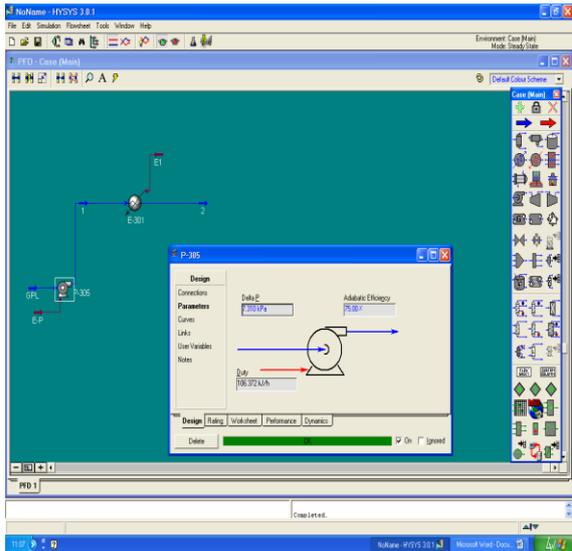
Etape: 10



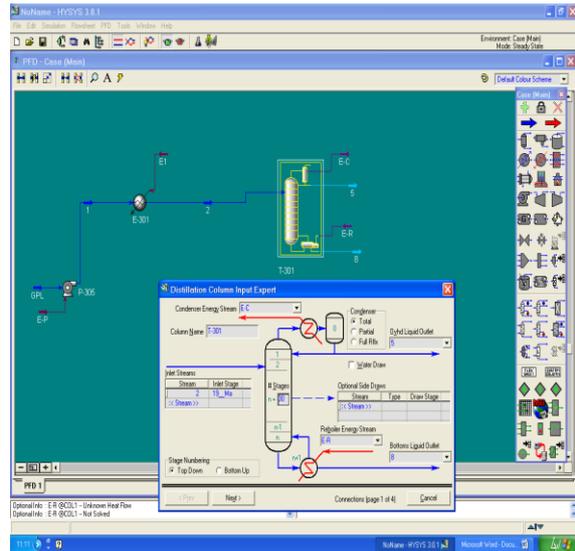
Etape: 11



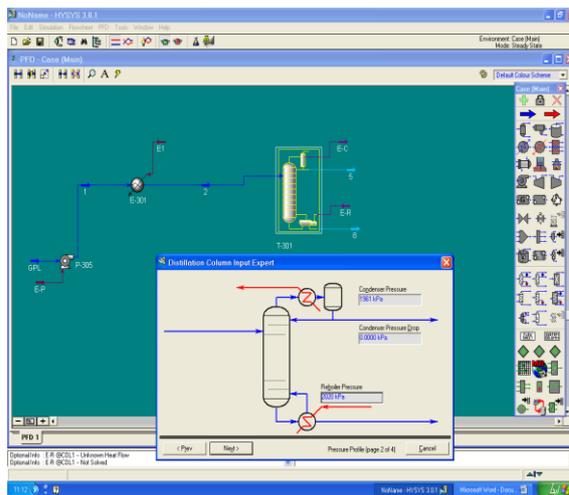
Etape: 12



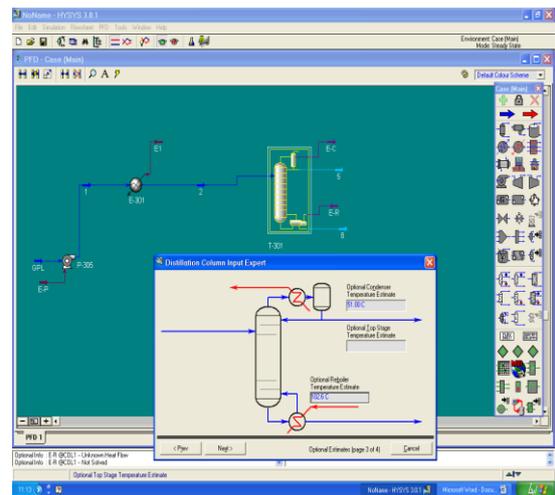
Etape: 13



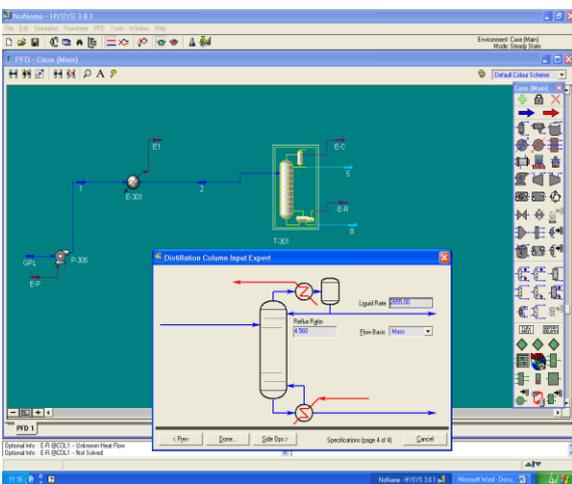
Etape: 14



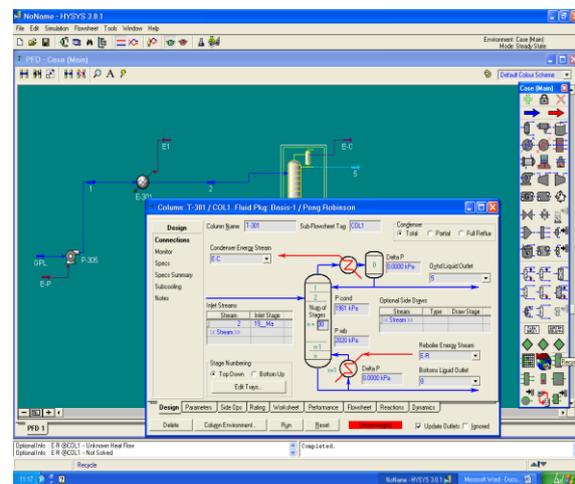
Etape: 15



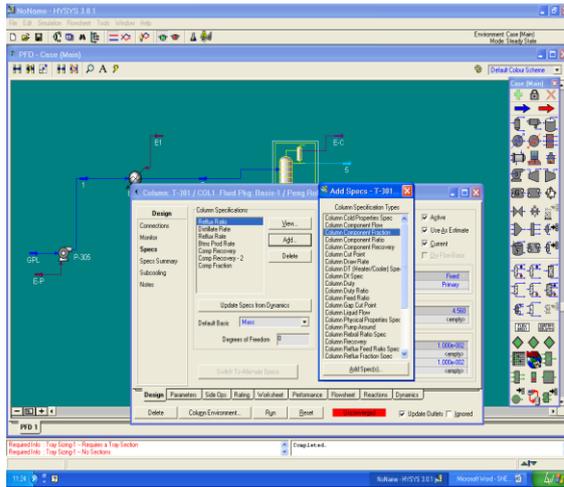
Etape: 16



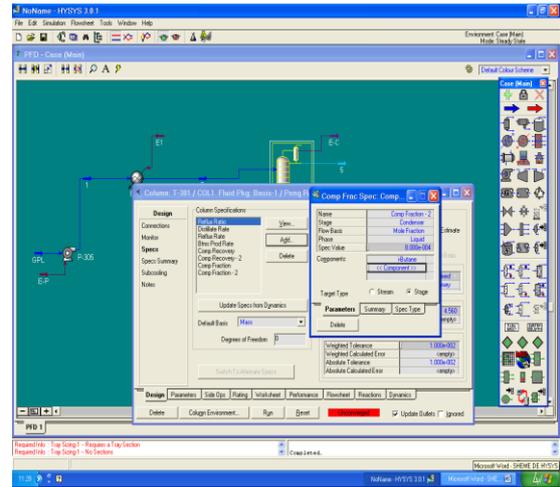
Etape: 17



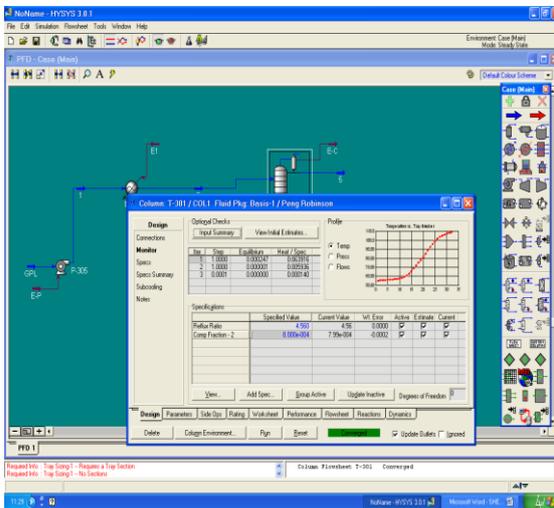
Etape: 18



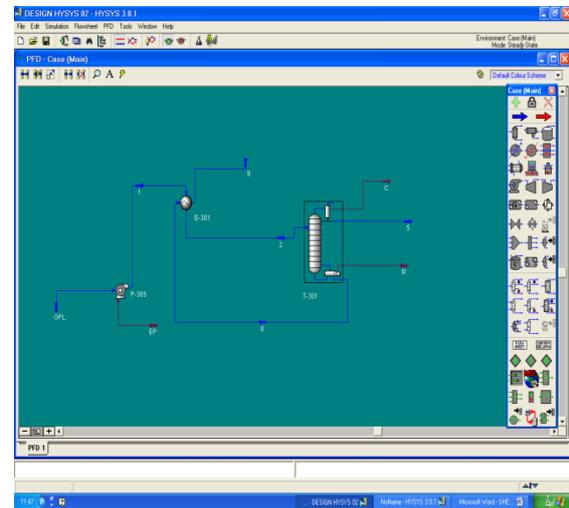
Etape: 19



Etape: 20



Etape: 21



Etape: 22

2. Les schémas:

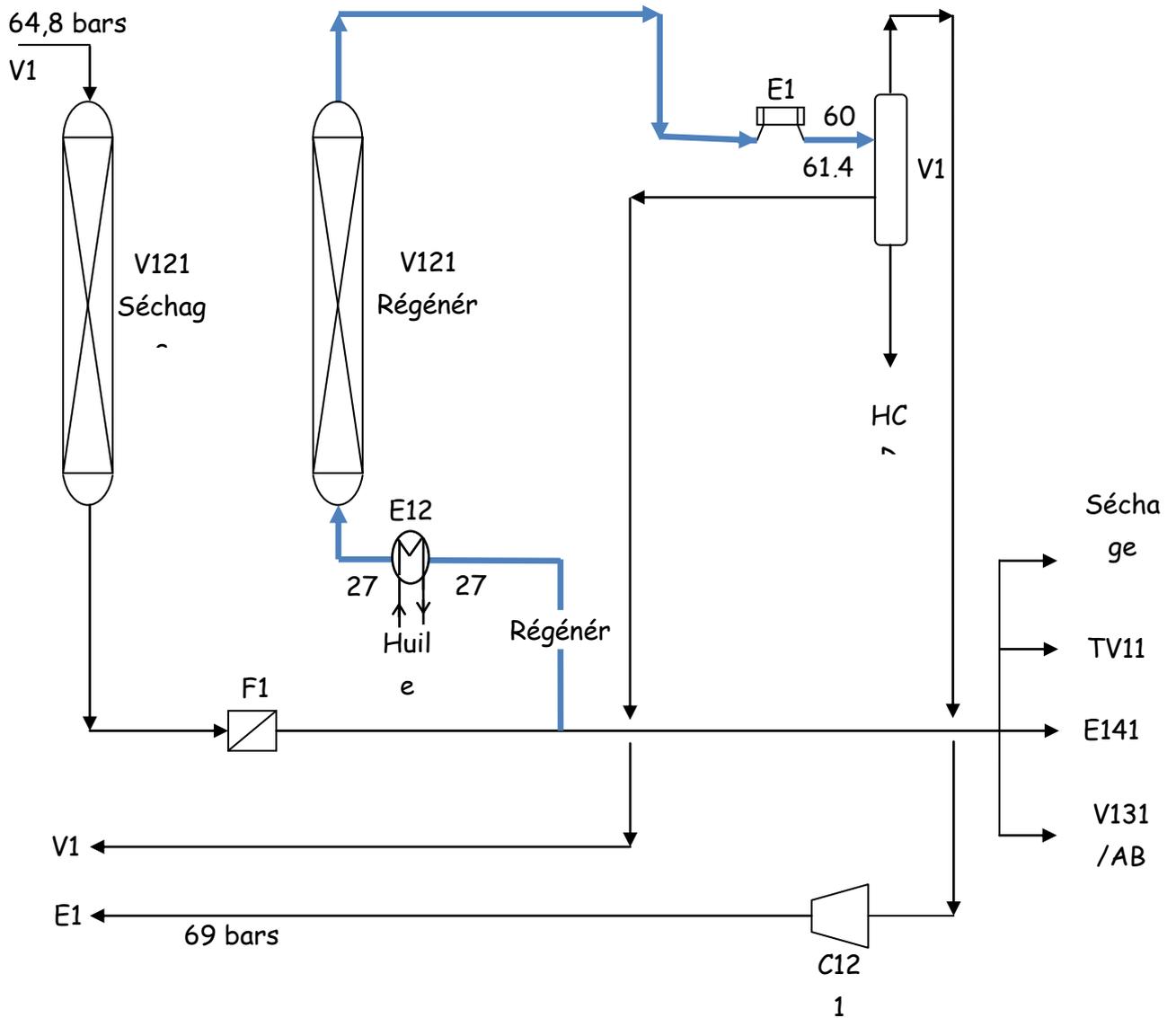


FIG2: DESHYDRATATION ET REGENERATION

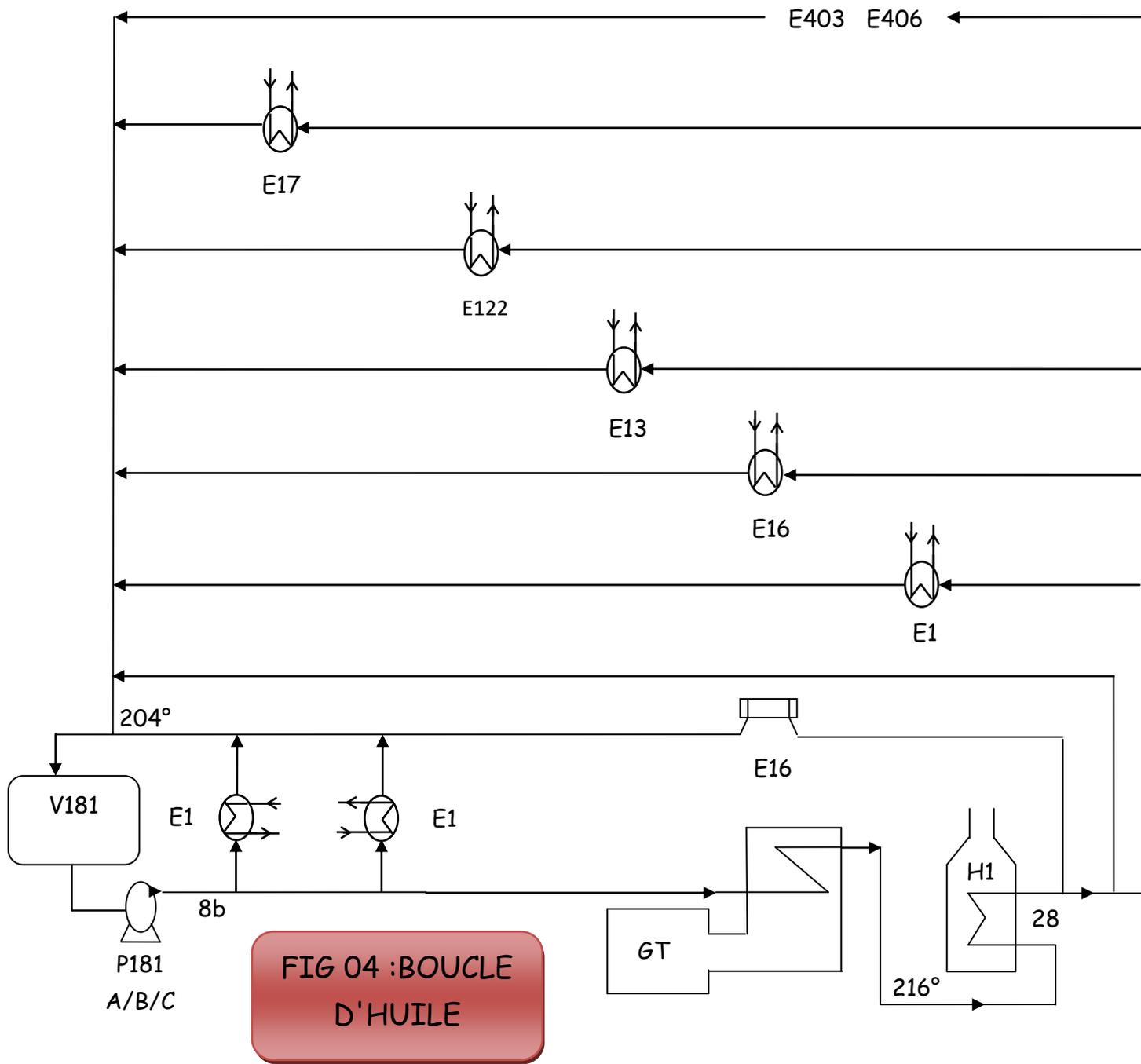


FIG 04 : BOUCLE D'HUILE

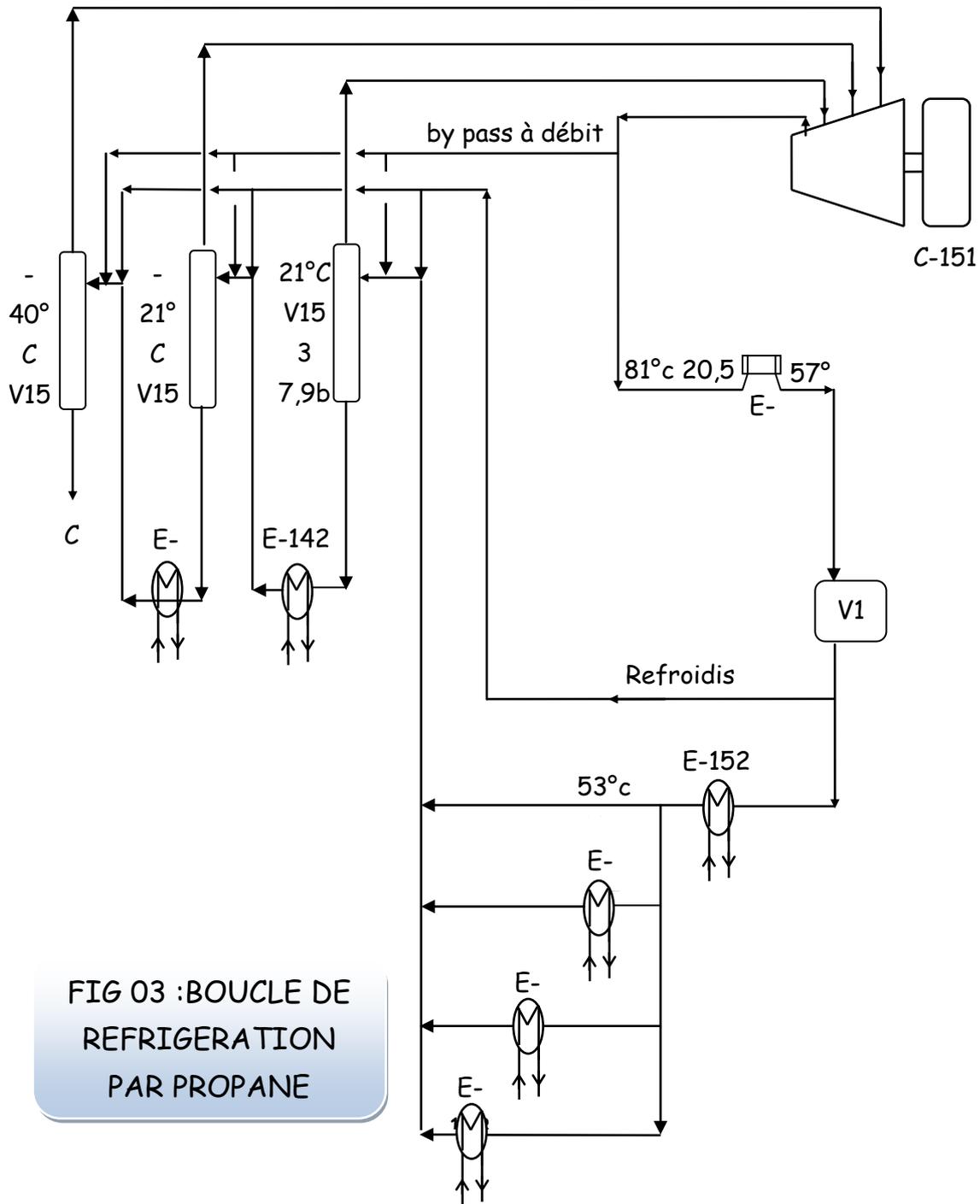


FIG 03 : BOUCLE DE REFRIGERATION PAR PROPANE

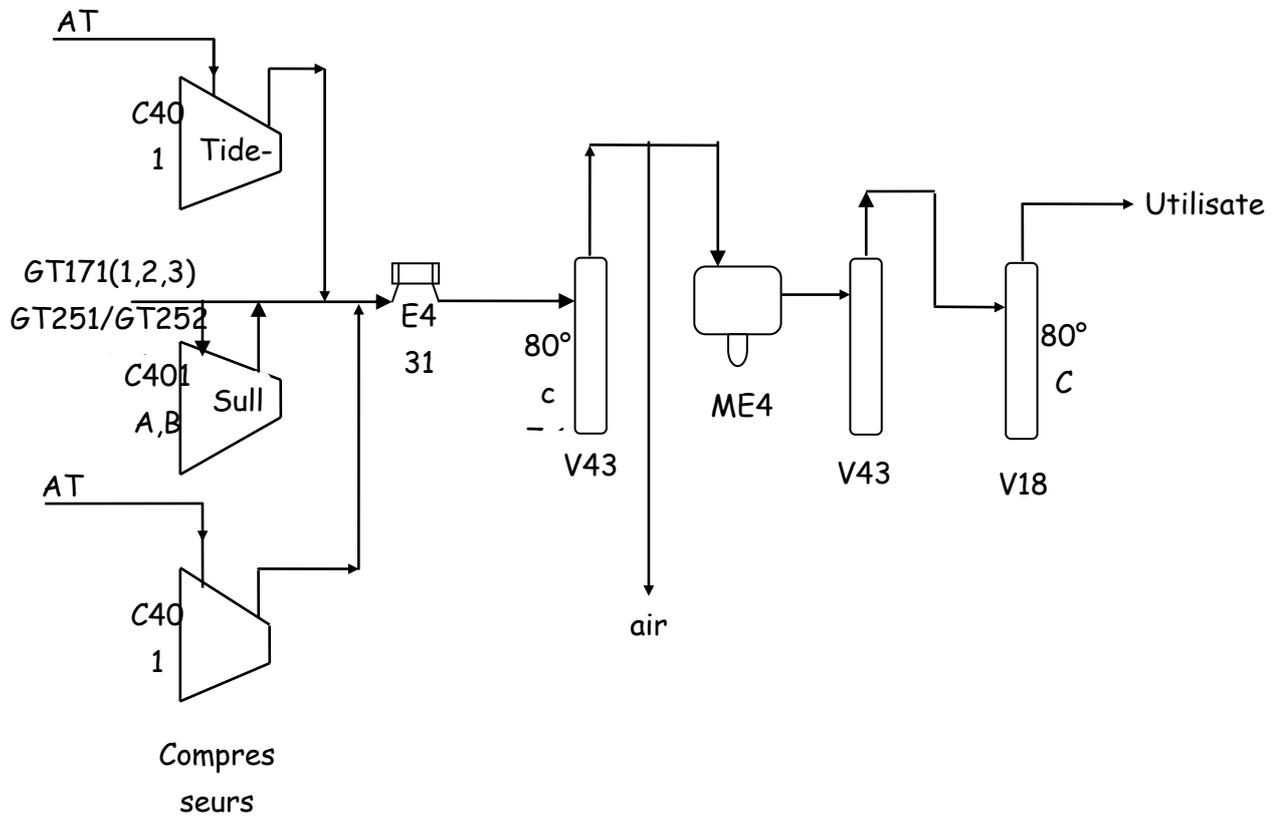


FIG I-07: AIR SERVICE

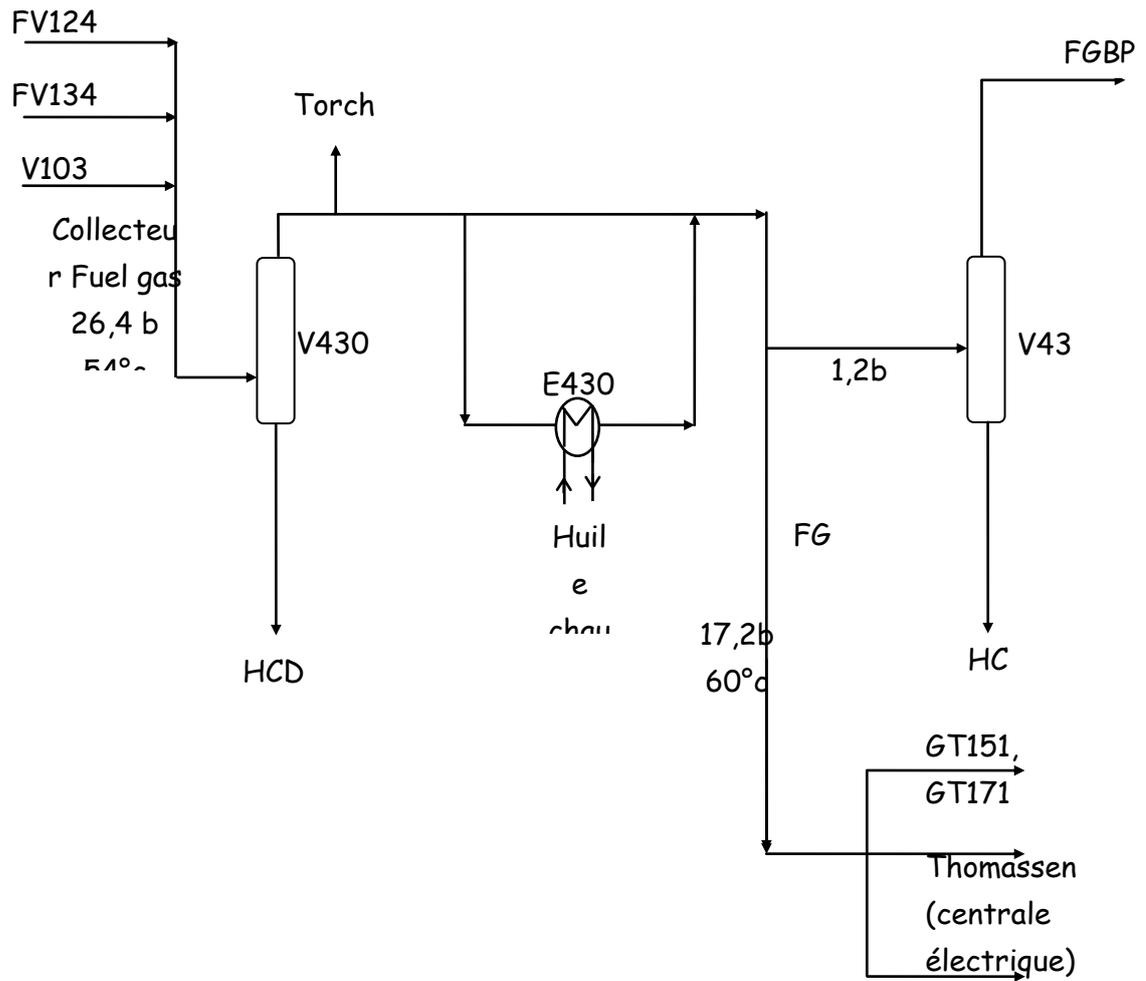


FIG 07:RESEAU FUELE GAZ

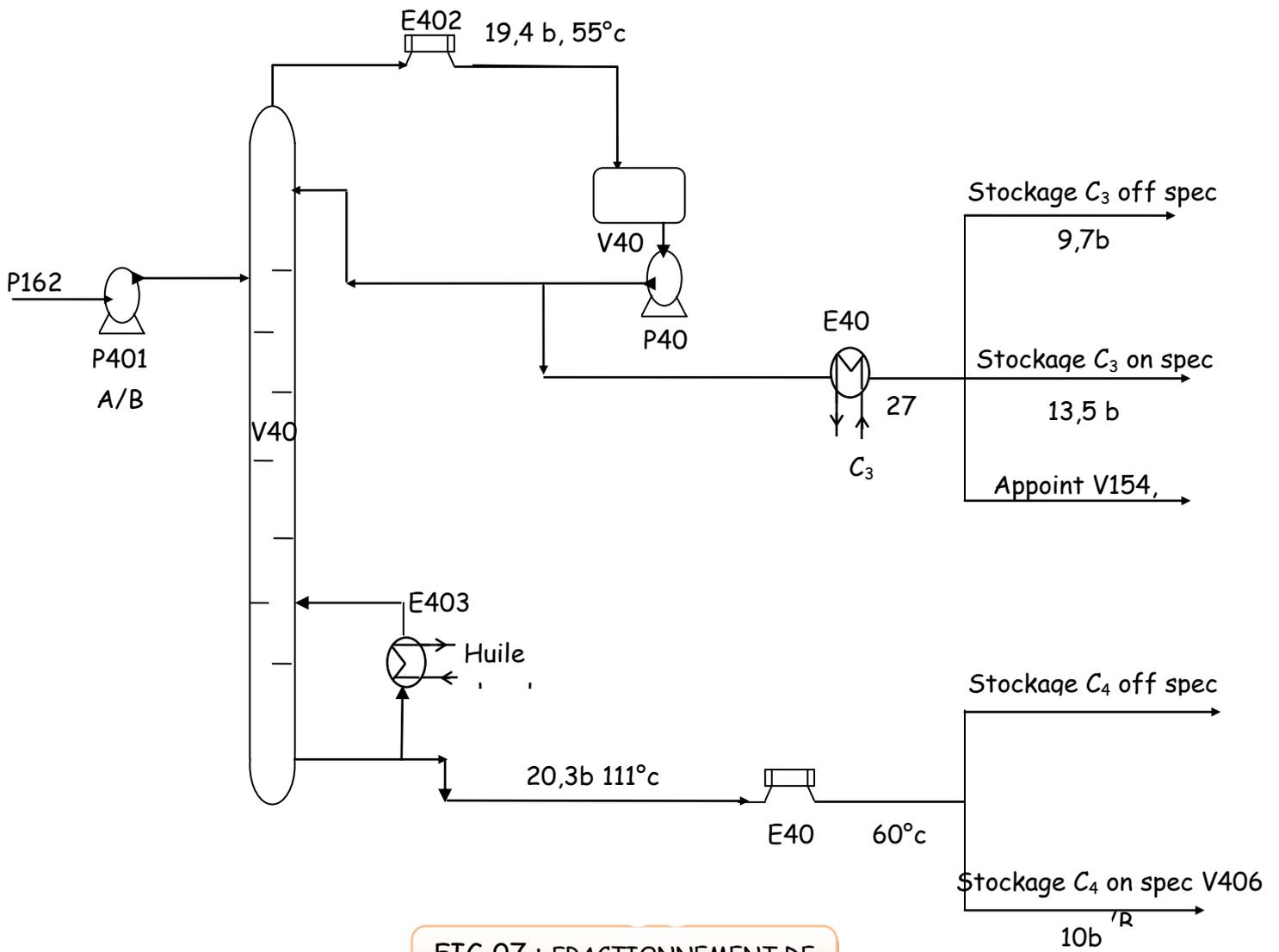
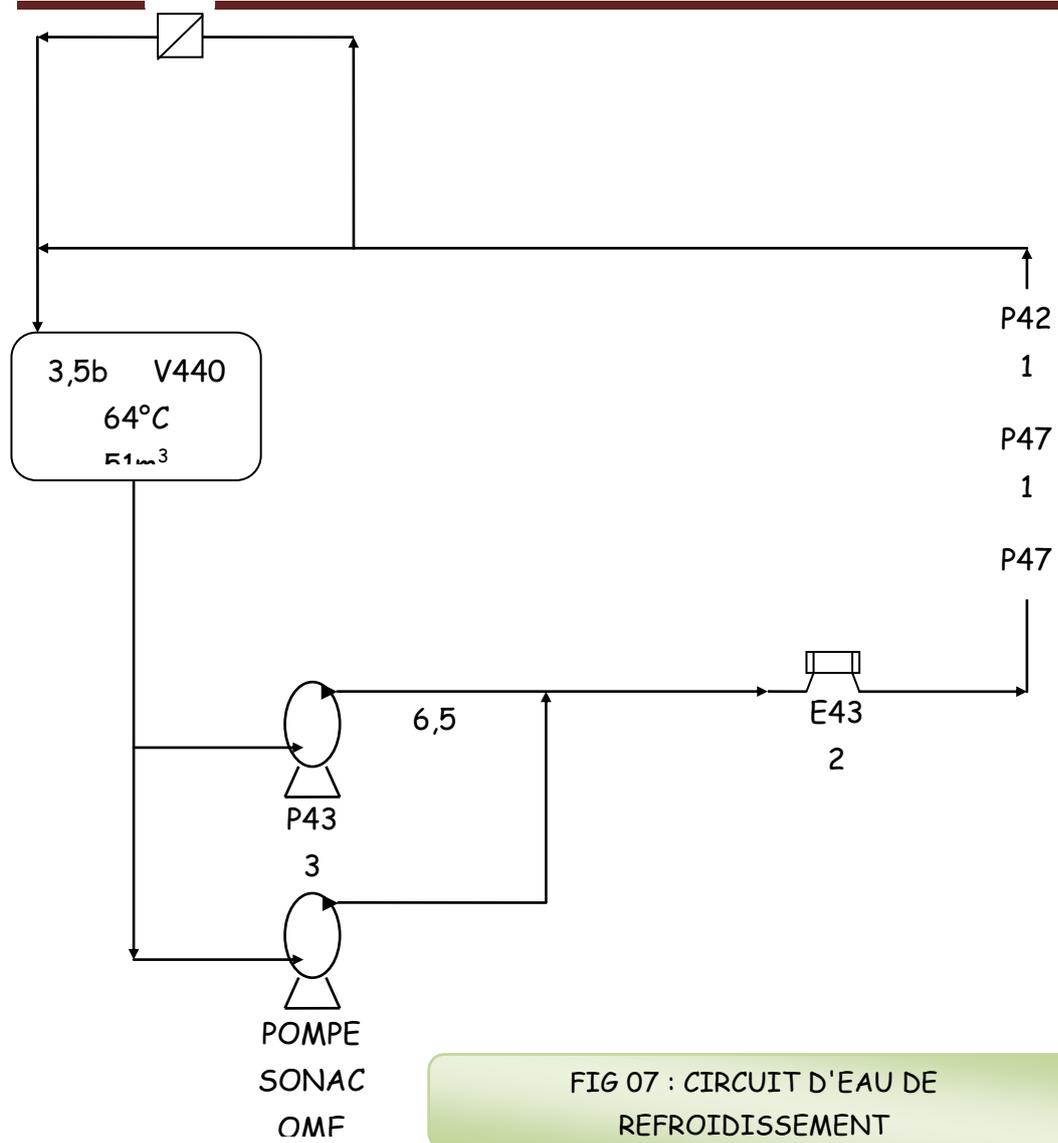
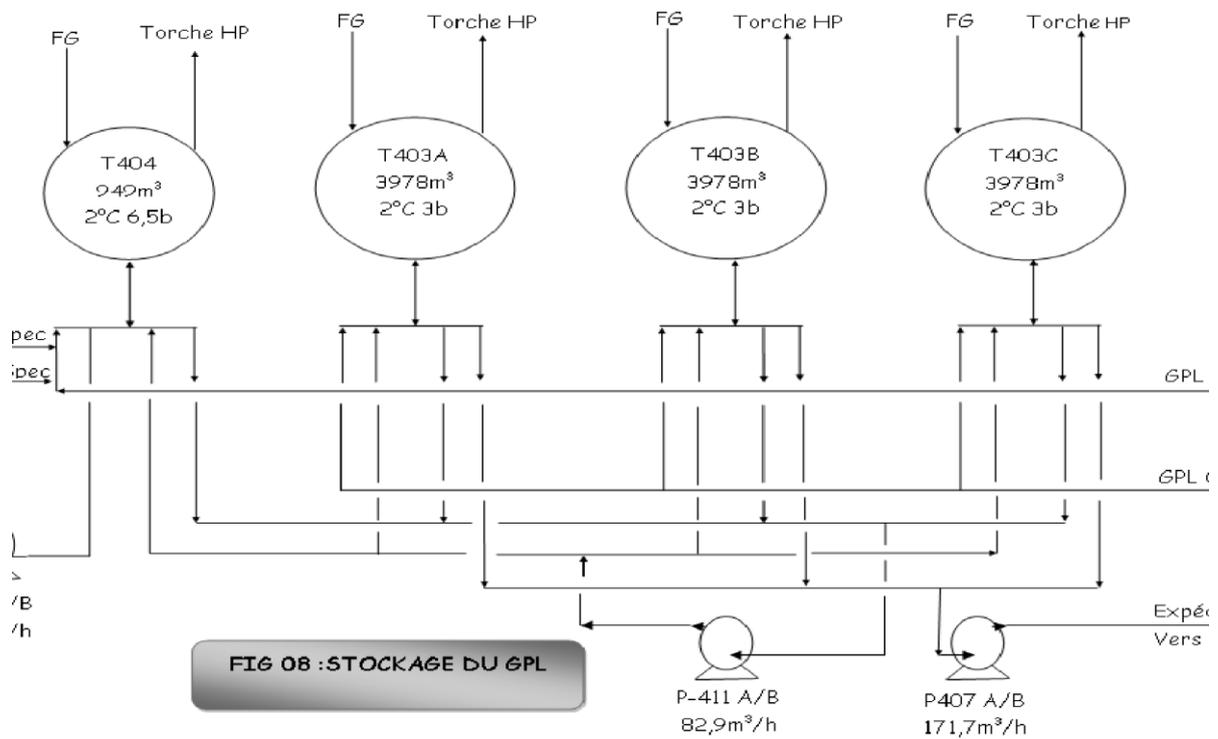
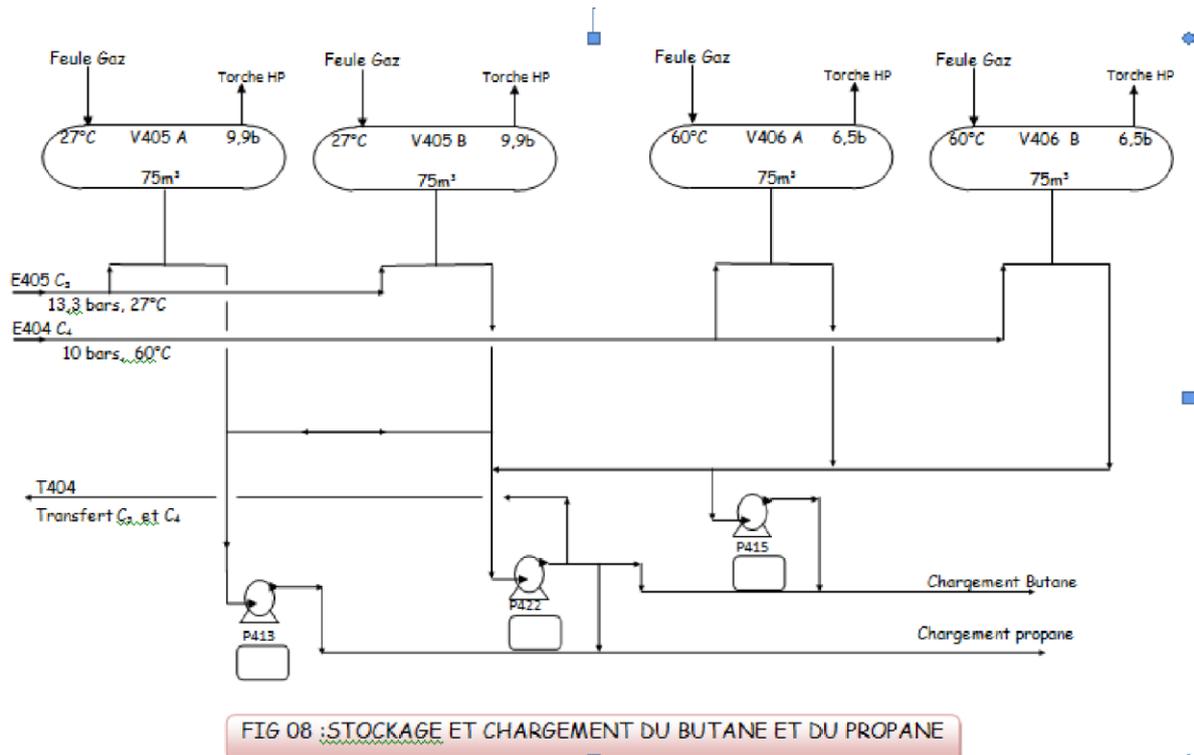


FIG 07 : FRACTIONNEMENT DE GPL





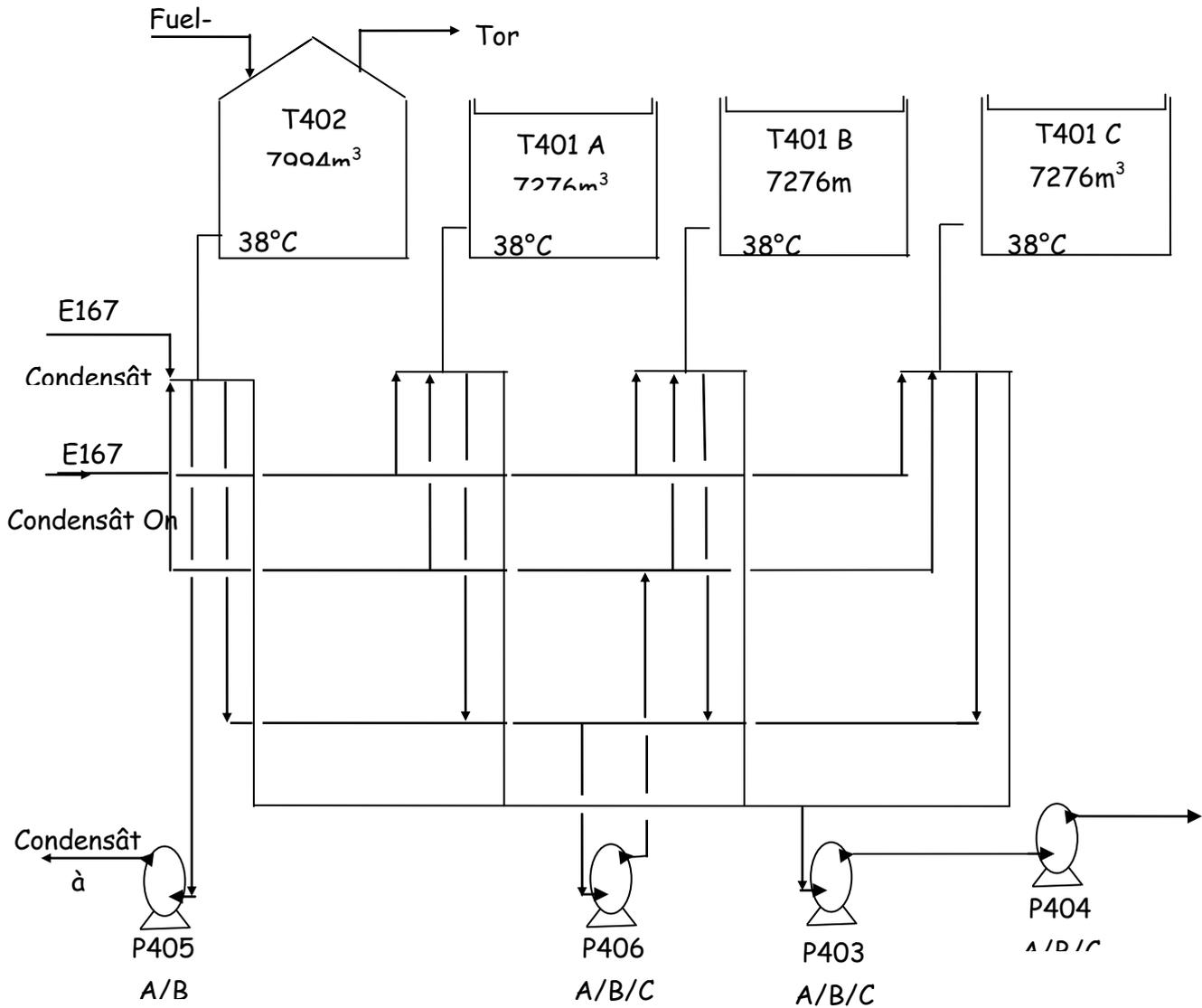


FIG 08 : STOCKAGE DU CONDENSAT

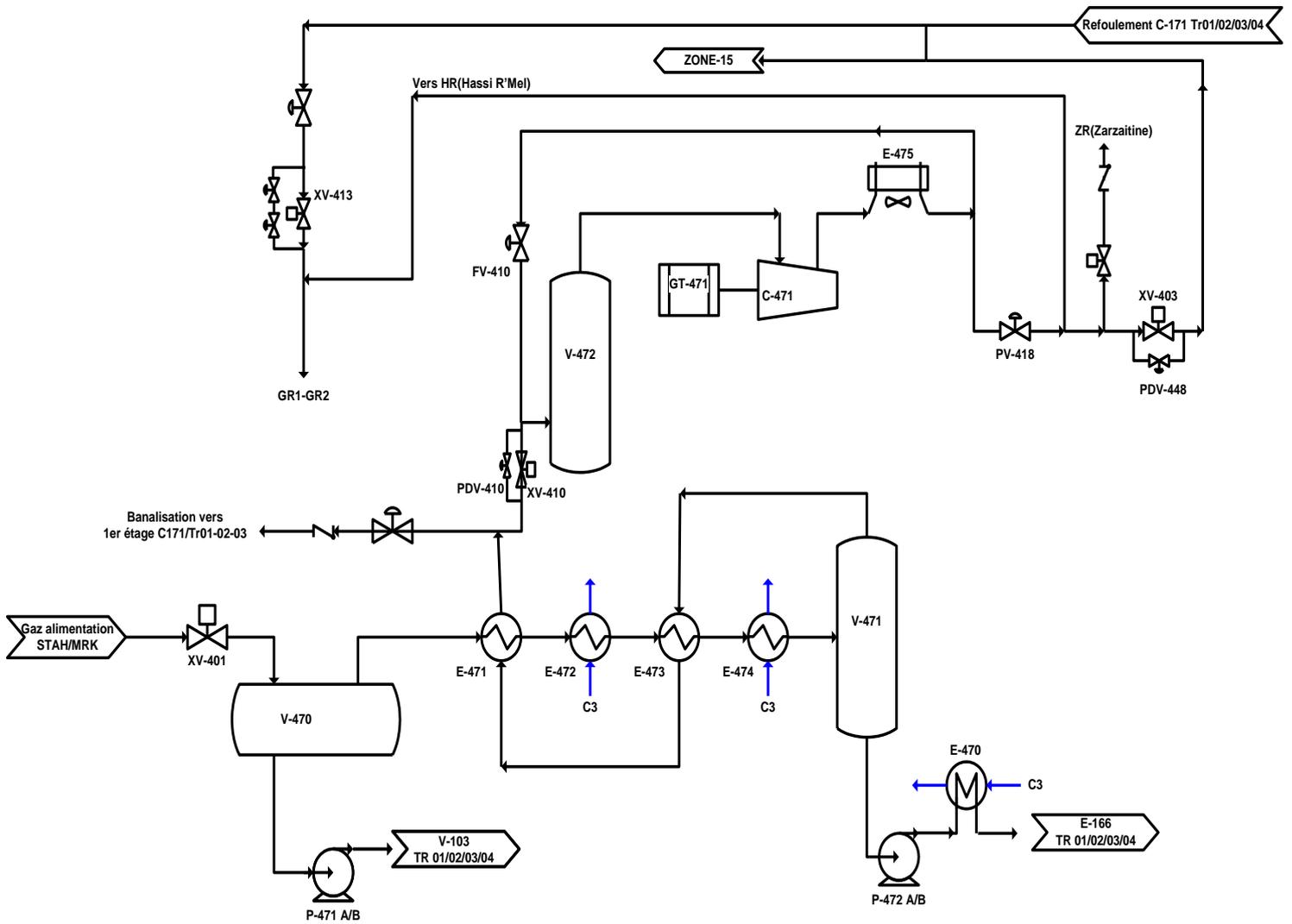
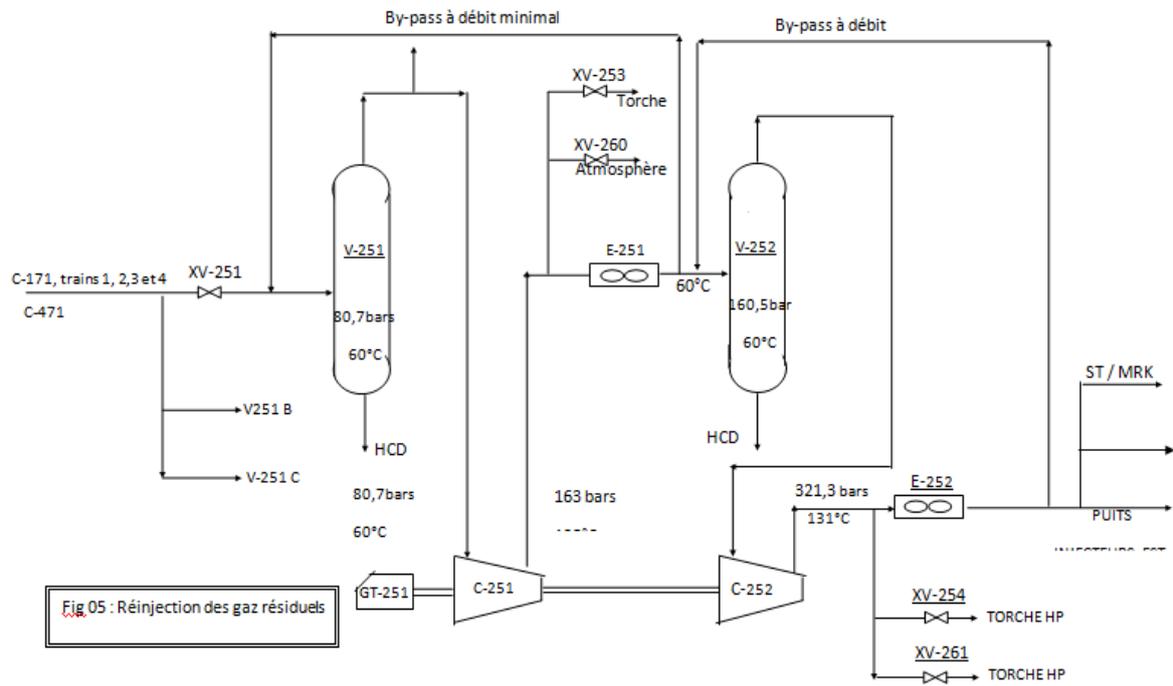


FIG 06 : Zone IV : Récupération du condensat et compression du gaz de Stah/Mereksen :



Chapitre 1: Description

détaillé de l'unité

I.1. Introduction :

L'énergie occupe une place primordiale dans le développement économique en Algérie qui dépend essentiellement de la valorisation des hydrocarbures. SONATRACH est la première entreprise Algérienne du continent mondial, 2ème exportateur de GNL et de GPL et 3^{ème} exportateur de gaz naturelle, sa production (tous produit confondu). Ses activités constituent environ 30% du PNB de l'Algérie.

La région de STAH est une région saharien, se trouve à 1700 km au Sud-Sud-est d'Alger et à 400 km au Nord-Nord-Ouest d'Illizi et d'altitude moyenne est d'environ 700m par rapport au niveau de la mer. Limitée au nord et à l'est par la frontière Algéro-Lybienne (à 30 km), à l'ouest par la route nationale d'In-Amenas et Deb Deb et au sud par la région d'In- Amenas.

Le climat est caractérisé par pluviométrie faible (100mm par an), sec et taux d'humidité très faible. Les amplitudes thermique sont importantes et les températures varient entre -5°C en hiver et $+45^{\circ}\text{C}$ en été. Vents dominants de direction NNE/SSO de vitesse Max de 100 km/h pendant les périodes de vents de sable entre février et juin. [1]

I.2. Présentation de champ de STAH: [1]

1.2.1-le champ de stah :

Le champ de Stah , d'une superficie globale de 100 km^2 , est situé à 110 km au Nord d'In Amenas. Le gisement a été découvert en septembre 1971, et mis en production en juin 1975.

Le nombre de puits en service sur le champ est de 66 puits dont :

- ◆ 23 puits producteur d'huile
- ◆ 01 puits producteur d'eau
- ◆ 05 puits injecteurs d'eau
- ◆ 33 puits fermés
- ◆ 04 puits injecteurs de gaz

1.2.2. Le champ de mereksen :

Le champ de Mereksen est situé a 130 km au Nord d'In Amenas et d'une superficie globale de 30 km^2 . Le gisement a été découvert en avril 1974, et mis en production le 18 mars 1975 et le maintien de pression a débuté en mai 1978, il est assuré par une injection d'eau.

Le nombre de puits en service est de 35 puits dont :

- ◆ 13 puits producteurs d'huile
- ◆ 02 puits injecteurs d'eau
- ◆ 20 puits fermés

1.2.3-le champ d 'alrar :

Le champ d'Alrar est situé dans le bassin d'ILLIZI à la frontière Algéro-Lybiène, à 100km environ au Nord d'In Amenas et sur une superficie de 900 km². Il a été découvert en Août 1961. Le nombre de puits en service sur le champ, est de 63 puits dont :

- ◆ 35 puits producteurs de gaz
- ◆ 21 puits injecteurs de gaz
- ◆ 05 puits producteurs d'huile
- ◆ 02 puits producteurs d'eau

I.3.La distillation : [1]

I.3.1. Objectif :

Le premier objectif d'un atelier de distillation ou de traitement de gaz est l'obtention de produits qui soient commercialisables, cette obtention faite par les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou comme on dit généralement le fractionnement des constituants en fonction de leurs températures d'ébullition.

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (four), et une source froide (condenseur de tête) la distillation met en œuvre un contre courant de liquide et vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage, comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange des constituants, les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et ils sont soutirés au fond de la colonne, cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration.

L'échange réciproque de constituants d'une phase vers l'autre par diffusion conduit à un équilibre théorique.

Un tel système en équilibre constitue un étage théorique, il est caractérisé par des relations entre les concentrations des constituants dans chaque phase traduisant ainsi une sélectivité élémentaire de fractionnement.

La distillation ordonne ces contact élémentaire en série, sous forme de cascade afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique.

I.3.2. Théorie de la Distillation: [5]

I.3.2.1. Définition :

La distillation est un procédé physique de séparation d'un mélange d'hydrocarbures et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre courant dans un appareil appelé colonne de rectification.

I.3.2.2. Description de la colonne de distillation :

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical, qui peut être constitué de plateaux successifs ou de garnissages, dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre les deux phases.

Dans chaque plateau il y'a barbotage de la vapeur dans la phase liquide et ceci permettra le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases, pour cela les plateaux seront munies d'éléments spéciaux comme les calottes...etc. Le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en haut, grâce à l'énergie de pression utilisée pour qu'il y'est un bon barbotage.

Le liquide arrivant au fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le rebouilleur qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation, le liquide non évaporé est extrait du fond de la colonne est constitue le résidu.

La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée, une partie du produit condensée est envoyée en tête de la colonne en qualité de reflux, le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête)

La colonne est divisée en trois zones (voir schéma ci-joint) :

- ❑ **Zone d'alimentation** : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- ❑ **Zone de rectification** : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- ❑ **Zone d'épuisement** : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

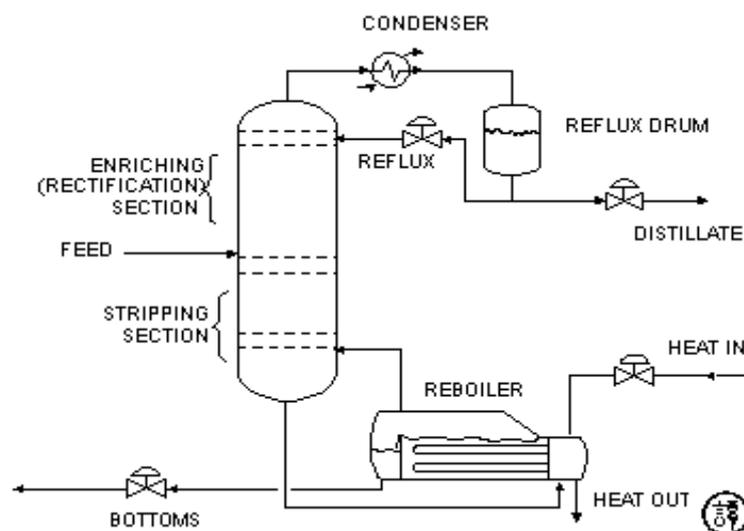


Figure :I.1.Schéma synoptique de la colonne de rectification

I.3.2.3. Principe de fonctionnement d'une colonne de distillation :

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple, toute en travaillant à une pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température crée par une source froide (condenseur), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude montant.

Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ses deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur de la virole.

Ils sont constitués soit par des plateaux, dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre courant.

Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude), le plus souvent refroidi par l'air ou de l'eau.

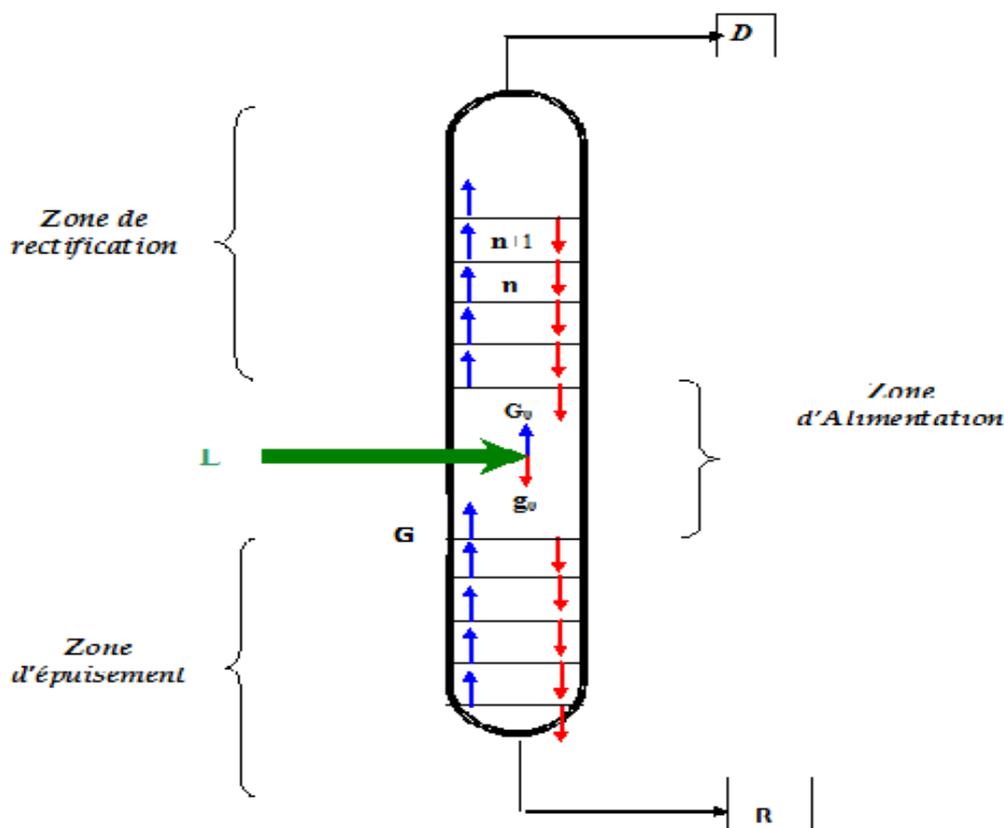


Figure I.2. Schéma général du fonctionnement d'une colonne de rectification

G_n : Vapeur montante. L : Alimentation. n : nombre du plateau

D : Distillat. R : Résidu. g_n : Liquide descendant.

Lorsque la colonne fonctionne en continu, la charge est injectée en un point de la virole dépendant des caractéristiques de la charge, celle-ci est alors séparée en résidu au fond de la colonne et en distillat en tête.

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.

I.3.3. Classification des colonnes de distillation : [2]

On distingue deux types de colonnes selon leurs éléments de contact :

I.3.3.1. Les colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre. Les transferts de matière et de chaleur entre les phases sont d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence des phases sont plus grandes. Les colonnes à plateaux ont été mises au point pour la distillation, opération dans laquelle la résistance au transfert de matière est plus importante dans la phase vapeur que dans la phase liquide. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide. Les colonnes à plateaux sont utilisées avec un égal succès en distillation et en absorption. Dans l'immense majorité des cas, on utilise directement l'énergie de pression de la vapeur pour disperser les phases l'une dans l'autre. Dans tous les cas, on profite de la gravité pour le mouvement de la phase liquide qui a toujours lieu de haut en bas.

I.3.3.1.1. Types de plateaux :

◇ Plateau à calottes :

C'est le modèle le plus répandu encore dans l'industrie pétrolière ou chimique. Il est constitué d'une plaque perforée, chaque trou étant muni d'une cheminée ; celle-ci sert à guider une calotte

dont la fixation est assurée par une tige et un contre écrou. Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes.

Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur.

La qualité prédominante d'un plateau à calottes est sa faculté d'adaptation à une large gamme de débits liquide et vapeur, son utilisation est toute fois restreinte en raison de son coût élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne.

◇ **Plateau perforé à déversoir :**

Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs ; par contre, le passage de la vapeur est assuré par de simples perforations dans les plaques formant les aires actives.

Les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité. En effet, l'absence de clapets, qui permettent de réguler la section de passage pour la phase vapeur, restreint leur domaine de fonctionnement : un débit de vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débits provoque rapidement des phénomènes d'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeur ne sont pas brisés comme dans les autres technologies.

◇ **Plateau à clapets :**

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets (voir figure-I-2). La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont largement supérieures, pour un prix de revient plus faible.

◇ **Plateau sans déversoirs :**

Ces plateaux ne sont constitués que de simples plaques perforées et donc de construction peu onéreuse. Liquide et vapeur s'écoule à contre courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes (Voir Fig-I-1). La rétention liquide sur le plateau et due à la balance des écoulement liquide et vapeur à travers les trous. Ces plateaux ont une efficacité acceptable.

◇ Plateau à jet directionnel :

La construction de ce plateau est inspirée du souci de simplicité, efficacité, et surtout faible coût de revient par rapport aux autres technologies

I.3.3.2. Les colonnes à garnissages :

Dans une colonne à plateaux, le transfert de matière est assuré par le barbotage de la vapeur au sein du liquide de chaque plateau pour former une véritable émulsion. Dans les colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide sans occlusion appréciable de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le film liquide.

Avec des garnissages, le contact entre les phases devient continu tout le long de la colonne. Les performances de cette technologie dépendent de sa capacité à disperser les flux liquide et vapeur afin de maximiser la surface de contact et à éviter la formation de courts-circuits préjudiciables.

Ces colonnes ont l'inconvénient d'une faible flexibilité, mais présentent les avantages suivants ;

- Prix de revient moins onéreux ;
- Faibles pertes de charges ;
- Rétention peu importante.

Au fil des années, les types de garnissage proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on trouve une grande variété. On distingue trois grandes classes :

- Les garnissages disposés en vrac (Voir Fig-I-3/4) ;
- Les garnissages ordonnés ou structurés ;
- Les grilles superposées, qui se rapprochent des précédents.

En ce qui concerne les matériaux utilisés, on a le choix entre la céramique ou porcelaine (bon marché et résistants à la corrosion, mais fragile), l'acier (moins épais, donc offrant une plus grande fraction du vide, mais plus cher) ou (le plastique peu coûteux, léger, mais limité en température comme le polypropylène).

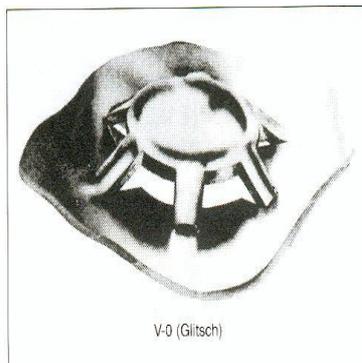


Fig-I-3- Clapet fixe utilisé avec ou sans déversoir [2]

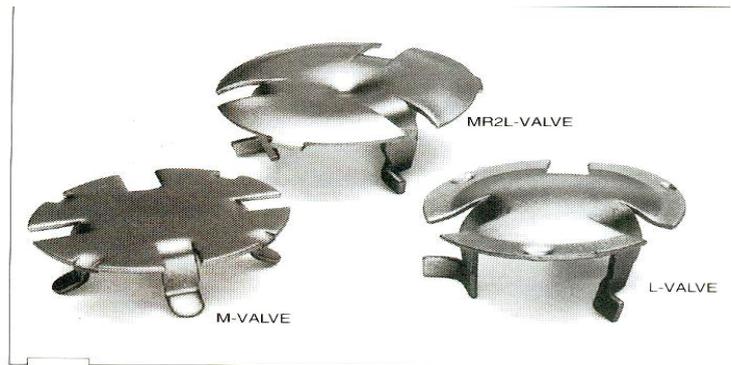


Fig-I-4- Clapets [2]

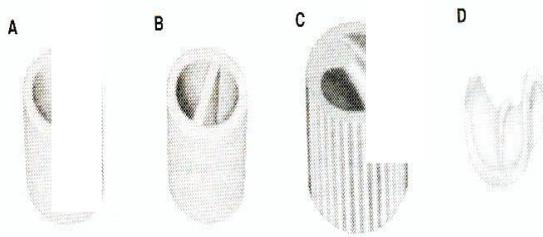


Fig-I-5- Garnissage en vrac de première génération [2]



Fig-I-6- Garnissage en vrac de deuxième génération [2]

I.4. Traitement de gaz brut : [1]

Introduction :

Les installations de traitement de gaz d'Alrar sont conçues pour traiter le gaz d'alimentation dans 04 trains parallèles de capacité unitaire de 6.2 millions de m³/jour, en vue de la récupération du maximum de condensat et de GPL. Le gaz résiduaire sec est réinjecté ou expédié par gazoduc vers Hassi R'mel, Zarzaitine et Stah/Mereksen.

La capacité totale de traitement est de 25 MM Sm³/Jour de gaz brut. La production totale en condensat est de l'ordre de 4800 T/Jour, celle du GPL est de 2800 T/Jour.

Le gaz sec produit est destiné pour:

Les besoins de Zarzaitine (~2.5 MM Sm³/Jour).

Les besoins de la réinjection à travers 26 puits injecteurs dans le gisement d'Alrar Est (~18 MM Sm³/J maximum).

Les besoins de la réinjection au niveau du champs de Stah/Mereksen (~02 MM Sm³/J maximum).

La vente Via le GR1 vers Hassi R'mel (~20 MM Sm³/J Maximum).

La zone de réinjection est composée de trois compresseurs identiques entraînés par turbines à gaz de type Général Electric (GE).

Une autre aire de traitement est prévue pour le refroidissement et la séparation du gaz d'alimentation provenant des installations de compression et de déshydratation de Stah/Mereksen. Les liquides font l'objet d'un traitement ultérieur dans les trains. Le gaz est d'abord comprimé et ensuite acheminé vers Hassi R'mel comme gaz de vente.

Les utilités se composent d'une section air instrument, d'une section de fuel gaz et d'une section de fractionnement de GPL. pour utilisation du propane comme réfrigérant au niveau des trains ainsi que pour les besoins de Naftal en propane et butane.

Une zone de stockage composée de:

Trois bacs à toit flottant de 7276 m³ chacun pour le condensat stabilisé.

Un bac à toit fixe de 7994 m³ pour le condensat à retraiter (Off-Spec).

Une pomperie pour évacuer le condensat vers Ohanet.

Trois sphères identiques de 3978 m³ chacune pour le G.P.L stabilisé.

Une sphère de 949 m³ pour le GPL à retraiter (Off-Spec).

Une pomperie de G.P.L pour évacuer le G.P.L vers le nord à travers le LR1.

Deux cigares de Propane et deux pour le Butane de 75 m³ chacun.

Une station de chargement de butane/propane par camion pour les besoins de Naftal.

I.4.1.Description détaillé de l'unité de traitement de gaz brut d'Alrar:[1]

I.4.1.1.Matière Première:

Les installations de traitement de gaz d'Alrar sont alimentées par:

- 22 puits producteurs d'Alrar Est.
- 13 puits producteurs d'Alrar Ouest.
- Les liquides récupérés des gaz de Stah/Mereksen.

Le gaz brut en provenance des puits producteurs est collecté totalement au manifold de production. Une partie alimente le train 04: 6.2 millions de m³/jour; l'autre partie est envoyée au diffuseur d'entrée V-403 pour alimenter les autres trains.

Tableau I-1.Composition du gaz d'alimentation: [1]

N2	C1	C2	CO ₂	C ₃	cC ₄	nC ₄	cC ₅	nC ₅	C ₆	C ₇	C ₈	C ₉	C ₁₀	C ₁₁	C ₁₂₊
0.32	75.37	9.23	4.39	4.25	0.81	1.45	0.58	0.51	0.76	0.56	0.51	0.38	0.28	0.18	0.42

Tableau I-2.Composition des liquides de Stah/Mereksen: [1]

N2	C1	C ₂	CO ₂	C ₃	cC ₄	nC ₄	cC ₅	nC ₅	C ₆	C ₇	C ₈	C ₉	C ₁₀
0.02	15.14	16.63	0.81	26.86	5.6	18.19	5.23	6.03	3.45	1.45	0.46	0.11	0.01

I.4.1.2.Puits Producteurs:

La pression au niveau de la tête du puits est de 135.5 bars effectifs.

Chaque puits comporte l'équipement suivant:

- Vanne d'arrêt XV-801 à chaque tête de puits.
- Indicateurs de pression et de température en amont et en aval de la duse de production HCV-803.
- Une duse de production HCV-803 pour contrôler le débit à partir du puits.
- Un indicateur/totalisateur de débit pour contrôler la production; FI-802.
- Une vanne à duse HCV-804 pour mise à l'atmosphère des gaz produits à partir du puits.
- Une vanne de détente PSV-801 pour protéger le réseau collecteur contre la surpression.
- Une pompe d'injection de produits chimiques en tête de puits, P-801, pour la fourniture de 0.0007 m³/h d'inhibiteur de corrosion au gaz de la tête de puits en amont de HCV-803.
- Un ballon de stockage de produits chimiques (V-801) pour stockage d'un mètre cube d'inhibiteur de corrosion à la pression atmosphérique.

I.4.1.3.Séparation à l'entrée des trains: (Figure I- 01). [1]

Le gaz d'alimentation pénètre dans le séparateur d'entrée V-101 à une pression de 67.4 bars effectifs et une température de 100°C.

Les hydrocarbures liquides en provenance de V-101 sont refroidis par l'aéro-réfrigérant E-105 jusqu'à une température de 60°C, ensuite le circuit est refroidi jusqu'à 27°C au contact du propane frigorigène dans l'échangeur E-104.

Les liquides refroidis sont ensuite acheminés vers le ballon de flash des liquides haute pression V-103 (24° C, 34.4 bars effectifs).

Le gaz en provenance de V-101 est refroidi successivement par l'aéro-réfrigérant E-101 jusqu'à 60 °C, dans l'échangeur E102 (gaz d'alimentation/gaz résiduel) jusqu'à 48°C, et enfin dans le réfrigérant au propane E-103 jusqu'à 27°C puis passe dans le ballon séparateur H.P V-102 (27°C, 64,8 bars effectifs).

Le gaz sortant du V-102 est envoyé au sécheur de gaz V-121A/B pour déshydratation.

Les hydrocarbures liquides en provenance de V-102 sont mélangés aux effluents de E-104 et dirigés vers V-103.

La pression dans V-103 est contrôlée en libérant les vapeurs vers le circuit de gaz combustible. Les hydrocarbures liquides séparés dans le ballon de flash des liquides V-103 sont

humides, ils sont ensuite véhiculés par les pompes P-131A/B vers le filtre coalesceur ME-131 pour élimination de l'eau. Les hydrocarbures liquides sont finalement séchés dans les sécheurs des liquides V-131 A/B.

Les eaux séparées des ballons V-101, V-102, V-103 et ME-131 sont envoyées vers borbier.

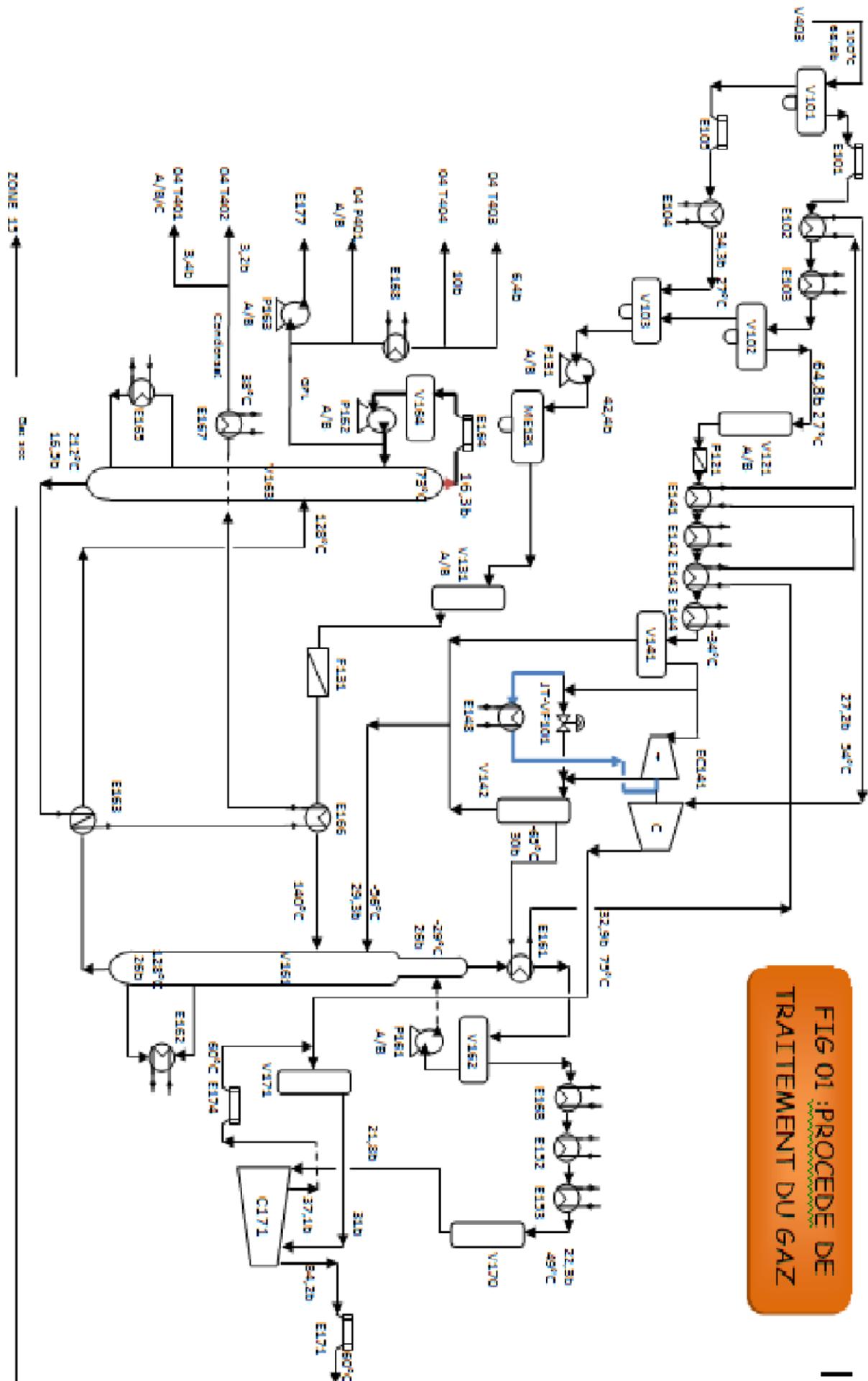


FIG 01 :PROCEDE DE TRAITEMENT DU GAZ

I.4.1.4. Déshydratation de gaz: (Figure I-02) voir l'annexe.

Le gaz est séché pour prévenir les problèmes de bouchage dû au gel et au givrage à basse température dans la phase de refroidissement et de détente en aval.

Le gaz provenant de V-102 est déshydraté dans l'un des deux sécheurs de gaz V-121A/B munis de tamis moléculaire. Le gaz déshydraté est envoyé au filtre F-121, ensuite traverse la batterie d'échangeurs E-141, E-142, E-143, E-144.

L'eau adsorbée dans les sécheurs est éliminée par un courant de gaz de régénération prélevé sur le courant principal en aval de F-121 et réchauffé à 274°C par circulation d'huile chaude coté tube du réchauffeur E-122. Le gaz de régénération chaud sortant au sommet du sécheur, passe dans l'aéro-réfrigérant E-123 pour être refroidi à 60°C. L'eau et les hydrocarbures condensés sont séparés de la vapeur dans le séparateur V-122. L'eau est dirigée vers borbier, les hydrocarbures liquides sont acheminés aux fins de recyclage en amont du ballon V-103.

Le gaz de régénération refroidi est comprimé par les soufflantes C-121A/B, puis renvoyé vers la ligne d'entrée de E-101.

Les sécheurs de gaz V-121A/B sont séquentiellement basculés selon le cycle suivant :

- Adsorption: 12 heures.
- Régénération:
 - Chauffage: 15 minutes.
 - Régénération : 05 heures.
 - Refroidissement: 03 heures.
 - Stand-by: 04 heures.

I.4.1.5. Déshydratation des liquides séparés du gaz d'alimentation:

Les liquides d'alimentation sont séchés pour prévenir les problèmes de bouchage dû au gel et au givrage à basse température au niveau du dééthaniseur en aval.

Les liquides provenant du coalesceur ME-131 sont déshydratés dans l'un des deux sécheurs de liquide V-131A/B munis de tamis moléculaire. Les liquides déshydratés sont envoyés au filtre F-131, ensuite vers le dééthaniseur V-161 à travers le préchauffeur E-166.

L'eau adsorbée dans les sécheurs est éliminée par un courant de gaz résiduel se ramifiant sur la ligne de sortie de E-102 et réchauffé à 274°C par circulation d'huile chaude coté tube du réchauffeur E-132. Le gaz de régénération chaud, passe ensuite à travers l'aéro-réfrigérant E-133 pour être refroidi à 60°C et passe dans le séparateur V-132.

L'eau strippée est décantée et le gaz débarrassé de l'eau est utilisé comme gaz combustible pour l'usine.

Les sécheurs de liquide V-131A/B sont séquentiellement basculés selon le cycle suivant :

- Adsorption: 24 heures.

- Régénération :
 - Vidange: 01 heure.
- Dépressurisation: 0.5 heure.
- Chauffage: 5.5 heures.
- Refroidissement: 3.5 heures.
- Pressurisation: 0.5 heure.
- Remplissage: 01 heure.
- Stand-by: 12 heures.

Après le séchage, les liquides de flash sont combinés avec les liquides de Stah/Mereksen avant d'être chauffés avec le résidu du débutaniseur dans l'échangeur E-166. Après le chauffage préliminaire, le circuit est introduit dans le dééthaniseur V-161 au niveau du 6^{ème} plateau.

I.4.1.6. Réfrigération et détente du gaz: (Figure I-01)

Le gaz déshydraté en provenance du filtre F-121, est successivement refroidi jusqu'à 07°C dans E-141 (gaz résiduel), le réfrigérant au propane E-142 jusqu'à -15°C, dans E-143 (gaz résiduel) jusqu'à -23°C et enfin à -34°C dans le réfrigérant au propane E-144.

Le gaz est ensuite acheminé vers le ballon séparateur V-141 d'alimentation du turbo-expandeur-compresseur.

Les vapeurs en provenance de V-141 sont détendues de 60.3 à 30 bars effectifs dans le turbo-expandeur-compresseur EC-141, et la température est abaissée de -34°C à -65°C, et passent ensuite dans le ballon séparateur V-142 de refoulement du turbo-expandeur.

Au moyen de la dilatation, la chaleur est éliminée du circuit gazeux permettant ainsi une récupération plus poussée des hydrocarbures condensables.

L'élimination de la chaleur du gaz d'alimentation est accomplie par échange avec réfrigération disponible dans le gaz résiduel basse pression et les deux niveaux de réfrigérant au propane liquide à -21°C et -40°C.

L'énergie résultant de la détente du gaz dans EC-141 est utilisée pour entraîner le compresseur de gaz résiduel directement accouplé. Le gaz résiduel est comprimé de 27.2 à environ 32.9 bars effectifs.

Les liquides séparés en provenance de V-141 et V-142 alimentent le dééthaniseur V-161.

Le gaz résiduel comprimé est envoyé vers le compresseur C-171 à travers le ballon V-171 pour compression.

I.4.1.7. Stabilisation: (Figure I- 01)

I.4.1.7.1. Dééthaniseur V-161:

Les liquides en provenance de V-141 et V-142 sont introduits au niveau du 19^{ème} plateau.

Les liquides de flash en provenance V-131A/B, les liquide de Stah/Mereksen et les liquides en provenance de V-171 sont introduit au niveau du 6^{ème} plateau après chauffage préalable jusqu'à 140°C par échange de chaleur avec les résidus du débutaniseur V-163 dans le préchauffeur E-166.

La colonne est conçue pour rejeter l'éthane et les produits plus légers des liquides récupérés, tout en assurant un haut degré de récupération du propane.

La colonne fonctionne à 26 bars effectifs. Les produits de tête (-29°C) sont partiellement condensés dans le condenseur E-161 jusqu'à -40°C par les vapeurs de EC-141, puis envoyés dans le ballon de reflux V-162. Les liquides séparés sont totalement pompés vers le plateau supérieur par les pompes de reflux P-161A/B comme reflux. Le gaz séparé est envoyé au ballon d'aspiration du premier étage du C-171 (V-170) à 49°C et 21.9 bars effectifs, après avoir été chauffé successivement par le réfrigérant de GPL E-168 jusqu'à 24°C, le sous-refroidisseur du propane E-152 et le réchauffeur d'urgence du gaz de tête du dééthaniseur E-153.

Le rebouilleur de la colonne E-162 réchauffe une partie des liquides du plateau 1 avec transfert de chaleur par circulation d'huile chaude dans le rebouilleur coté tube.

Le rebouilleur fournit la chaleur d'extraction nécessaire pour vaporiser et éliminer l'éthane du produit de fond.

Les produits de fond du dééthaniseur (C3+) sont acheminés vers la colonne de stabilisation du condensat V-163.

I.4.1.7.2. Débutaniseur (Colonne de stabilisation du condensat) V-163:

Les liquides (C3+) en provenance de la partie inférieure du dééthaniseur à 128°C sont préchauffés à 134°C dans E-163 avec les produits de fond de V-163 avant d'être introduits au niveau du 16^{ème} plateau du débutaniseur.

La colonne V-163 fonctionne à 16.3 bars effectifs.

La vapeur de tête (73°C) est entièrement condensée dans l'aérocondenseur E-164 jusqu'à 61°C puis recueillie dans le ballon de reflux V-164.

Les liquides aspirés de V-164 par les pompes P-162A/B assurent:

- Le reflux.
- Acheminer les produits liquides au stockage.
- Alimenter la colonne de fractionnement du GPL V-401.
- Alimenter les pompes d'injection du GPL P-163A/B.

Les produits de fond (212°C) sont refroidis à 38°C par échange avec les produits de fond du dééthaniseur, les liquides de flash et la réfrigération au propane avant d'être acheminés vers les bacs de stockage.

Procédure d'injection de GPL:

- Disposer la pompe P-163A/B et éliminer toute trace de liquide vers ligne de drainage bourbier.
- Vérifier le niveau d'huile dans le carter et dans les pots.
- Disposer la vanne manuelle du minimum flow et vérifier si l'air est disposé de la FV140B.
- Disposer la FV141 à l'air.
- Disposer l'air de FV140A et la vanne manuelle.
- Disposer la vanne de sortie de l'E177.
- Préchauffer le E177 à l'aide de l'huile chaude.
- Décoller le refoulement de la pompe.
- Démarrer la pompe une fois que l'opérateur C171 avisé et la salle de contrôle.
- Ouvrir graduellement la vanne de refoulement.
- Vérifier la température et la pression de l'E177 sachant que la PSV 140 est tarée à 40 bars.
- Fermer la HV140 (s'il y a lieu).

Procédure d'arrêt d'injection de GPL:

- Equilibrer les pressions dans le collecteur de stockage au moyen de la PV142 par ouverture graduelle de la HV140 jusqu'à l'ouverture voulue.
- Arrêter la pompe P163A/B et l'isoler.
- Isoler le E177 coté huile.

I.4.1.8. Compression et injection du gaz résiduel:

La température de la vapeur sortant du ballon de reflux du dééthaniseur V-161 est de - 40°C, cette vapeur doit être chauffée avant d'être recomprimée.

La réfrigération que ce circuit offre est utilisée pour sous-refroidi le GPL (61°C) jusqu'à 2°C dans E-168 ainsi que le réfrigérant au propane dans E-152. Après cet échange, la température de la vapeur (C2-) est élevée jusqu'à 49°C. Dans le cas où le GPL est injectée, il n'est pas nécessaire de sous-refroidi ce circuit. Par contre le réchauffeur d'urgence E-153 (huile chaude) doit être mis en service pour réchauffer la vapeur (C2-).

Les vapeurs (C2-) passent d'E-153 au ballon d'aspiration du compresseur de gaz résiduel V-170. Le 1^{er} étage du compresseur C-171 est alimenté à partir du ballon V-170 à une pression de 21.9 bars effectifs et une température de 49°C. Le gaz chaud refoulé par le compresseur à 104°C est refroidi à 60°C dans l'aéro-réfrigérant E-174.

Le gaz refroidi sortant de E-174 est ensuite mélangé avec le gaz résiduel provenant de EC-141 à une pression de 32.9 bars effectifs et une température de 75°C ainsi qu'avec le GPL en provenance du vaporisateur E-177 à 105°C qui est lui même alimenté par les pompes d'injection de GPL; P-163A/B et les pompes des hydrocarbures à retraiter P-421A/B.

Le gaz résiduel combiné est introduit dans le ballon d'aspiration du compresseur V-171 pour être ensuite acheminé vers le coté aspiration de C-171 (2^{ème} étage) à une pression de 31 bars effectifs et une température de 70°C.

Le gaz refoulé par C-171 à 84.1 bars effectifs est refroidi de 168°C jusqu'à 60°C dans l'aéro-réfrigérant E-171 prévu après la compression du gaz résiduel.

Le by-pass de débit minimum est prévu pour chaque étage pour la protection contre les problèmes de pompage. Le débit minimum est contrôlé par le débit d'aspiration.

Le gaz résiduel combiné recueilli des 04 trains est refoulé par les compresseurs (C-171: 01-02-03-04) dans un manifold commun. Une partie du gaz est distribué entre les trois groupes de compresseurs de réinjection, l'autre partie est expédiée vers Hassi R'mel et Zarzaitine comme gaz de vente.

I.4.1.9. Boucle du Propane (Fluide Frigorigène): (Figure I-03) voir l'annexe.

La boucle du propane a pour but d'assurer un apport de frigories nécessaires à une récupération optimale de condensat et de GPL contenus dans le gaz brut.

Le principe consiste à comprimer le propane et le refroidir afin de réaliser sa condensation, puis à faire bouillir le liquide condensé au contact du gaz à refroidir.

L'évolution du propane s'effectue avec changement d'état, faisant intervenir la chaleur latente de vaporisation.

La boucle est constituée d'un turbocompresseur et d'un ensemble de ballons et d'échangeurs.

Le système de réfrigération fournit trois niveaux de réfrigérant ; -40°C, -21°C et + 21°C.

Les niveaux de pression correspondant aux températures indiquées sont les pressions d'aspiration des trois étages du compresseur de propane C-151. Ce compresseur est entraîné par turbine.

Les vapeurs du réfrigérant sont comprimées jusqu'à une pression de refoulement de 20.5 bars effectifs. Les vapeurs chaudes refoulées sont refroidies et condensées dans l'aérocondenseur E-151. Le propane liquide est recueilli dans le ballon tampon V-154 qui fourni le réfrigérant aux différents utilisateurs. Une dérivation à débit minimal (dérivation de gaz chaud) maintient le débit vers les trois étages du compresseur. Un circuit partiel de réfrigérant liquide (trempe) en provenance de V-154 se mélange avec le circuit de dérivation de gaz chaud. Le débit de ce circuit est contrôlé par la température du gaz des ballons d'aspiration prévus à chaque étage.

Le propane en provenance de V-154 est refroidi jusqu'à 53°C dans le sous-refroidisseur E-152, en chauffant les vapeurs de tête du dééthaniseur. Le liquide en provenance de E-152 alimente:

Le ballon d'aspiration 3^{ème} étage du compresseur de propane V-153 et fournit également le réfrigérant aux échangeurs suivants:

- a) E-167 pour refroidir le condensat avant stockage.
- b) E-104 pour le refroidissement des liquides du séparateur d'entrée.
- c) E-103 pour le refroidissement du gaz d'alimentation.

Les vapeurs du réfrigérant sortant des échangeurs indiqués se mélangent au propane de la dérivation à débit minimal avant d'entrer dans le ballon V-153.

Les vapeurs du réfrigérant en provenance de V-153 à une pression de 7.9 bars effectifs et une température de 21°C alimentent le 3^{ème} étage du compresseur.

Le liquide réfrigérant est réparti en deux circuits:

Une partie est acheminée vers le 2^{ème} étage du compresseur à travers le ballon V-152 et l'autre partie constitue le propane de réfrigération pour le refroidissement du gaz d'alimentation dans E-142.

Les vapeurs en provenance de E-142 se mélangent en circuit de trempe de la dérivation à débit minimal avant d'entrer dans V-152.

Les vapeurs en provenance de V-152 à une pression de 2.4 bars effectifs et une température de -21°C alimentent le 2^{ème} étage du compresseur. Le propane liquide en provenance de V-152 sert à refroidir davantage le gaz d'alimentation dans E-144. Les vapeurs du réfrigérant en provenance de E-144 mélangées au circuit de trempe de la dérivation à débit minimal entrent dans le ballon V-151 (ballon d'aspiration du 1^{er} étage du compresseur).

Les vapeurs en provenance de V-151 à une pression de 1.1 bars effectifs et une température de -40°C alimentent le 1^{er} étage du compresseur C-151.

Les impuretés lourdes pouvant se produire dans le propane se déposent par gravité dans le pot de purification situé sous V-151 et E-144. Les hydrocarbures légers se vaporisent. Les composants lourds seront vidangés vers borbier.

I.4.1.9.1. Avantages de la boucle de propane:

La boucle de propane joue un rôle très important lors du traitement du gaz naturel, elle assure une augmentation de la production.

Si la boucle est en service:

- La charge du train est à 100% (06 MM Sm³/j).
- La température sortie épandeur est de -65°C.

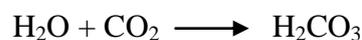
Si la boucle est à l'arrêt:

- La charge du train est réduite à 60 %.
- La température sortie épandeur est de -36°C, ceci est dû à un mauvais refroidissement du gaz. (Mauvaise récupération des GPL et du condensat).

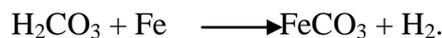
Durant l'arrêt de la boucle du propane, la réduction de la charge est motivée par les raisons suivantes:

- Eviter la saturation des sécheurs de gaz: la boucle a pour objectif d'atteindre une température de 27°C à la sortie de l'échangeur E-103, cette température est favorable pour la récupération d'une grande quantité d'eau dans le ballon V-102, et par conséquent réduire la teneur en eau à l'entrée du sécheur. Si la boucle est à l'arrêt, la température de gaz après E-103 augmente et arrive jusqu'à 45°C en été. A cette température, la récupération de l'eau dans le ballon V-102 diminue, et les sécheurs de gaz travailleront au delà de leur capacité d'adsorption.
- Protection contre la corrosion: durant l'arrêt de la boucle, on est obligé d'abaisser la température après les aéros E-101 au dessous de 48°C.

Dans ces conditions (48°C, 67 bars), l'eau se condense à travers les aéros, cet eau se combine avec le dioxyde de carbone pour former l'acide carbonique suivant la réaction:



L'acide carbonique se combine avec le fer pour former les carbonates de fer qui sont le produit de la corrosion:



Si la boucle est en service, la température Design est de 60°C sortie E-101, à cette température l'eau n'est pas condensée et la corrosion n'est pas produite.

- Le givrage des équipements en aval des sécheurs de gaz est due à la présence d'eau dans le gaz à cause de la saturation des sécheurs. Cette saturation est due aux grandes quantités d'eau qui n'ont pas été récupérées au niveau du ballon V-102 lors de l'arrêt de la boucle du propane, d'où la nécessité de réduire la charge du train.

1.4.1.10. Description du Système d'Huile Chaude :(Figure I-04) voir l'annexe.

L'apport de calories nécessaires au procédé mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four dans lequel les calories produites par la combustion sont transmises par les mécanismes de la radiation, de la conduction, et de la convection au fluide à réchauffer (huile) qui circule dans un serpent tubulaire.

Le four comporte des brûleurs alimentés en combustible et en air.

L'air de combustion est introduit par des volets réglables du fait de la dépression qui règne à l'intérieur du four; cette dépression est due au tirage de la cheminée.

L'huile chaude à une température de 205°C est pompée du ballon V-181 au moyen des pompes P-181A/B/C/D vers l'unité de récupération des chaleurs perdues H-181 où elle est chauffé à 216°C, ensuite à 288°C dans le four H-182.

L'utilisation de l'huile chaude est la suivante:

- E-146: réchauffeur du gaz d'étanchéité.
- E-153: réchauffeur d'urgence du gaz de tête du dééthaniseur (C2-).

- E-122: réchauffeur du gaz de régénération des sécheurs gaz.
- E-132: réchauffeur du gaz de régénération des sécheurs liquides.
- E-162: rebouilleur du dééthaniseur.
- E-165: rebouilleur du débutaniseur.
- E-403: rebouilleur du dépropaniseur.
- E-177: vaporisateur de GPL.
- E-406: réchauffeur du gaz de dégivrage.
- E-430: réchauffeur du gaz combustible de secours.
- E-406: réchauffeur du gaz de dégivrage.

Un aéro-réfrigérant d'huile chaude E-181 est installé en parallèle aux autres utilisateurs, pour assurer la régulation de la température de retour d'huile chaude au ballon V-181.

NB: Il est nécessaire d'arrêter les brûleurs en cas d'arrêt de la circulation d'huile dans les tubes, sinon le serpentin risque très rapidement d'être surchauffé car il n'est plus refroidi par la circulation d'huile. Pour cela, le four est prévu d'une alarme de bas débit du fluide à réchauffer, et éventuellement, un système coupant l'arrivée de combustible aux brûleurs.

I.4.2.Zone xv : Réinjection des gaz résiduels :

I.4.2.1 Schéma du Process: (Figure I- 05) voir l'annexe.

Cette zone comporte trois groupes de réinjection: A, B, C.

Le gaz résiduel est acheminé vers le ballon d'aspiration du 1^{er} étage du compresseur de réinjection V-251 à une pression de 80.7 bars effectifs et une température de 60°C. Le compresseur C-251 porte la pression du gaz de 80.7 à 163 bars effectifs. Le gaz chaud refoulé par C-251 est refroidi jusqu'à 60°C dans l'aéro-réfrigérant E-251, ensuite il est introduit dans le second étage de C-251 par l'intermédiaire du ballon V-252 à une pression de 160.5 bars effectifs et une température de 60°C. Le gaz est comprimé à 321.3 bars effectifs.

Le gaz chaud refoulé est refroidi à 85°C dans l'aéro-réfrigérant E-252 avant d'être acheminé vers le circuit de réinjection. Une partie est expédiée vers Stah / Mereksen pour les besoins en gaz lift.

I.4.3.Zone IV : Récupération du condensat et compression du gaz de Stah/Mereksen :

Schéma du Process: (Figure I-06) voir l'annexe.

Le gaz en provenance de Stah/Mereksen entre dans le ballon séparateur V-470 à une pression de 26.5 bars effectifs et une température de 54°C. Le gaz est refroidi jusqu'à -18°C par échange de chaleur avec le gaz résiduel froid dans E-471 et E-473 et par le réfrigérant au

propane dans E-472 et E-474. Au fur et à mesure que le gaz est refroidi, les hydrocarbures lourds sont condensés.

Le condensat est séparé du gaz dans V-471. Ce condensat est acheminé par les pompes P-472A/B vers les dééthaniseurs des trains 01-02-03, en vue de sa stabilisation. Avant cette stabilisation la réfrigération disponible dans le condensat est utilisée pour sous-refroidir le réfrigérant propane liquide dans E-470.

Le gaz refroidi en provenance du ballon V-471 est utilisé pour refroidir le gaz d'alimentation dans E-473 et E-471, il est ensuite introduit dans le ballon V-472 pour être aspiré par le compresseur C-471. La pression du gaz est portée à 69 bars effectifs. Le gaz chaud refoulé est refroidi à 60°C dans l'aéro-réfrigérant E-475 avant d'être acheminé vers Hassi R'mel comme gaz de vente.

Dans l'ancien circuit, le gaz de S/M est acheminé soit vers Zarzaitine soit vers la zone 15 à 84 bars effectifs.

Actuellement il y a eu modification, le gaz est expédié vers Hassi R'mel comme gaz de vente à 69 bars.

Réfrigération au propane pour le refroidissement du gaz de Stah/Mereksen:

Le système de réfrigération au propane fournit deux niveaux de réfrigérant; -23°C et +2°C. le réfrigérant est principalement utilisé pour sous-refroidir le gaz d'alimentation de Stah/Mereksen et sous-refroidir le propane sortant de la tête du dépropaniseur pour en réduire au minimum la vaporisation.

Les niveaux de pression du réfrigérant correspondant aux températures susmentionnées sont les pressions d'aspiration des deux étages du compresseur C-472 (1.2, 4.1 bars effectifs). Les vapeurs du réfrigérant sont comprimées jusqu'à une pression de refoulement de 21.2 bars effectifs.

Les vapeurs chaudes refoulées par le compresseur sont refroidies et condensées dans l'aéro - condenseur E-479. Le propane liquide est recueilli dans le ballon V-476 qui fournit le réfrigérant aux divers utilisateurs.

La réfrigérante liquide haute pression en provenance de V-476 est refroidi jusqu'à 16°C dans E470 en préchauffant le liquide de Stah/Mereksen avant le fractionnement.

Le liquide en provenance d'E-470 fournit également de la réfrigérante liquide haute pression aux échangeurs suivants:

- E-405 pour refroidir le propane allant au stockage.
- E-472 pour le refroidissement du gaz d'alimentation de S/M. Les vapeurs du réfrigérant en provenance des échangeurs susmentionnés sont combinés avec le produit de la dérivation à débit minimal et le circuit de trempe acheminé vers V-474.

Les vapeurs du réfrigérant en provenance de V-474 alimentent le second étage du compresseur. Les liquides du réfrigérant en provenance de V-474 servent à refroidir davantage le gaz de S/M dans E-474. Les vapeurs du réfrigérant en provenance de E-474 se mélangent avec le produit de la dérivation à débit minimal et le circuit de trempe alimentant le ballon V-473 (ballon d'aspiration du 1^{er} étage du compresseur C-472). La pression est maintenue à 1.2 bars effectifs correspondant à une température de -23°C.

Un régulateur de pression est prévu sur les ballons d'aspiration et le ballon tampon (V-473, V-474 et V-476) pour acheminer les vapeurs de vaporisat vers la torche au cas où la pression augmente pendant la période d'arrêt ou d'exploitation lorsque des fractions légères sont présentes dans le propane. Ceci permet d'éviter la détente des soupapes de sûreté pour protéger les récipients.

Lorsque le compresseur C-471 est à l'arrêt, le gaz de Stah/Mereksen peut être comprimé par les C-171 des quatre trains (1^{er} étage) à travers la banalisation.

I.4.4.Utilités :

I.4.4.1.Air Service et Air Instrument: (Figure I-07) voir l'annexe.

L'air est fourni par deux compresseurs Tide Air, deux Sullairs, et quatre compresseurs diesel mobiles de secours. Deux compresseurs sont en service pour comprimer l'air à 8.62 bars effectifs.

A la sortie des compresseurs, l'air comprimé traverse l'aéro-réfrigérant E-431 A/B et est refroidi jusqu'à 54.4°C avant d'être introduit dans le ballon d'air humide V-432. Une partie d'air assure les besoins en air service à 07 bars effectifs, l'autre partie est acheminée vers le sécheur ME-403 pour être utilisée comme air instrument.

A la sortie de ME-403, l'air comprimé sec passe par le filtre de sortie avant de pénétrer dans le ballon d'air instrument V-433, qui ce dernier alimentera le ballon V-184 dans chaque train, d'où il est réparti entre les divers utilisateurs à une pression de 6.9 bars effectifs.

I.4.4.2.Réseau Eau de Refroidissement: (Figure I-07) voir l'annexe.

Ce réseau comporte:

- Le ballon V-440.
- Les pompes d'eau de refroidissement P-433 A/B.
- L'aéro-réfrigérant E-432 A/B.
- Le filtre F-403.

Les pompes P-433 A/B aspirent l'eau à partir du V-440 à une pression de 0.35 bars effectifs et à 63.6°C et la refoulent à 4.31 bars effectifs. L'eau refroidie jusqu'à 54.4°C dans l'aéro E-432 A/B

est fournie aux divers utilisateurs. L'eau chaude en provenance des divers utilisateurs et retournée à V-440. Une partie du circuit d'alimentation est filtrée dans F-403.

I.4.4.3. Réseau Gaz Combustible: (Figure I- 07) voir l'annexe.

Les sources d'alimentation de fuel gaz sont:

- V-103 à travers la PV107.
- V-132 à travers la PV129.
- V-470 à travers la PV580 B.
- Piquage pris de l'alimentation compresseur EC-141 et commandée par FV124.
- Piquage pris sur gaz de sortie V-162 après PV138 commandée par FV134.

Ce mélange alimentera le ballon séparateur du gaz combustible haute pression V-430 à 26.5 bars effectifs et 54°C.

Les gaz sortant peuvent être préchauffés dans E-430 si nécessaire. Une partie alimentera le circuit fuel gaz haute pression à une pression de 17.2 bars effectifs et 60°C (turbines à gaz).

L'autre partie alimentera le ballon de gaz combustible basse pression V-431, en passant par un régulateur de pression (PV581A) qui ramène la pression à 3.45 bars effectifs. La pression à la sortie est contrôlée par PV581 B qui envoie le surplus vers torche. Cette pression est encore réduite jusqu'à 1.2 bars effectifs au moyen du régulateur PCV 594 pour alimentation des utilisateurs fuel gaz basse pression (H182: brûleurs et pilotes, V-181, les pots de purification du propane, alimentation des torches et leur pilote ...).

I.3.4.4. Réseau Torche:

Les torches sont des dispositifs de protection du matériel contre les montées anormales de pression provoquées, soit par un incident d'exploitation, soit par un incendie, ou pour brûler les excédents de production.

En cas d'urgence les soupapes s'ouvrent et déchargent les vapeurs excédentaires dans le collecteur prévu. Ces vapeurs sont recueillies au niveau des ballons torche où s'effectue la séparation des phases; et les vapeurs sont ensuite acheminées vers la torche. Les liquides s'écoulent par gravité vers la fosse de brûlage.

I.4.4.5. Dépropaniseur V-401(Colonne de fractionnement du GPL):(Figure I-07) voir l'annexe.

Une faible partie des produits de tête de la colonne V-163 est acheminée par les pompes P-401A/B vers le V-401 au niveau du 21^{ème} plateau.

La colonne fonctionne à une pression permettant de condenser la vapeur de propane à une température de 55°C pour permettre l'utilisation du refroidissement à l'air. La vapeur de tête est entièrement condensée dans le condenseur E-402. Une partie du produit de tête recueilli dans le ballon de reflux V-402 est acheminée par les pompes P-402 vers le plateau supérieur à titre de reflux.

Les pompes P-402 servent également à acheminer le propane liquide vers les bacs de stockage après son refroidissement jusqu'à 27°C.

Les produits de fond sont acheminés vers l'aéro-réfrigérant E-444 pour se refroidir jusqu'à 60°C, ils sont ensuite acheminés vers les bacs de stockage.

I.4.5. Stockage et Expédition :

I.4.4.1. GPL: (Figure I-08) voir l'annexe.

Le GPL est un produit liquide de tête en provenance de la colonne V-163 de chacun des quatre trains. Le produit conforme aux spécifications est acheminé vers l'une des trois sphères T-403A/B/C ayant une capacité individuelle de 3978 m³. Ces réservoirs sont maintenus à une pression de 03 bars effectifs et à une température de 02°C. Le GPL peut être transféré entre les sphères à l'aide des pompes de transfert P-411A/B. Des pompes Booster de GPL P-407A/B/C sont prévues pour élever la pression du GPL aux fins de satisfaire aux exigences du NPSH des pompes P-408A/B/C destinées pour acheminer le GPL vers H.E.H à travers le LR1.

Le GPL hors spécifications est stocké dans la sphère T-404. Les pompes des hydrocarbures à retraiter P421A/B peuvent transférer le GPL en vue de le combiner avec le liquide en provenance du ballon séparateur d'entrée V-101 dans chaque train pour être retraité. Cette conduite est également utilisé pour envoyer le GPL vers la réinjection.

I.4.4.2. Condensat: (Figure I-08) voir l'annexe.

Le condensat en provenance du E-167 à une pression de 3.4 bars effectifs et une température de 38°C est stocké dans les réservoirs à toit flottant T-401A/B/C (On Spec). Tout condensat hors spécification est stocké dans le réservoir à toit fixe T-402 (Off Spec). Ce condensat Off Spec. est mélangé avec le condensat On Spec en vue de le rendre conforme aux spécifications. La pompe P-406A/B est utilisée pour le transfert du condensat Off Spec vers T-401A/B/C. Le condensat en provenance des réservoirs de stockage à 01 atmosphère et 38°C est comprimé à 77.5 bars effectifs au moyen des pompes P-403A/B/C et P404A/B/C pour être acheminé vers Ohanet.

I.4.4.3. Propane et Butane: (Figure I-08) voir l'annexe.

Le propane est un produit de tête de la colonne V-401. Le propane conforme aux spécifications est stocké dans les ballons cigares V-405A/B à une température de 27°C et une pression de 9.9 bars effectifs. La pompe de chargement de propane P-413 achemine le propane en vue du chargement des camions-citernes. Il est prévu une pompe de réserve commune P-422 pour propane et butane. Les butanes mixtes en provenance de V-401 répondant aux spécifications sont stockés dans les ballons cigares V-406A/B à une température de 60°C et

une pression de 6.5 bars effectifs. La pompe P-415 achemine le butane pour le chargement des camions-citernes.

Le propane ou le butane hors spécifications sont renvoyés dans la sphère T-404.

I.5. Généralité sur les produits finis:

I.5.1. Généralité sur le gaz naturelle : [2]

I.5.1.1. Définition de gaz naturelle :

Le gaz naturel est une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée. Dispose de nombreuses qualités : abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs. La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le stockage, le transport, la distribution.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de **75 % à 95 %**, est le méthane (CH_4). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

I.5.1.2. Caractéristique générale de gaz naturel :

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes :

- ☒ **Aspect** : C'est un gaz incolore, à l'état naturel le gaz naturelle est inodore, mais pour de raisons de sécurité on ajoute des additifs tels que les mercaptans.
- ☒ **Densité** : Pour un gaz est défini par le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de la température et de pression.
- ☒ **Pouvoir calorifique** : C'est la quantité dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en (j/m^3)

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur : (PCS)** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramènes à la température ambiante, l'eau formée étant liquide.

- **Pouvoir calorifique inférieur : (PCI)** C'est la quantité de chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustion sont ramènes à la température ambiante, l'eau restée à l'état vapeur.[3]

I.5.1.3. Composition chimique d'un gaz naturel :

La composition chimique d'un gaz c'est la nature des hydrocarbures et les autres constituants qu'il renferme, leur importance relative dans le mélange et leur fraction volumique ou moléculaire.

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour étudier la vaporisation et calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et la température

On peut classer les gaz naturel selon leur origine en :

- **Le gaz naturel bactérien : (biochimique)**

C'est un gaz formé par l'action des bactéries sur les débris organique qui s'accumulent dans les sédiments.

- **Le gaz naturel thermique :**

C'est un gaz formé par la dégradation thermique des sédiments qui portés à des température et pressions croissantes au cours de l'évolution des bassin sédimentaires, est donne à coté des hydrocarbures une large gamme de composées non hydrocarbures.

- **Le gaz naturel inorganique :**

C'est un gaz inorganique qui se forme au cours de formation des gaz hydrocarbures à faible proportion, les gaz volcaniques et les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et des inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques.

I.5.1.4. Les types de gaz naturel :

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et la température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer

- **Le gaz sec :**

Dans les conditions de production de se gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

- **Le gaz humide :**

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

- **Le gaz a condensât :**

Dans les conditions de production de se gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.

- **Le gaz associé :**

C'est un gaz de couverture qui contexte avec la phase d'huile dans réservoir d'huile (Gisement de pétrole).

I.5.2. Généralité sur le GPL : [2]

I.5.2.1. Définition de GPL :

Le GPL (gaz de pétrole liquéfier), est un mélange gazeuse a température et de pression atmosphérique, constituée essentiellement de propane et de butane, et un peu de traces de méthane et d'éthane, il est liquéfier a faible pression (4 à 5 bar) pour faciliter son transport et stockage.

I.5.2.2. Caractéristique générale de GPL : [2]

- ☒ **Odeur** : à l'état naturel le GPL est in odeur, mais pour de raisons de sécurité on ajoute des additifs tels que le diéthylmercaptane;
- ☒ **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de **8 et 2 bars** pour le propane et le butane respectivement à **20 °C**.
- ☒ **Densité** : aux conditions normales de température et pression, le GPL sont plus **lourds** que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température comme exemple : à **38 °C**, la densité est égale **0,534**. La densité est très importante dans le GPL commerciale;
- ☒ **Température d'ébullition** : a la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de **-42°C**, celle de butane est de **-6°C**;
- ☒ **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques :
 - Iso-butane : PC = **29460** (kcal/kg).
 - Normal butane : PC = **29622** (kcal/kg).
 - Propane : PC = **22506** (kcal/ kg).
- ☒ **Impuretés** : le plus important est les soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à **0,005 %** en masse, ainsi l'eau l'un des impuretés importants.

I.5.2.3. Domaines d'utilisation du GPL : [2]

I.5.2.3.1. Le GPL comme carburant :

Le GPL / C est adopté sous le nom commercial « **SIRGHAZ** ». Dès 1912, aux USA le GPL / C alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain. Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL/C, ce sont principalement : Pays-Bas, Japon, Italie, Allemagne, Grande Bretagne, France, USA, Espagne et Canada.

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 Plomb. 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 national en carburant et d'autre part pour des raisons environnementales cruciales.

I.5.2.3.2. Le GPL dans la Pétrochimie :

En Algérie, la demande pétrochimique en GPL est de 18%, il est utiliser comme matière première pour obtenir les oléfines, butadiène et le propylène, Comme l'unité de CP₁K de Skikda.

I.5.2.3.3. Production d'électricité :

La production d'électricité est s'effectué uniquement par le gaz naturel. Le GPL n'a pas introduit jusqu' a ici dans la génération d'électricité ou dans la combustion.

I.5.2.3.4. Le GPL dans les ménages :

Le butane et le propane qui sont obtenu par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages. Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage, la consommation nationale représentée l'équivalent de 11 millions de bouteilles de 13 kg en 1996. Le propane représenté **4,8%** de la consommation national du GPL, il est utilisé comme combustible et de réfrigération dans les unités industrielles.

I.5.2.3.5. Le GPL dans la climatisation :

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs, il est absorbée la chaleur et créer le froid.

I.5.3. Généralité sur le condensât : [1]

I.5.3.1. Définition du Condensât :

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de (**iC₅H₁₂**) jusqu'au (**C₁₂H₂₆**) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

I.5.3.2. Caractéristiques du Condensât :

Les principales caractéristiques du condensât sont :

- **Aspect :** C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique :** Poids spécifique du condensât est compris entre **0,7** à **0,8**.
- **Point d'éclair :** Son point d'éclair est inférieure à **-40°C**.
- **Limites d'inflammabilités :** Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : **1,4** et **7,6%** (dans l'air).

- **Densité de vapeur :** Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de **3 à 4** plus grande que celle de l'air.
- **Explosivité et d'inflammabilités :** Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro conducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage , filtration, chute, pulvérisation,...etc.

On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répendant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.

- **Toxicité physiologique :** Les vapeurs du condensât sont toxique. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement).

La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher.

Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de **0,025%** à **0,05%** volumique dans l'air, elle ne peut pas causer des symptômes heures d'inhalation.

- **Précautions hygiéniques :** Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de **300 ppm**.

I.5.3.3. Domaines d'utilisation du Condensât :

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

Elle confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craqueur.

I.5.3.3.1. 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

I.5.3.3.2. 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 du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique.

*Chapitre 2: Présentation
des résultats de simulation
cas design*

II.1. Introduction :

Cette partie a pour but de simuler le cas design de la section séparation et de la section refroidissement et expansion du complexe de traitement de gaz ALRAR. La simulation du cas design se basé sur l'introduction de la nature de la charge et les Paramètres opératoires (compositions, pression, température et débit).

Dans le schéma de traitement de gaz, les colonnes de distillation (déthaniseur V-161 et débutaniseur V-163), comme la figure suivante :

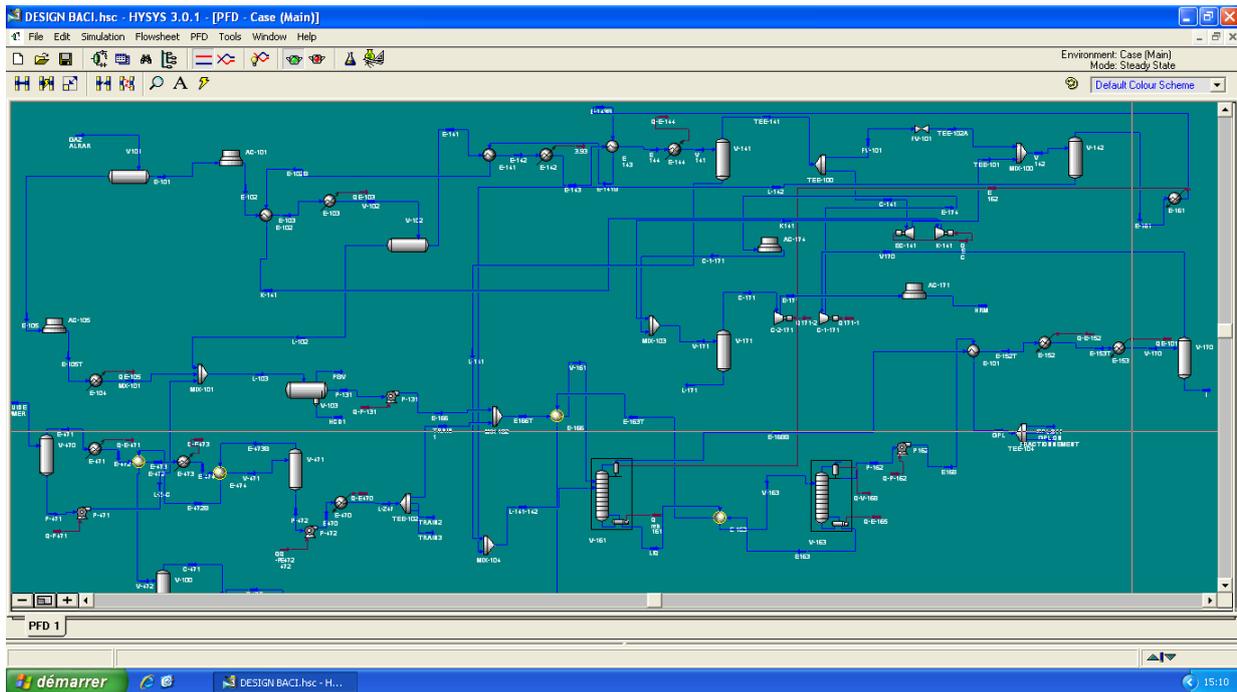


Figure (II– 1) : Schéma PFD de procédé HYSYS cas désigne [6]

II.2. Présentation générale des simulations utilisées :

II.2.1. Définition de simulation :

On définit la simulation comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système ou d'un procédé.

On fait la simulation de procédé pour résoudre les équations de bilan de matière et d'énergie, augmenté l'efficacité et la pureté d'un produit, gain le temps et donnée les valeurs de température, pression, débit et la quantité de chaleur ainsi que donne quelque paramètre comme la hauteur et diamètre de la colonne.

Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, Chem sep, HYSYS, PRO II sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum. Cela dit, le simulateur HYSYS est les plus performants simulateurs utilisés dans l'industrie pétrolière.

II.2.1.1. Simulateur HYSYS 3.0.1 : [4]

Le logiciel HYSYS est l'un des logiciels de simulation de procédés de génie chimique et raffinage, il à été développé par la société canadienne **HYPROTECH**.

Il permet de représenter les différents phénomènes : transfert de matière et de chaleur, se dans les différentes opérations unitaires par modèles thermodynamiques, qui traduisent leur comportement par l'intermédiaire de résolution des équations analytiques.

Le modèle thermodynamique est composé par une série des équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système en évolution (opération unitaire : séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ...etc.). Dans notre travail on utilise ""Peng robinson "" comme modèle thermodynamique, puisque il y a deux phases de la charge, phase liquide et phase vapeur. [2]

II.2.2. Schéma de simulation de procédé :

L'utilisation du HYSYS se fait de la façon suivante :

- ✓ l'utilisateur doit spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- ✓ Il choisit un modèle thermodynamique.
- ✓ Il doit établir le schéma de procédé.
- ✓ Il doit aussi spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- ✓ HYSYS résout le schéma de procédé.
- ✓ HYSYS peut aussi dimensionner quelques équipements.

Le calcul thermodynamique des différents flux lors de la simulation nécessite des données de base : composition de la charge et les paramètres opératoires : pression, température, débit...

Dans la figure (II-2) On définit la méthode générale d'utilisation de simulateur de procédé comme suivante :

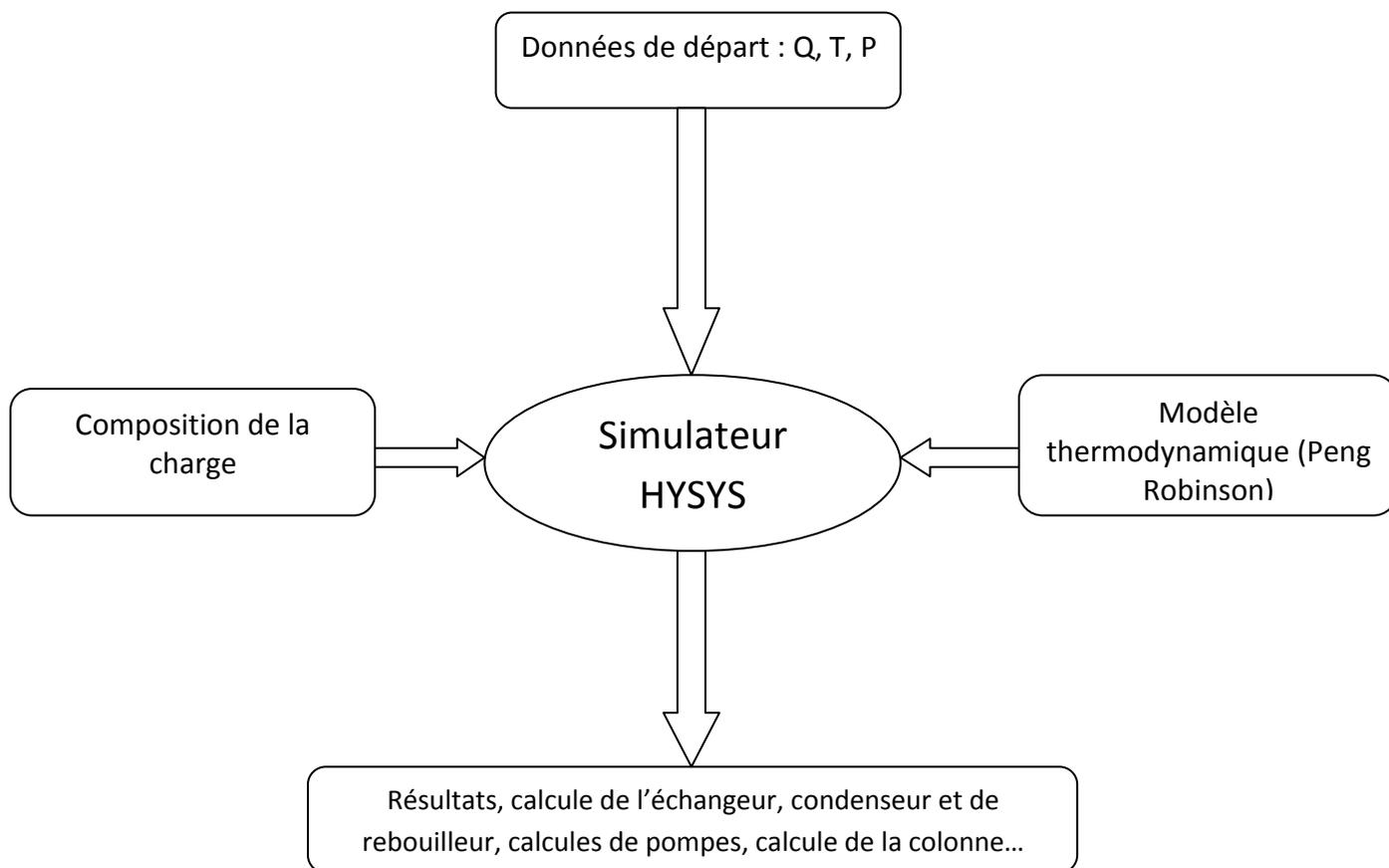


Figure (II-2) : schéma de simulation de procédé

Les étapes d'utilisation de simulateur de procédé (HYSYS) sont définies en étape par étape respectivement comme (voir l'annexe N° : 1).

II.3. Donnée de départ :

II.3.1.Problématique :

II.3.1.1.L'historique du problème :

L'exploitation du gisement d'ALRAR (gaz à condensât) dans le temps conduit à une diminution très importante de la richesse de la fraction liquide (C₅₊) malgré la mise en exploitation d'un nouveau gisement (ALRAR ouest) (**Tableau (II-1 a)**). La diminution de cette

richesse a une influence sur les paramètres de fonctionnement des installations et en particulier la section fractionnement.

L'usine d'ALRAR est confrontée depuis plusieurs années à un problème de diminution dans les quantités de GPL et du condensât par rapport au cas design (Tableau (II-1b), Figure II-3), Le présent travail consiste à optimiser les paramètres de fonctionnement de la section fractionnement afin d'obtenir des produits correspondant aux normes de commercialisation et maximiser les quantités de ces produits.

Tableau (II-1 A) : composition de la charge d'Alrar [6]

Alimentation		
Element	Cas design	Cas actuel
	Fractions Molaires	Fractions Molaires
Azote	0,0032	0,004435
Méthane	0,7537	0,788908
Ethane	0,0923	0,096325
CO2	0,0439	0,035875
Propane	0,0425	0,038803
i- Butane	0,0081	0,006160
n-Butane	0,0145	0,010009
i-Pentane	0,0058	0,002621
n-Pentane	0,0051	0,002225
Hexanes	0,0076	0,003255
Heptanes	0,0056	0,002806
Octanes	0,0051	0,001993
Nonanes	0,0038	0,001875
Décanes	0,0028	0,001349
Undécanes	0,0018	0,000903
Dodécanes	0,0042	0,002359
TOTAL	1.000	1.000
Pression (bars)	67,4	64.5
Température(C°)	100 °C	80
Débit (Kgmol/h)	10727.18	9050.777029
La richesse (% C5+)	4.18	1.9486

Tableau (II-1b): l'écart dans les quantités des produits [6]

	Cas design	Cas actuel	L'écart
La charge [kgmole/h]	10727,18	9050,78	1676.4
GPL [T/h]	31.98	21.45	10.53
Condensât [T/h]	51.44	20.22	31.22
Gaz sec (MMSTD m ³ /h)	0.227	0.181	27.3

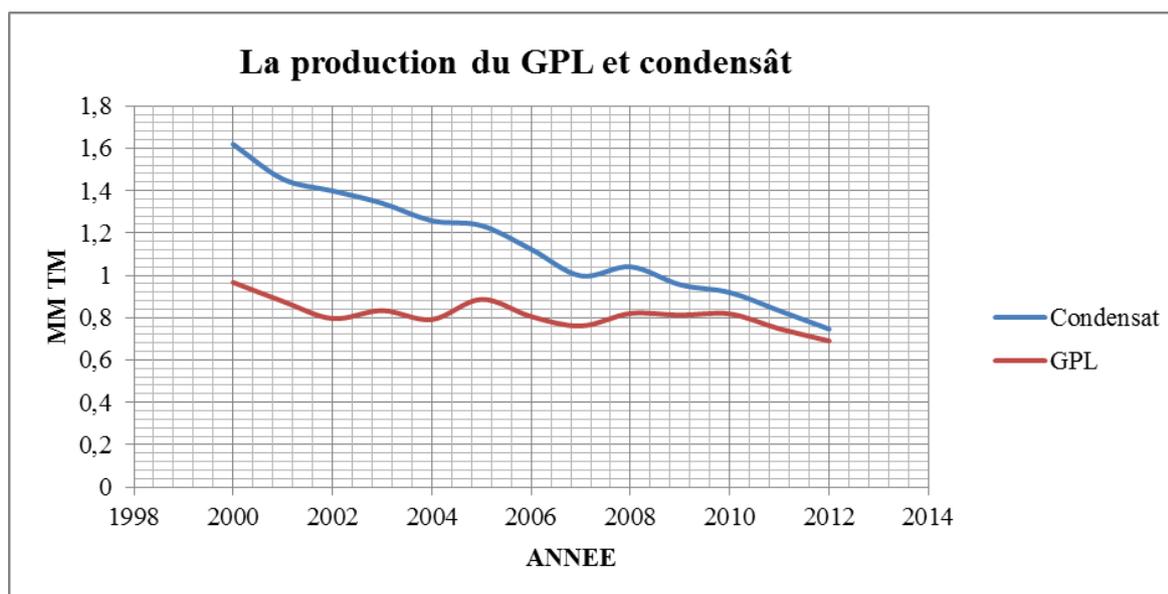


Figure II-3 : la variation de la production du GPL et condensât dans le temps [6]

II.3.1.2.Problématique :

Les paramètres de fonctionnement des colonnes (température de fond) de la section fractionnement sont obtenus actuellement par tâtonnement par le personnel exploitant en fonction des analyses des produits, ce qui occasionne des pertes en production et a des consommations en combustible importantes, donc on doit vérifier ces paramètres.

Nous souhaitons, à travers ce travail, retrouver les bons paramètres de fonctionnement des colonnes de fractionnement (V161 et V163) qui nous permettent de maximiser la récupération des produits toute en respectant les spécifications suivantes :

Pour le GPL :

- Teneur en C2 : 3% molaire au maximum.
- Teneur en C5+ : 0,4% molaire au maximum.

Pour le condensât :

- TVR: ≤ 10 Psia.
- Taux de production : Récupération minimum de 95% (mol) des C5+ dans le gaz d'alimentation.

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.

II.3.2. Bilan de matière de l'unité de traitement de gaz d'Alrar:

On définit le bilan de matière d'alimentation des colonnes de distillation de l'unité de traitement de gaz d'Alrar sur le tableau (II-2) comme suivant

Tableau (II-2) : bilan de matière de traitement de gaz d'Alrar [6]

Repère	T(°C)	P (bar)	Débit total(kg mol/h) DESIGNÉ	Débit total (kg mol/h) HYSYS
1	28	30.1	881.40	870.40
2	140	26.0	881.40	870.40
3	-29	26.0	/	/
4	-40	25.3	/	/
5	-40	25.3	2139.04	1951
6	128	26.1	/	/
7	128	26.1	/	/
8	120	20.5	1234.55	1235
9	134	16.5	/	/
10	73	16.3	/	/
11	61	15.7	/	/
12	61	15.7	740.86	724.3
13	212	16.5	/	/
14	212	16.5	/	/
15	212	16.5	/	/
16	38	3.4	495.69	509.3

Les numéros de tableau précédent sont représentés dans le schéma de procédé suivante :

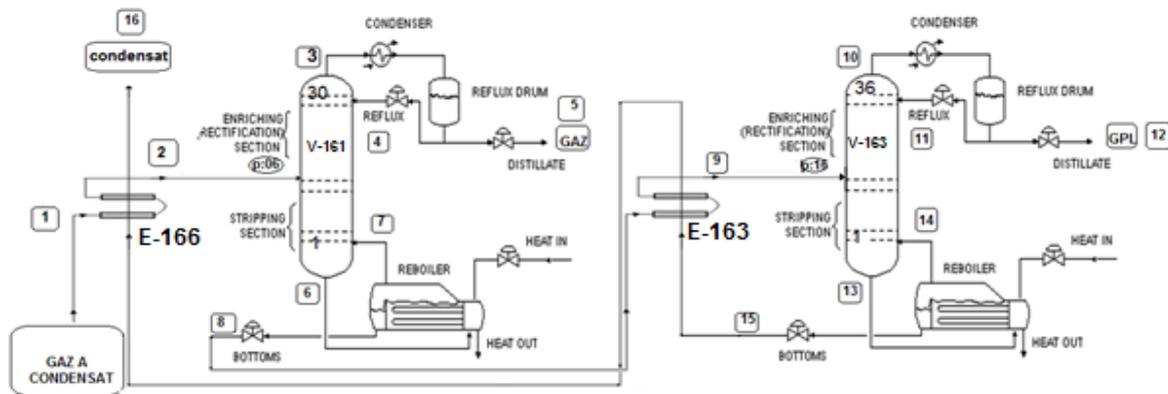


Figure (II-4) : schéma des colonnes V-161 et V-163

II.3.3. Données de la colonne :

II.3.3.1. Description de colonne de distillation :

La colonne est un dispositif pour séparer les constituants d'un mélange par absorption, ou par distillation, soit colonne à plateaux ou colonne à garnissage mais dans notre travail, on précise l'étude à la colonne à plateaux, qui est constituée d'un ensemble des étages de contact entre deux phases circulant séparées. Chaque colonne à plateaux soit dééthaniseur V-161 ou débutaniseur V-163 fixera le diamètre, l'espacement entre les plateaux, la perte de charge entre le sommet et le fond de la colonne et la hauteur globale ou la hauteur de la zone de rectification et d'épuisement.

La première colonne de dééthaniseur est une colonne à 30 plateaux, 25 plateaux pour la zone de rectification et 5 plateaux pour la zone d'épuisement, la charge d'alimentation entre au niveau de 6^{ème} plateau de la colonne.

La colonne de distillation dééthaniseur de trains de traitement de gaz alimentée à la charge de gaz à condensat de position numéro (2) dans le schéma de l'unité et les deux sorties de la colonne de position (3) en tête et le (6) en fond de la colonne comme la figure (II-5)

La deuxième colonne de débutaniseur est une colonne à 36 plateaux, 21 plateaux pour la zone de rectification et 15 plateaux pour la zone d'épuisement, la charge d'alimentation entre au niveau de 16^{ème} plateau de la colonne.

La colonne de distillation de stabilisation de condensat alimentée à la charge de liquide (condensat et GPL) de position numéro (9) dans le schéma de l'unité et les deux sorties de la colonne de position (10) en tête et le (13) en fond de la colonne comme la figure suivante:

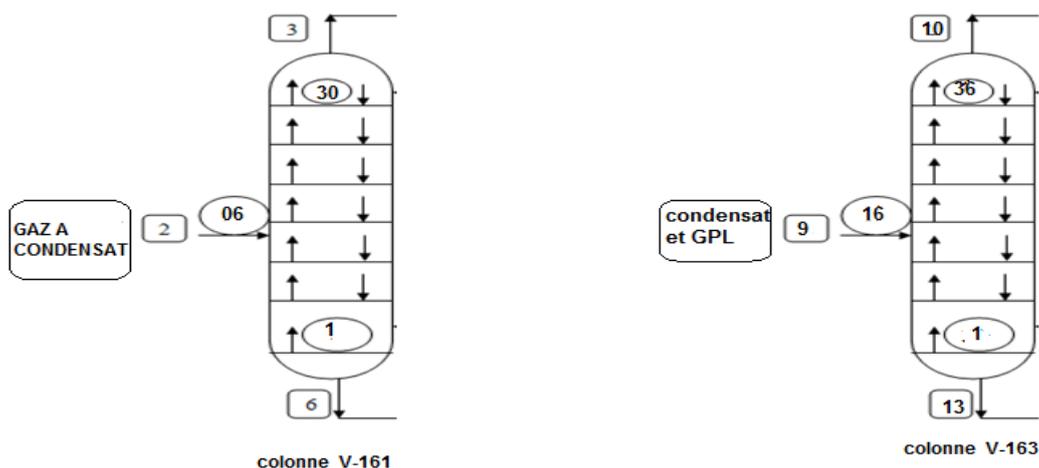


Figure (II-5) : colonnes de distillation

II.3.3.2. Description de clapet :

Le plateau de la colonne c'est un plateau à clapet qui est compromis entre le plateau calotte et perforé, c'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés des clapets, il a une meilleure efficacité et moyen à élevée capacité, mais il est plus chers car le frais d'entretien est élevée, la figure suivante représente la forme de clapet :



Figure (II-6) : clapet de plateau

✓ On définit quelque paramètre comme suivante :

☒ **Facteur de moussage** : on prend le facteur de moussage pour l'hydrocarbure égal à une[2]

- ☒ **Type d'orifice de clapet** : on prend le type d'orifice de clapet est straight orifice, puisque ce dernier est utilisé pour la pression normal mais venturi orifice est utiliser pour la faible pression ou pression bas. [2]

La figure (II-7) représente la différence entre les deux types d'orifice de clapet :

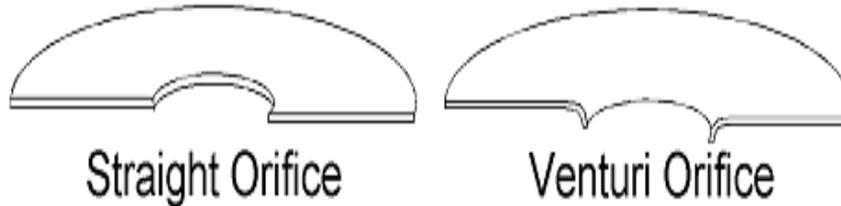


Figure (II-7) : type d'orifice de clapet

- ☒ **Méthode de dimensionnement de la colonne à clapet** : il y a trois méthodes de dimensionnement de la colonne à clapet sont : (Galitch, koch et natter), chaque une basée sur la hauteur de liquide dans les plateaux, dans cette colonne on prend la méthode de Glitsch. [2]
- ☒ **les matériaux de constriction** : à partir de la densité est égale à 770 kg/m^3 , on prend le matériau de constriction est acier en carbone. [2]

On résume la spécification de la colonne dans le tableau suivant :

Tableau (II-3) : spécification de la colonne[1]

Paramètres de la Colonne	Désigne V-161	Désigne V-163
Facteur d'engorgement (%)	85%	85%
Facteur de moussage	1	1
Type d'orifice de clapet	Straight	Straight
Méthode de dimensionnement de la colonne à clapet	Glitsch	Glitsch
Matérielle de construction de clapet ou la densité (kg/m^2) (acier en carbone)	770	770
L'épaisseur de clapet (mm)	1.524	1.524
L'épaisseur de colonne à clape (mm)	3.175	3.175
L'espacement entre les plateaux (in)	/	/
Nombre de passe	1	1
Débit d'alimentation de (kg mol/h)	881.40	1234.55

II.3.4. spécifications des échangeurs de chaleur des deux colonnes V-161 et V-163 :

Dans l'unité de traitement de gaz d'Alrar, chaque colonne de distillation soit dééthaniseur ou bien la colonne de stabilisation de condensât est menu à : un échangeur de prés chauffage, condenseur et rebouilleur comme suivante :

(E-166, E-161, E-162) → pour la colonne dééthaniseur

(E-164, E-163, E-165) → pour la colonne débutaniseur

II.3.4.1. Définition des échangeurs de chaleur :

Dans l'unité de traitement de gaz d'Alrar il ya trois types des échangeurs des chaleurs : échangeur à tube et calandre, échangeur à aérocondenseur et échangeur à plaque (train 04) comme suivante.

II.3.4.1.1. Echangeur à tube et calandre E-166 ; E-165 ; E-163 ; E-162 ; E-161 :

Ce type d'appareil est de loin le plus répandu dans les raffineries. Le principe de faisceau longé à l'intérieur d'une calandre a été retenu également dans la construction dans des condenseurs et des rebouilleurs.

L'appareil est constitué par un faisceau de tube est montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre des chicanes .a chaque extrémité sont fixées les boites de distribution qui assurant la circulation du fluides à l'intérieure des faisceaux en plusieurs passes.

Le faisceau est longé dans une calandre munie des tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'intérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes. [2]

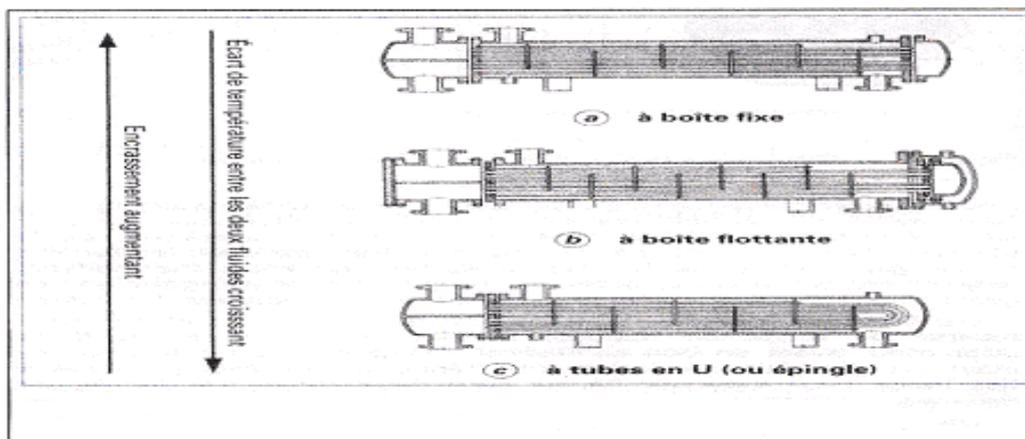


Figure II-8 : Echangeur à tube et calandre [3]

II.3.4.1.2.échangeur à aérocondenseur E-164 :

L'échangeur de chaleur E-164 c'est un aérocondenseur, ce dernier existe dans le schéma de procédé HYSYS de traitement de gaz d'Alrar pour la condensation de vapeur de tête de la colonne à partir de (10) dans le schéma de l'unité précédente comme suivante :

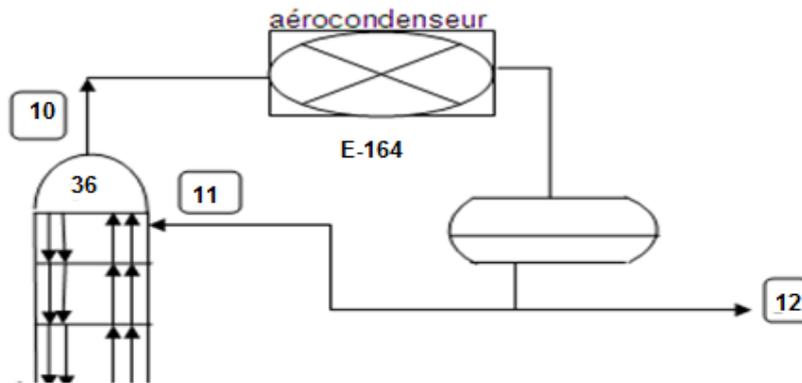


Figure (II-9) : aérocondenseur E-164

II.4. Présentation des résultats de simulation et dimensionnement des équipements (cas design) :

Avant d'appliquer le modèle sur le cas actuel, la vérification des modèles thermodynamique choisis s'impose, en prenant en considération les paramètres design de toutes

les sections du complexe d'Alrar (section séparation, section refroidissement, section expansion et la section stabilisation du condensât), et en comparant les résultats de la simulation avec ceux de design.

II.4.1.Conditions opératoires :

Les conditions opératoires du cas design de toutes les sections d'un train Fluor (Train I) sont présentées dans le tableau ci-dessous.

Tableau II.4 : Conditions opératoire Train I : [1]

Equipements statiques	V 101	V 102	V 103	V 141	V 142	V161	V163
Pression (bars)	67.4	64.8	34.3	60.3	30	26	16.3
Température (°C)	100	27	24	-34	-65	-29	73
						128	212

II.4.2. Composition du gaz d'alimentation et paramètres opératoires d'entrées:

Les données d'exploitation sont extraites d'après le bilan de matière des trains Fluor.

Tableau II.5 : Composition, débit et paramètres du gaz d'alimentation[1]

Composition	Fractions molaires	
	Gaz d'ALRAR	Liquides de STAII/MEREKSEN
Azote	0,0032	0,0042
CO2	0,0439	0,0159
Méthane	0,7537	0,7100
Ethane	0,0923	0,1288
Propane	0,0425	0,0766
i Butane	0,0081	0,0105
N Butane	0,0145	0,0307
i Pentane	0,0058	0,0076
n Pentane	0,0051	0,0085
Hexanes	0,0076	0,0046
Heptanes	0,0056	0,0019
Octanes	0,0051	0,0006
Nonanes	0,0038	0,0001
Décanes	0,0028	0,0000
Undécanes	0,0018	0,0000
Dodécanes	0,0042	0,0000
Total	1,0000	1,0000
Débit (Kgmole/h)	10727,18	4654,17
T(°C)	100,0	54,0
P(barg)	67,4	26,5

D'après le simulateur HYSYS on définit les résultats de dimensionnement des équipements et la présentation des profils des paramètres des deux colonnes comme suivant.

II.4.1. Profil des colonnes :

II.4.1.1. Profil de débit :

Dans la figure (II-10), qui représente les profils de débit de simulateur HYSYS, cette changement est interpréter la variation de fraction liquide et vapeur de chaque colonne à partir de fond jusqu' a le sommet de la colonne comme suivante.

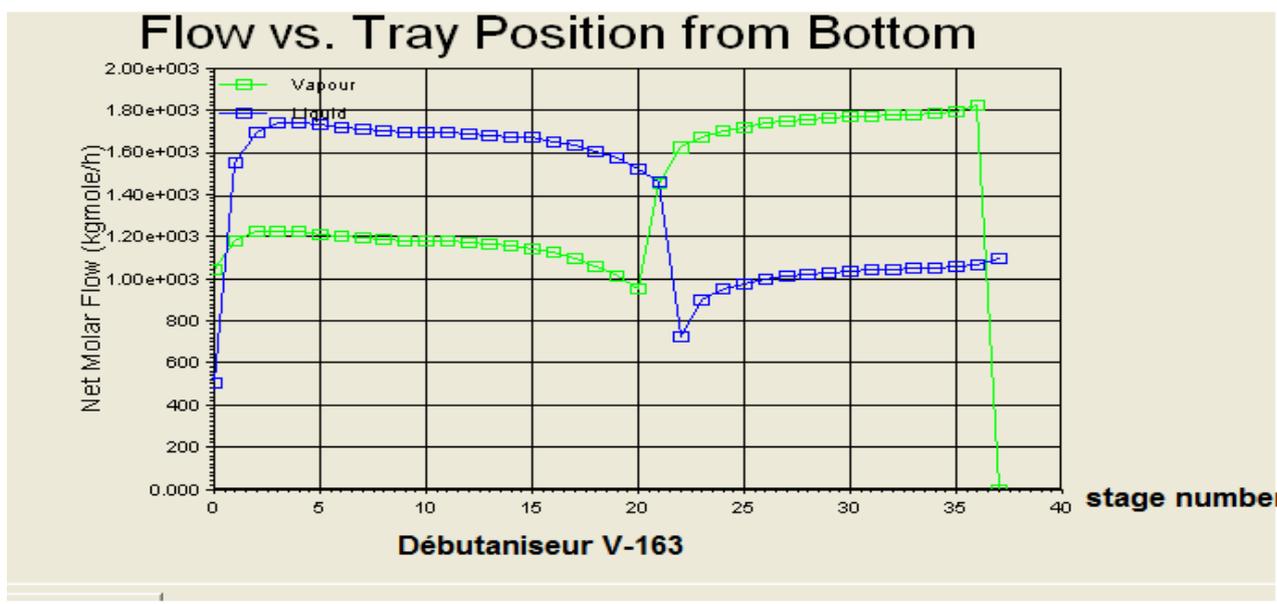
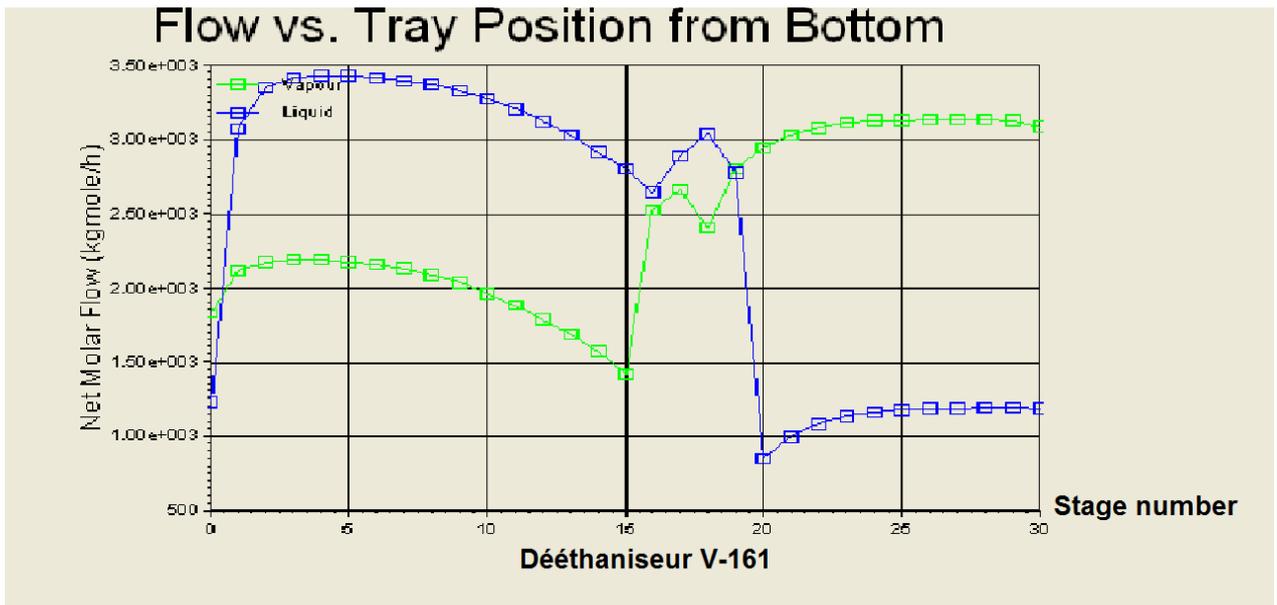


Figure (II-10) : profils de débit cas design [6]

II.4.1.2. Profile de température :

Dans la figure (II–11) qui représente les profils de température de simulateur HYSYS, la température de liquide et de vapeur de chaque plateau des colonnes varie graduellement du sommet jusqu'au fond de la colonne, cette changement de température est criées par le rebouilleur de la colonne comme suivant.

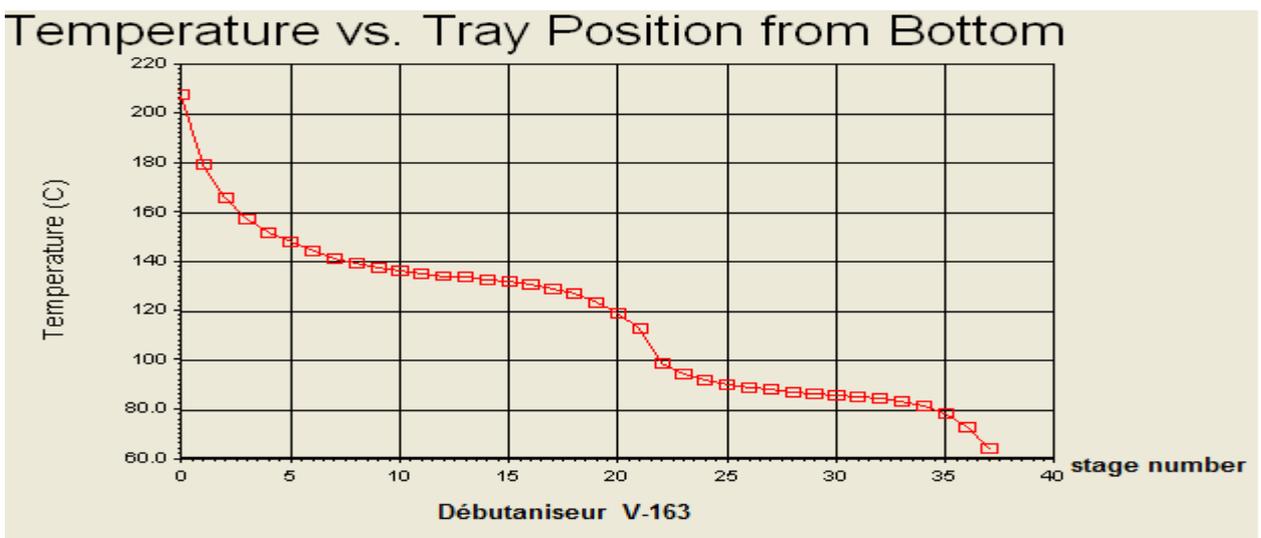
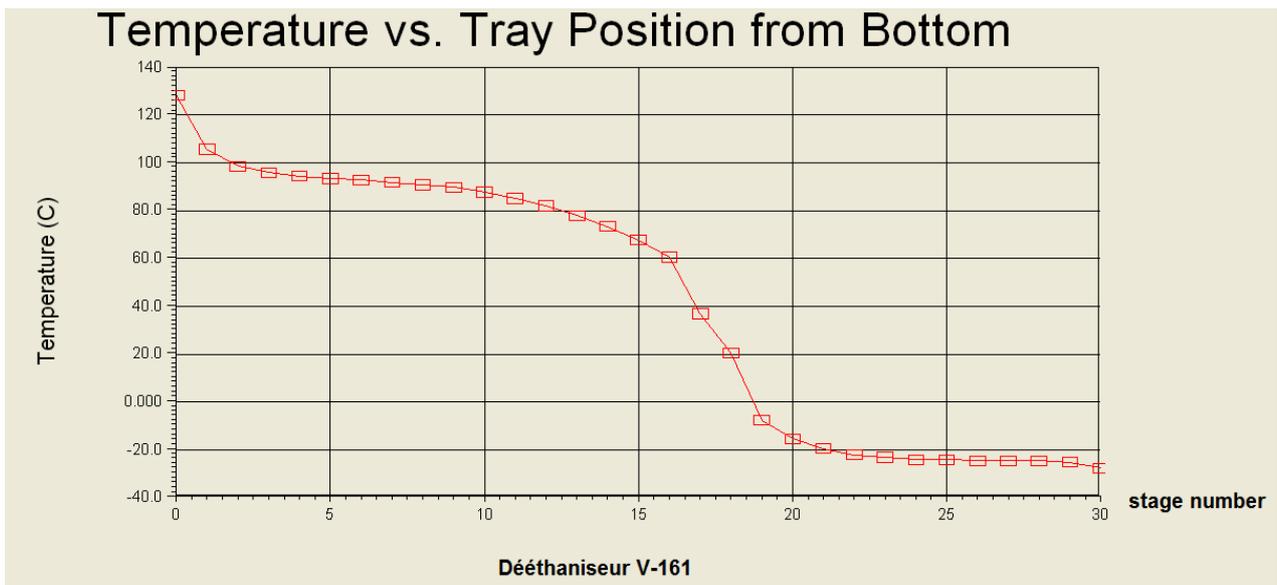


Figure (II–11) : profils de température cas design [6]

II. 4.1.3. Profile de fraction de C₁, C₂, C₃, iC₄ :

Dans la figure (II-12), on définit les résultats de simulation de fraction du méthane ,éthane, propane et i butane dans la tête de chaque colonne, le changement de fraction de ce dernier est variée graduellement avec les plateaux des colonnes, on aura les profiles de méthane et l'éthane dans la colonne V-161 sont plus grand, par contre dans deuxième colonne V-163 ,la quantité de méthane et d'éthane presque égal à zéro, en plus les profiles de propane et i butane sont très faible dans le premier colonne ,mais dans la deuxième colonne sont très important. On dit la pureté des produit finis des gaz sec, condensat et GPL sont bien définit comme le design comme suivante :

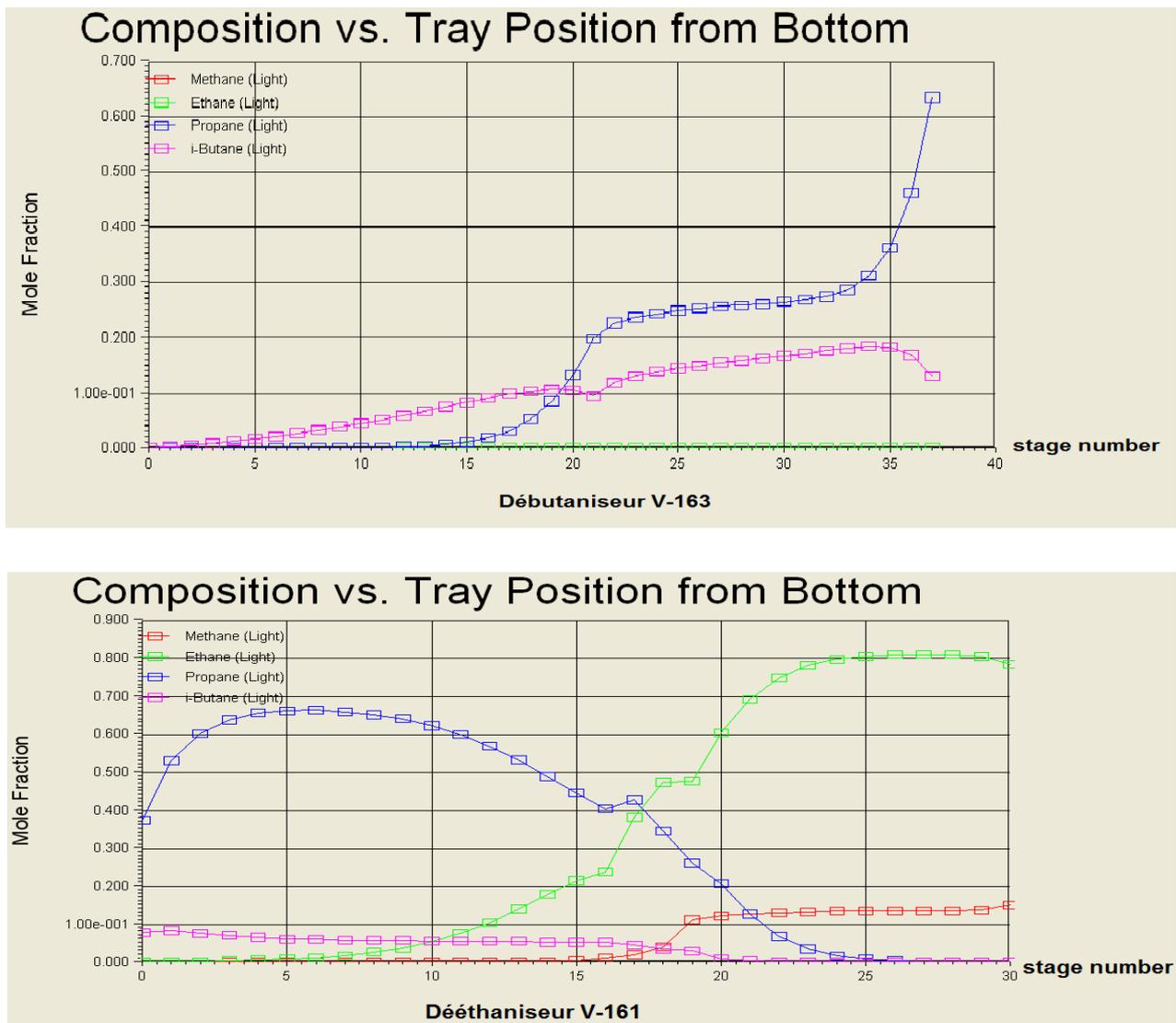


Figure (II-12) : profile de fraction de tête des colonnes cas design [6]

II.4.2. Paramètres de simulation des colonnes V-161 et V-163 :

Les tableaux (II-6a/b/c) représentent les paramètres de simulation de la colonne de distillation dééthaniseur et débutaniseur avec la simulateur HYSYS et la comparaison avec les paramètres de désigne de constructeur ; comme suivante :

Tableau (II-6a) : fractions molaire de tête et de fond de colonne dééthaniseur en cas design : [6]

Produits	tête de colonne V-161 (Gaz sec)			fond de colonne V-161 (GPL+condensat)		
	Simulé	Design	Ecart	Simulé	Design	Ecart
Elément	Composition molaire (%)					
Azote	0.001	0.11	0.05	0.00	0.00	0.00
Méthane	62.41	64.21	2.20	0.00	0.02	0.02
Ethane	29.40	27.66	2.16	0.00	0.98	0.98
CO2	8.08	7.59	0.49	0.00	0.01	0.001
Propane	0.0017	0.43	0.42	37.32	36.78	1.46
i Butane	0.00	0.00	0.00	7.82	7.78	0.04
n Butane	0.00	0.00	0.00	15.64	15.41	0.23
i pentane	0.00	0.00	0.00	5.93	5.88	0.05
n pentane	0.00	0.00	0.00	5.48	5.41	0.07
Hexanes	0.00	0.00	0.00	7.18	7.16	0.02
Heptanes	0.00	0.00	0.00	5.10	5.10	0.00
Octanes	0.00	0.00	0.00	4.50	4.51	0.01
Nonanes	0.00	0.00	0.00	3.30	3.32	0.02
Décanes	0.00	0.00	0.00	2.42	2.43	0.01
Undécanes	0.00	0.00	0.00	1.56	1.56	0.00
Dodécanes	0.00	0.00	0.00	3.64	3.65	0.01
SOMME	100	100	/	100	100	/
PCS (Kcal/m³)						
Densité(Kg/m³)	41	/	/	479.6	/	/
PM (g/mol)	22.44	22.18	0.26	71.15	70.55	0.60

Tableau (II-6b) :fractions molaire de tête et de fond de la colonne débutaniseur en cas désigne : [6]

Produits	tête de colonne V-163 (GPL)			fond de colonne V-163(Condensat)		
	Simulé	Design	Ecart	Simulé	Design	Ecart
Elément	Composition molaire (%)					
Azote	0.00	0.00	0.00	0.00	0,00	0.00
Méthane	0.00	0.00	0.00	0.00	0,00	0.00
Ethane	0.00	1.63	1.61	0.00	0,00	0.00
CO2	0.00	0.01	0.01	0.00	0,00	0.00
Propane	63.61	61.28	2.33	0.00	0,00	0.00
i Butane	13.23	12.88	0.65	0.16	0.16	0.00
n Butane	23.04	24.14	1.10	5.20	2.52	2.65
i pentane	0.09	0.03	0.06	14.24	14.65	0.41
n pentane	0.01	0.00	0.00	13.25	13.53	0.28
Hexanes	0.00	0.00	0.00	17.40	17.90	0.50
Heptanes	0.00	0.00	0.00	12.36	12.76	0.40
Octanes	0.00	0.00	0.00	10.89	11.27	0.62
Nonanes	0.00	0.00	0.00	8.00	8.30	0.30
Décanes	0.00	0.00	0.00	5.87	6.09	0.22
Undécanes	0.00	0.00	0.00	3.77	9.91	6.14
Dodécanes	0.00	0.00	0.00	8.81	4.12	4.71
SOMME	100	100	/	100	100	/
PCS (Kcal/m³)						
Densité	460.1	/	/	479.6	/	/
PM (g/mol)	49.21	49.06	0.15	102.4	102.81	0.41

Tableau (II-6c) : fractions molaire de gaz sec (gaz combines) vers HR en cas design : [6]

Produits	Gaz sec (gaz combines)		
	Simulé	Design	Ecart
Elément	Composition molaire (%)		
Azote	0.0035	0.0035	0.000
Méthane	0.8234	0.8355	0.120
Ethane	0.1084	0.1063	0.002
CO2	0.0490	0.0485	0.01
Propane	0.0116	0.0055	0.0061
i Butane	0.0015	0.0002	0.014
n Butane	0.0026	0.00019	0.0024
i pentane	0.0000	0.0000	0.000
n pentane	0.0000	0.0000	0.000
Hexanes	0.0000	0.0000	0.000
Heptanes	0.0000	0.0000	0.000
Octanes	0.0000	0.0000	0.000
Nonanes	0.0000	0.0000	0.000
Décanes	0.0000	0.0000	0.000
Undécanes	0.0000	0.0000	0.000
Dodécanes	0.0000	0.0000	0.000
SOMME	1.0000	1.0000	/
Debit(Kgmol/h)	9573.8	9617.00	43.2
Densité	5.052	/	/
PM (g/mol)	19.47	19.11	0.36

II.4.3. Simulation de la quantité de chaleur fournie au niveau des rebouilleurs E-162 et E-165 :

Tableau (II-7): Simulation de la quantité de chaleur fournie au niveau des rebouilleurs E-162 et E-165 : [6]

Paramètres	E-162 Simulé	E-162 Design	E-162 Ecart	E-165 Simulé	E-165 Design	E-165 Ecart
Quantité de chaleur fournie (MMKcal/h)	7.41	7.23	0.18	8.82	9.14	0.32
Température entre (C°)	105.7	/	/	179.4	/	/
Température sortie (C°)	128.4	128	0.4	208.1	212	3.9

Interprétation des résultats :

L'analyse des résultats obtenus par le modèle thermodynamique (Peng-robinson) montre que les écarts dans la composition, les débits des produits et les énergies du cas design et le cas simulé sont plus petits et acceptables (inférieures à l'erreur tolérée 10%).

La convergence des résultats permet de conserver ce modèle (Peng-robinson) pour étudier le cas actuel et l'optimisation avec les nouveaux paramètres composition température et pression.

II.5. Conclusion :

D'après les calculs cités dans ce chapitre pour le dimensionnement des équipements de l'unité de traitement de gaz comme les rebouilleurs, les colonnes les ballon de séparation... , on peut tirer les résultats suivantes:

* Le simulateur Hysys est favorable pour l'optimisation des paramètres des équipements des unités industrielle des hydrocarbures.

*On peut appliquer ce simulateur pour optimiser des autres cas.

Chapitre 3:

Optimisation des paramètres

des colonnes en cas actuel

III.1. Introduction:

Dans ce chapitre on fait La simulation du cas actuel, qui est réalisée par la conservation de la conception du procédé et le modèle thermodynamique appliqué au cas design (Peng-Robinson) avec les paramètres opératoires actuels (Train I), qui s'écartant légèrement des paramètres design à cause de l'évolution du gisement de gaz d'Alrar (pression et composition) dans le temps et certaines contraintes d'exploitation.

III.2. Présentation des résultats de simulation et dimensionnement des équipements (cas actuel) :

III.2.1. Conditions opératoires :

Tableau III.I: Composition des charges : [1]

	ALRAR	STAH	MERK
Composé	Fraction molaire	Fraction molaire	Fraction molaire
Nitrogène	0,004435	0,004803	0,005807
Méthane	0,788908	0,743325	0,786462
Ethane	0,096325	0,122251	0,103553
CO2	0,035875	0,020242	0,018287
Propane	0,038803	0,061058	0,049695
i-Butane	0,006160	0,009325	0,008034
n-Butane	0,010009	0,019614	0,015503
i-Pentane	0,002621	0,005746	0,004588
n-Pentane	0,002225	0,005138	0,003613
n-Hexane	0,003255	0,003940	0,002437
n-Heptane	0,002806	0,002304	0,001067
n-Octane	0,001993	0,001124	0,000429
n-Nonane	0,001875	0,000513	0,000200
n-Décane	0,001349	0,000200	0,000131
n-C11	0,000903	0,000100	0,000046
n-C12	0,002359	-	-
Benzène	0,000050	0,000156	0,000085
Toluène	0,000050	0,000161	0,000063
Somme	1,000000	1,000000	1,000000
Température [C]	68	28	28
Pression [bar]	65,5	24	24
Débit [kgmole/h]	9050,777	1845,043	1258,224

Tableau III.2: Conditions opératoires actuelles (Train I fonctionnement normal)

Équipement statique	V 101	V 102	V 103	V 141	V 142	V161	V163
Pression (bars)	64	61.1	33.8	59.6	30	26	16
Température (°C)	80	24	21	-35	-63.4	-15	76
						117	197

D'après le simulateur HYSYS on définit les résultats de dimensionnement des équipements et la présentation des profils des paramètres des deux colonnes comme suivant.

III.2.2.Résultats de la simulation :

Les résultats sont présentés dans les tableaux ci-dessus :

III.2.2.1.Produit GPL :

Tableau III.3: Comparaison de la composition, du débit et des propriétés de GPL simulées et ceux donnés par le laboratoire le 13/11/2013.

	Simulation	Réel
<i>Composé</i>	Fraction molaire	Fraction molaire
Nitrogène	0.0000	0.0000
Méthane	0.0000	0.0000
Ethane	0.00007	0.0110
CO2	0.0000	0.0000
Propane	0.6160	0,6238
i-Butane	0.1413	0,1328
n-Butane	0.2200	0,2316
i-Pentane	0.0174	0.0008
n-Pentane	0.0050	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000
Somme	1.0000	1.00000
Débit massique [T/h]	20.80	21.45
Poids Moléculaire	49.80	49.07
Densité [kg/l]	0.558	0.5402

III.2.2.2. Produit condensât :

Tableau III.4: Comparaison de la composition, du débit et des propriétés de Condensât simulées et ceux donnés par le laboratoire le 13/11/2013.

Composé	Simulation	Réel
	Fraction molaire	Fraction molaire
Nitrogène	-	-
Méthane	-	-
Ethane	-	--
CO2	-	-
Propane	0.000017	-
i-Butane	0.0050	-
n-Butane	0.0584	-
i-Pentane	0.1087	-
n-Pentane	0,1148	-
n-Hexane	0,1700	-
n-Heptane	0,1424	-
n-Octane	0.0986	-
n-Nonane	0,08826	-
n-Décane	0,06214	-
n-C11	0,04108	-
n-C12	0,1104	-
Somme	1.00000	-
Débit massique [T/h]	21.58	20.22
Poids Moléculaire	105.40	103.00
T.V.R à 37.8 C [psia]	8.5	8.4
Densité (Std. Cond) [kg/l]	0.7100	0.7048

III.2.2.3. Produit gaz sec :

Tableau III.5: Comparaison de la composition, du débit et des propriétés de gaz sec simulées et ceux donnés par le laboratoire le 13/11/2013.

	Simulation	Réel
Composé	Fraction molaire	Fraction molaire
Nitrogène	0,0047	0,0038
Méthane	0,8394	0,8189
Ethane	0,1038	0,1115
CO2	0,0382	0.0419
Propane	0,0134	0,0207
i-Butane	0,0002	0,0012
n-Butane	0,0002	0,0017
i-Pentane	0,0000	0,0002
n-Pentane	0,0000	0,0001
n-Hexane	0,0000	0.0000
n-Heptane	0,0000	0.0000
Somme	1,0000	1,0000
Poids moléculaire	19.02	18.94
Densité [kg/m³]	29.52	19.54
Débit massique [T/h]	161.64	181.97
P.C.S (Kcal/m³)		

Les écarts entre les résultats obtenus par la simulation et ceux donnés par le fonctionnement réel d'un train sont acceptables (erreur très faible), ce qui confirme la validité de la simulation.

Après cette validation, il nous reste à optimiser les paramètres de marche des colonnes, afin d'améliorer la qualité et la quantité des produits GPL et condensât.

III.3.L'optimisation des paramètres :

L'objectif de cette partie est de voir la possibilité d'optimiser la production du GPL et du condensât afin de réduire l'écart de la production actuelle par rapport au design, donc il est

nécessaire d'utiliser le logiciel HYSYS pour optimiser les paramètres de fonctionnement des colonnes pour les deux sections.

Les variables à optimiser sont les températures du fond de deux colonnes.

III.3.1. La colonne Dééthaniseur :

III.3.1.1. La teneur en Propane dans le Gaz:

La teneur en propane dans le gaz sec est une spécification à respecter, elle ne doit pas dépasser la valeur de 3%. Pour voir l'évolution de la teneur en propane dans le gaz sec ; produit de tête, on fait varier la température du fond et enregistrer cette teneur.

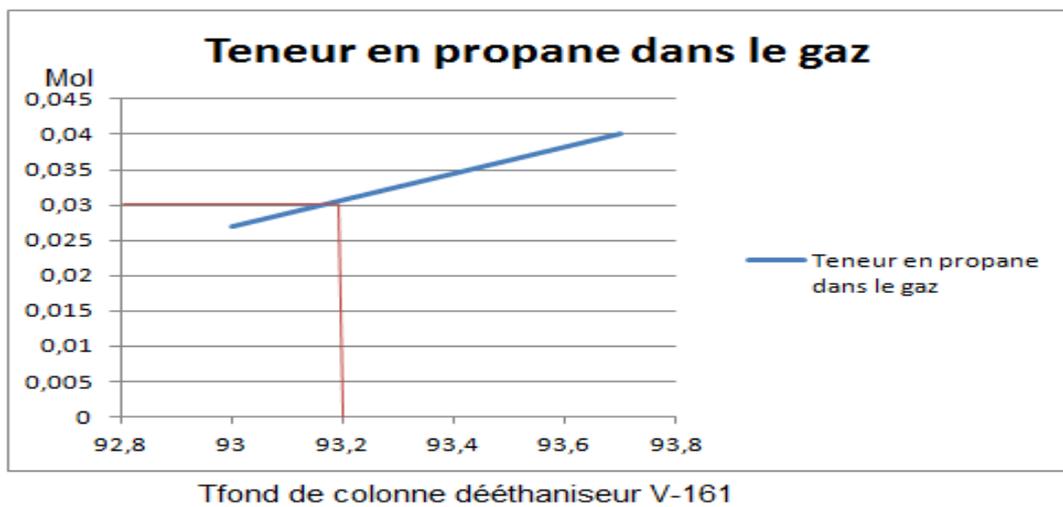


Figure III-1: Variation de la teneur du propane dans le gaz sec en fonction de la température du fond de la Dééthaniseur. [6]

D'après cette courbe on remarque que la variation de la température du fond de la colonne dééthaniseur influe proportionnellement sur la teneur de propane dans le gaz sec; l'augmentation de cette température provoque une augmentation dans la teneur du propane dans le produit de la tête, cette augmentation commence lorsque la T_{fond} atteint la valeur 93.2°C. Comme cette teneur doit ne pas dépasser la valeur de 3%, donc la T_{fond} maximale de cette colonne est 93.2°C.

III.3.1.2. 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 colonne

débutaniseur, on fait varier la température du fond de la colonne dééthaniseur et enregistrer la teneur de l'éthane.

Les résultats obtenus sont présentés dans le graphe suivant :

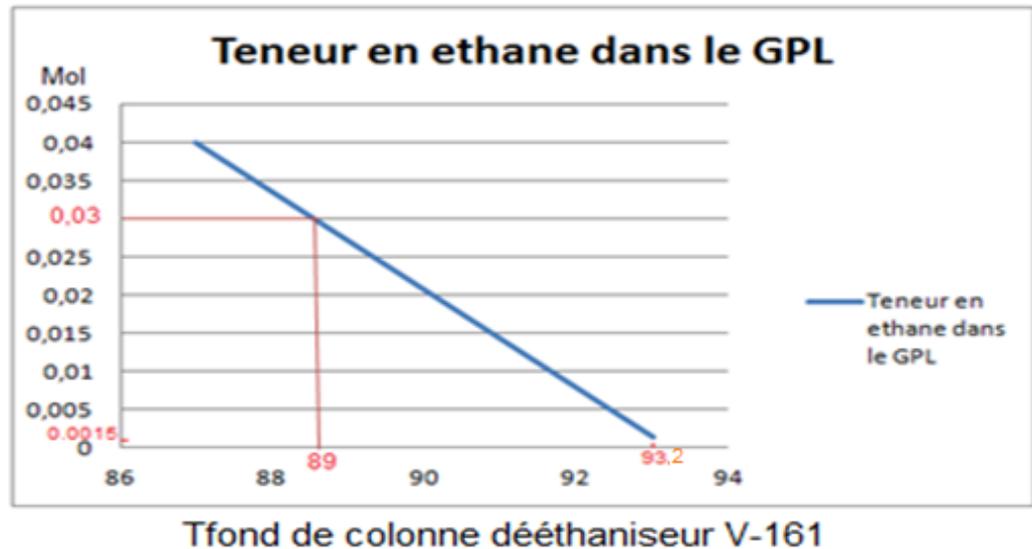


Figure III-2: variation de la teneur de l'éthane dans le GPL en fonction de la température du fond de la Dééthaniseur. [6]

Cette courbe montre l'évolution de la teneur en éthane dans le GPL en fonction de la température de fond de la colonne V161. On remarque bien que lorsque la T_{fond} de la colonne V161 (dééthaniseur) augmente, la teneur en éthane dans le GPL diminue en éliminant plus d'éthane dans le fuel gaz (produit de tête de V161). Comme cette teneur ne doit pas dépasser la valeur de 3%, donc la T_{fond} du dééthaniseur doit être supérieure à 89 °C.

D'après ces deux courbes, la T_{fond} du dééthaniseur doit être dans l'intervalle 89°C et 93.2°C.

*Alors pour trouver la T_{fond} optimale du dééthaniseur, il faut vérifier la variation d'énergies consommées au niveau du rebouilleur de cette colonne

La courbe suivante représente cette variation :

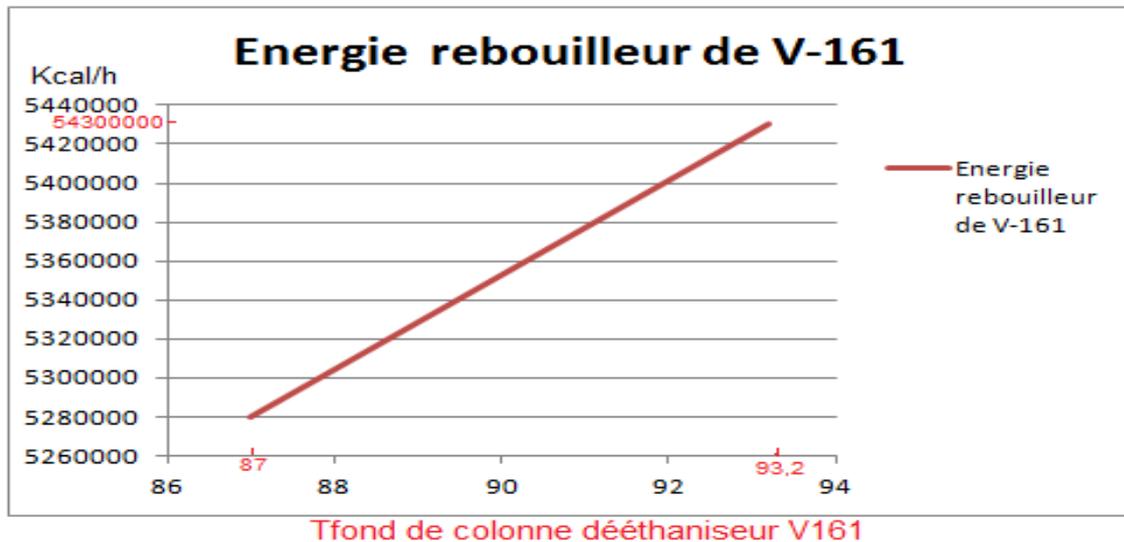


Figure III-3: Variation des énergies de la Dééthaniseur en fonction de sa température du fond. [6]

Plus la T_{fond} augmente plus les énergies augmentent, donc il faut choisir la T_{fond} du dééthaniseur de telle sorte que les énergies à fournir soient minimales sachant que la capacité maximale d'échange thermique du rebouilleur de cette colonne est de 5.43 MM kcal/h.

Une température T_{fond} de 93.2°C peut être considérée comme étant une température optimale car elle peut nous assurer les spécifications exigées et elle nécessite une consommation en énergie loin de la capacité maximale du rebouilleur.

III.3.2. La colonne Débutaniseur :

III.3.2.1. 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 [6].

Sa valeur doit être comprise entre 8 et 10 psia, Pour voir la variation de sa valeur on fait varier les deux températures de fond des deux colonnes et enregistre la valeur.

Les résultats obtenus sont présentés dans le graphe suivant :

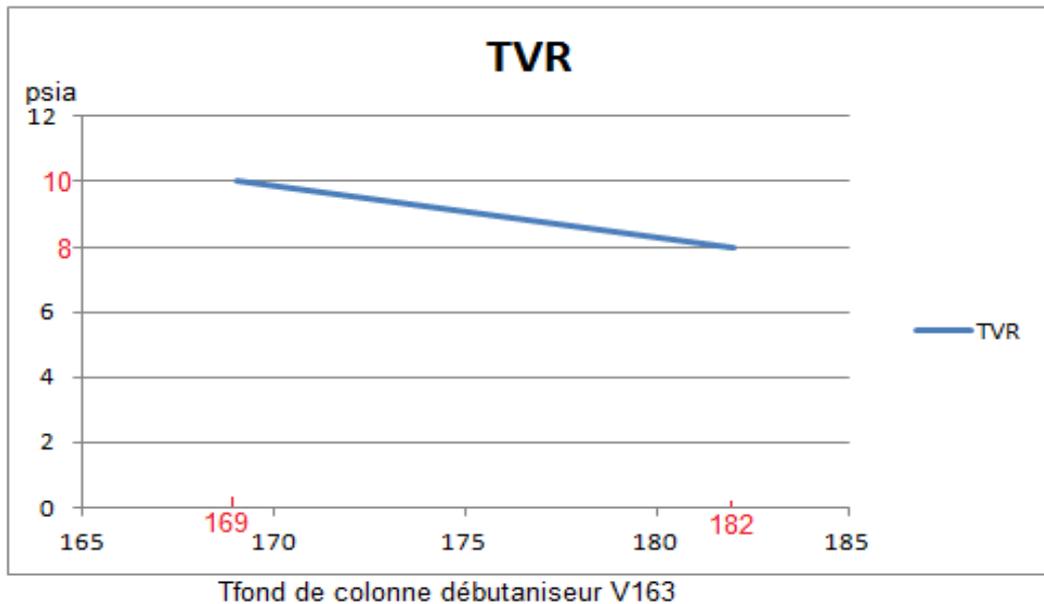


Figure III-4: variation de la TVR du condensât en fonction des températures du fond de colonne débutaniseur V-163. [6]

D'après cette courbe on remarque:

- La valeur de la TVR diminue avec l'augmentation de la température T_{fond} de la colonne débutaniseur.
- La T_{fond} de la colonne débutaniseur doit être supérieure à la valeur de 169°C et inférieure à la valeur 182 pour que la TVR ne dépasse pas l'intervalle de la valeur 8 à 10 psia.

III.3.2.2. La quantité du condensât :

La quantité du condensât produite est très importante, pour voir l'évolution de cette quantité on fait varier les T_{fond} colonne et enregistrer la quantité produite.

Les résultats sont présentés dans la courbe suivante :

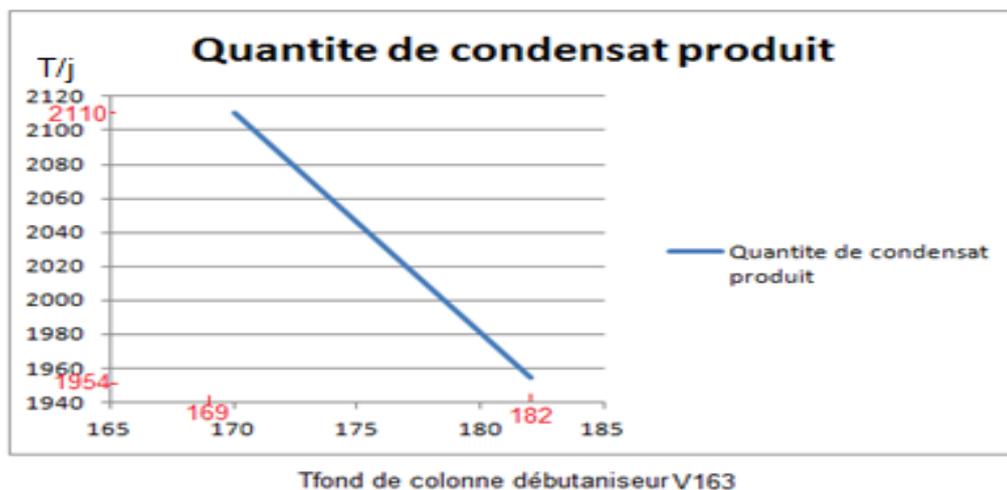


Figure III-5: variation de la quantité du condensât produite en fonction des températures du fond de colonne V-163. [6]

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

- ✓ La quantité du condensât diminue avec l'augmentation de la T_{fond} de la colonne débutaniseur, et comme la T_{fond} minimale ne doit pas être au-dessous de la valeur 169°C, donc la quantité maximale qu'on peut produire est de 2110 T/j.

Alors, on prend la valeur de 170 °C comme un optimum.

III.3.2.3. La quantité du GPL :

De la même façon on fait varier les T_{fond} de colonne et enregistrer la quantité de GPL produite, la courbe suivante donne la variation de cette quantité :

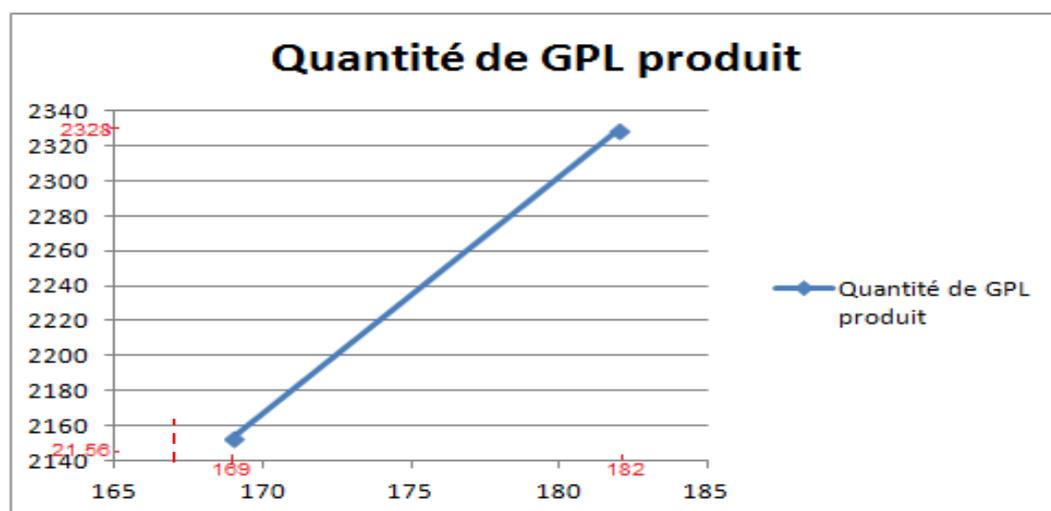


Figure III-6: variation de la quantité du GPL produite en fonction des températures du fond de colonne débutaniseur V-163. [6]

Plus la T_{fond} de la colonne débutaniseur augmente plus la quantité du GPL produite est importante, ce qu'est l'inverse pour la T_{fond} de la colonne dééthaniseur où la quantité du GPL diminue avec l'augmentation de cette température.

III.3.2.4. 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 T_{fond} de débutaniseur V-163.

Les résultats obtenus sont présentés dans la courbe suivante :

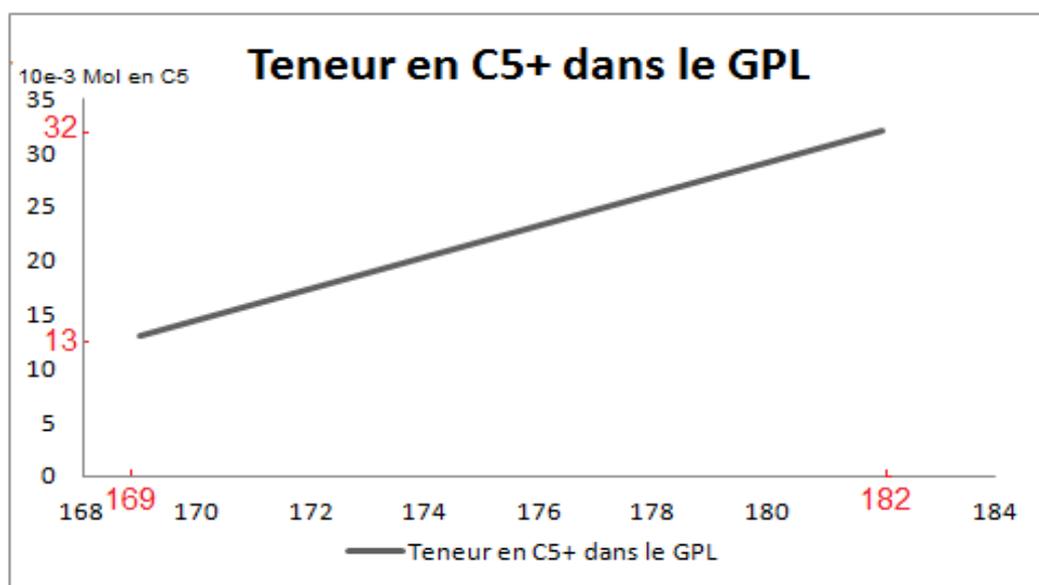


Figure III-7: variation de la teneur des C5⁺ dans le GPL en fonction des températures du fond de colonne débutaniseur V-163. [6]

Remarquons que l'augmentation des deux T_{fond} engendre une augmentation de la teneur des C5⁺ dans le GPL récupéré en tête du débutaniseur, mais cette teneur est toujours inférieure à la limite tolérée (0.4%) sauf pour les haute T_{fond} de colonnes.

En fin, il nous reste la vérification des énergies échangées dans le condenseur et le rebouilleur du débutaniseur (V-163).

La courbe suivante donne la variation des énergies du débutaniseur en fonction de la T_{fond} de cette colonne :

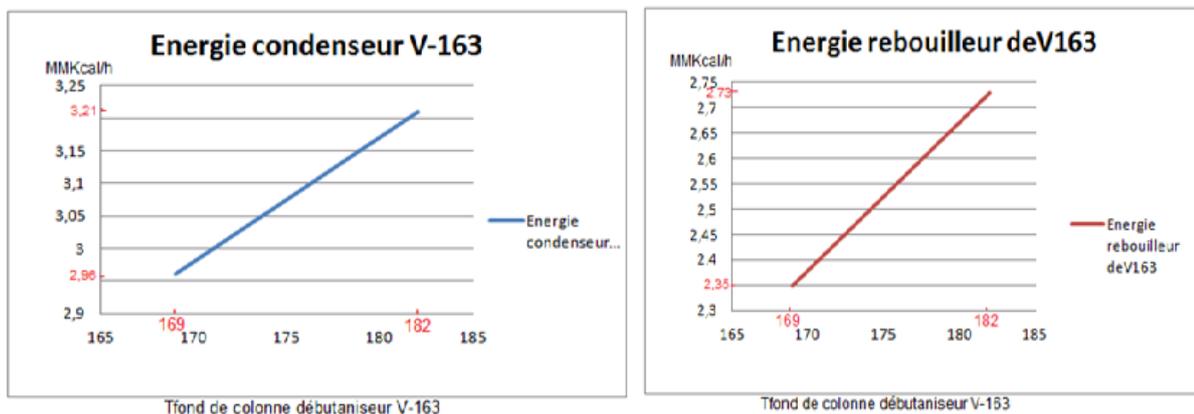


Figure III-8: variation des énergies de Débutaniseur V163 en fonction de sa température du fond. [6]

Comme les quantités d'énergie que ces échangeurs peuvent transférer sont :

Condenseur E164	3 MM kcal/h
Rebouilleur E 165	2.4 MM kcal/h

Donc la température $T_{\text{fond}} = 170^\circ\text{C}$ du débutaniseur est une valeur optimale admissible

III.3.3 Conclusion de l'optimisation :

On résume les résultats de l'optimisation des deux colonnes comme suit :

Colonne	T fond (°C)	T tête (°C)	T ballon de reflux (°C)
Dééthaniseur	93.2	-20	-35
Débutaniseur	170	70	60

Le tableau suivant récapitule les quantités des produits récupérés actuellement et à près optimisation.

Tableau III.6 : quantité et qualité des produits récupérés actuellement et à près optimisation. [6]

Produit	Caractéristique	Cas réel 13/11/13	Cas optimisé
Gaz	Teneur en C ₃ dans le gaz (%)	3.00	2.71
	Débit (T/h)	181.97	159.40
GPL	Quantité du GPL (T/h)	21.45	22.62
	GPL Poids Moléculaire	48.74	49.01
	GPL Densité [kg/l]	0.552	0.554
Condensât	Quantité du condensat (T/h)	20.22	22.01
	Densité (Std. Cond) [kg/l]	0.70	0.69
	La TVR (psia)	9.49	9.68

Ces résultats montrent que le fonctionnement des deux colonnes avec les paramètres optimales nous permet de récupérer de diminuer la teneur du propane dans le gaz sec de 3% jusqu'à 2.27%, toutes en respectant la valeur de la TVR inférieure à 10 psia.

Le tableau suivant montre la production finale de quatre trains en (T/J)

	Gaz sec (T/J)	Condensat (T/J)	GPL (T/J)
Cas réel 13/11/2013	17470	1941.36	2060.057
Cas optimisé	15302.4	2112.96	2171.52

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

Tableau III.7: consommation d'énergie dans le cas actuel et le cas optimisé. [6]

	Energie Cas réel (MM kcal/h)	Energie Cas optimisé (MM kcal/h)
Condenseur E161	0.75	0.70
Rebouilleur E 162	5.51	5.43
Condenseur E164	3.17	3.00
Rebouilleur E 165	2.46	2.40
La somme	11.89	11.53

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.

Dédicaces

*A la lumière qui ma éclairé le chemin
Les deux êtres les plus chers au monde*

Ma chère mère et mon cher père.

A mes sœurs et mon frère

A toute ma famille sans exception.

Au monsieur: Atia Abdelmalek

*A tous mes responsables :Zellagui.A ;Mokhtari.M ;Mansouri.Y et mes
collègues de formation.*

*Au monsieur: Zemra.M et tout le personnel de la division XP/complexe
ALRAR.*

A Tous mes amis sans exception,

Je dédie ce travail.

Baci Abderrahmane

Remerciements :

Je voudrais tout d'abord exprimer ma gratitude à Allah qui m'a donné le pouvoir pour faire ce Modeste travail. Je remercie : A Atia et M Zemra qui m'a encadré conseillé et soutenu durant cette période. je suis honoré d'avoir pu mener ce travail sous leurs direction, Aussi mon responsables : M Cherif, Z Aziz et M Youssef. Et tout Aussi aux membres de travailleurs d'exploitation pour leurs aides durant notre etude.

Je souhaite remercier Messieurs les Membres du Jury qui me font l'honneur de juger ce travail.

Enfin, Je n'oublierai pas mes amis et mes proches pour leurs encouragements au cours de cette période. Merci pour avoir su me divertir et me soutenir jusqu'au bout.

Résumé:

L'exploitation du gisement d'ALRAR (gaz à condensât) dans le temps conduit à une diminution très importante de la richesse de la fraction liquide (%C₅+) malgré la mise en exploitation du nouveau gisement (ALRAR ouest). La diminution de cette richesse a une influence sur les paramètres de fonctionnement des installations et en particulier la section fractionnement. Dans la présente étude, nous avons utilisé le simulateur HYSYS pour trouver les paramètres optimum de la section fractionnement afin d'améliorer la production. Les résultats obtenus montrent la possibilité d'améliorer la production tout en ajustant les températures de fond des colonnes de fractionnement.

Mots Clés : Gaz à condensât ; Simulation; Optimisation ; ASPEN HYSYS.

Abstract:

The operation of Alrar deposit (gas condensate) over time leads to a very significant decrease in the wealth of the liquid fraction (% C₅ +) despite the commissioning of the new deposit (Alrar west). The decrease in this richness has an influence on the facility operating parameters and in particular the fractionation section. In this study, we used the HYSYS simulator to find the optimum parameters of the fractionation section to improve production. The results show the potential to improve production while adjusting the bottom temperatures fractionators.

Keywords : Gas condensate; Simulation; optimization; ASPEN HYSYS.

ملخص:

مع مرور الوقت عملية استغلال حقل الرار (الغاز المكثف) تتجه إلى انخفاض كبير جدا خاصة في الثروة من الجزء السائل (% كربون +5). على الرغم من اكتشاف آبار جديدة ناحية (الرار غرب). الانخفاض في هذه الثروة الغازية السائلة له تأثير على معايير سير وحدة معالجة الغاز وبالخصوص قسم التجزئة (أعمدة التقطير). في هذه الدراسة سوف نستعمل المحاكى هايسيس لإيجاد المعايير المثلى لقسم التجزئة لتحسين الإنتاج. النتائج المتحصل عليها تظهر القدرة على تحسين الإنتاج في حين ضبط درجات الحرارة السفلى لكلا عمودي التقطير.

كلمات مفتاحية:

غاز مكثف. المحاكاة. الأمثل. أسبان هايسيس.

Bibliographie

Bibliographie

- [1] Document ; SONATRACH division production, présentation de la direction régionale STAHL 1979 Alrar /STAHL /In Aminas.
- [2]Mémoire du Mr: Baci Abderrahmane de fin d'étude en 2008 (L'influence d'augmentation de taux de charge de GPL sur les équipements des l'unité de production de propane à HR.
- [3] Tom 1 : pétrole brut/produit pétrolière/schéma de fabrication-sous la coordination de Jean-Pierre WAUQUIER Institut français du pétrole.
- [4] Aspen HYSYS: Simulation Basis, Aspen technology inc., version, 2008.
- [5] Cours de la formation théorique IAP Boumerdes.
- [6] Simulateur du procédé HYSYS.

Sommaire :

Dédicaces.....	I
Remerciements.....	II
Résumé.....	III
Liste des abréviations.....	VIII
Liste des tableaux.....	X
Liste des figures.....	XI
Liste des annexes.....	XII
Introduction générale.....	خطأ! الإشارة المرجعية غير معرفة.
Chapitre I : Description détailler de l'unité de traitement de gaz d'Alrar.....	2
I.1. Introduction.....	3
I.2. Présentation de champ de STAH.....	3
1.2.1-le champ de stah.....	3
1.2.2. Le champ de mereksen.....	3
1.2.3-le champ d 'alrar.....	4
I.1.La distillation.....	4
I.3.1.Objectif.....	4
I.3.2.Théorie de la rectification.....	4
I.3.2.1. Définition.....	4
I.3.2.2. Description de la colonne de rectification	5
I.3.2.3. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification.....	6
I.3.3.Classification des colonnes de rectification.....	8
I.3.3.1.Les colonnes à plateaux	8
I.3.3.1.1.Types des plateaux	8
I.3.3.2.Les colonnes à garnissages.....	9
I.4. Traitement de gaz brut.....	10

I.4.1. Description détaillé de l'unité de traitement de gaz brut d'Alrar.....	11
I.4.1.1.Matière Première.....	11
I.4.1.2.Puits Producteurs.....	12
I.4.1.3.Séparation à l'entrée des trains.....	12
I.4.1.4.Déshydratation de gaz.....	15
I.4.1.5.Déshydratation des liquides séparés du gaz d'alimentation.....	15
I.4.1.6.Réfrigération et détente du gaz.....	16
I.4.1.7.Stabilisation.....	16
I.4.1.7.1. Dééthaniseur V-161.....	16
I.4.1.7.2. Débutaniseur (Colonne de stabilisation du condensat) V-163.....	17
I.4.1.8. Compression et injection du gaz résiduel.....	18
I.4.1.9.Boucle du Propane (Fluide Frigorigène).....	19
I.4.1.9.1. Avantages de la boucle de propane.....	20
I.4.1.10.Description du Système d'Huile Chaude	21
I.4.2.Zone xv : Réinjection des gaz résiduels.....	22
I.4.2.1Schéma du Process.....	22
I.4.3.Zone IV : Récupération du condensat et compression du gaz de Stah/Mereksen.....	23
I.4.4.Utilités.....	24
I.4.4.1.Air Service et Air Instrument.....	24
I.4.4.2.Réseau Eau de Refroidissement.....	24
I.4.4.3.Réseau Gaz Combustible.....	24
I.3.4.4. Réseau Torche.....	25
I.4.4.5. Dépropaniseur V-401 (Colonne de fractionnement du G.P.L)	25
I.4.5. Stockage et Expédition.....	26
I.4.4.1. G.P.L.....	26
I.4.4.2. Condensat.....	26
I.4.4.3. Propane et Butane.....	26

Sommaire

I.5. Généralité sur les produits finis.....	27
I.5.1. Généralité sur le gaz naturelle.....	27
I.5.1.1. Définition de gaz naturelle	27
I.5.1.2. Caractéristique générale de gaz naturel	27
I.5.1.3. Composition chimique d'un gaz naturel	27
I.5.1.4. Les types de gaz naturel	28
I.5.2. Généralité sur le GPL	28
I.5.2.1. Définition de GPL	28
I.5.2.2. Caractéristique générale de GPL	29
I.5.2.3. Domaines d'utilisation du GPL	29
I.5.2.3.1. Le GPL comme carburant	29
I.5.2.3.2. Le GPL dans la Pétrochimie	30
I.5.2.3.3. Production d'électricité	30
I.5.2.3.4. Le GPL dans les ménages	30
I.5.2.3.5. Le GPL dans la climatisation	30
I.5.3. Généralité sur le Condensât	30
I.5.3.1. Définition du Condensât	30
I.5.3.2. Caractéristiques du Condensât	30
I.5.3.3. Domaines d'utilisation du Condensât	31
I.5.3.3.1. Utilisation du Condensât dans la pétrochimie	31
I.5.3.3.2. Utilisation du Condensât dans le raffinage	31
Chapitre II : Présentation des résultats de simulation cas design.....	32
II.1. Introduction.....	33
II.2. Présentation générale des simulations utilisées.....	33
II.2.1. Définition de simulation.....	33
II.2.1.1. Simulateur HYSYS 3.0.1	34
II.2.2. Schéma de simulation de procédé	34

Sommaire

II.3. Donnée de départ.....	35
II.3.1.Problématique.....	35
II.3.1.1.L’historique du problème.....	35
II.3.1.2.Problématique.....	37
II.3.2. Bilan de matière de l’unité de traitement de gaz d’Alrar.....	38
II.3.3. Données de la colonne.....	39
II.3.3.1. Description de colonne de distillation.....	39
II.3.3.2. Description de clapet.....	40
II.3.4. spécifications des échangeurs de chaleur des deux colonnes V-161 et V-163.....	41
II.3.4.1. Définition des échangeurs de chaleur.....	42
II.3.4.1.1.Echangeur à tube et calandre E-166 ; E-165 ;E-163 ;E-162 ;E-161.....	42
II.3.4.1.2.échangeur à aérocondenseur E-164.....	43
II.4. Présentation des résultats de simulation et dimensionnement des équipements (cas design)..	43
II.4.1.Conditions opératoires.....	43
II.4.1.Composition du gaz d’alimentation et paramètres opératoires d’entrées	44
II.4.1. Profile des colonnes.....	45
II.4.1.1. Profile de débit.....	45
II.4.1.2. Profile de température.....	46
II.4.1.3. Profile de fraction de C1, C2 ,C3 ,iC4.....	47
II.4.2.Paramètres de simulation des colonnes v-161 et v-163.....	48
II.4.3. Simulation de la quantité de chaleur fournie au niveau des rebouilleurs E-162 et E-165.....	51
Interprétation des résultats.....	51
II.5. Conclusion.....	51
Chapitre III : Optimisation des paramètres cas actuel.....	52
III.1. Introduction.....	53
III.2. Présentation des résultats de simulation et dimensionnement des équipements (cas actuel).	53
III.2.1.Conditions opératoires.....	53

III.2.2.Résultats de la simulation.....	54
III.2.2.1.Produit GPL	54
III.2.2.2.Produit condensât	55
III.2.2.3.Produit gaz sec.....	56
III.3.L’optimisation des paramètres.....	57
III.3.1. La colonne Déethaniseur.....	57
III.3.1.1.La teneur en Propane dans le Gaz.....	57
III.3.1.2.La teneur en Ethane dans le GPL	58
III.3.2. La colonne Débutaniseur.....	59
III.3.2.1.La TVR du condensât.....	59
III.3.2.2.La quantité du condensât.....	60
III.3.2.3.La quantité du GPL.....	61
III.3.2.4.La teneur des C5+ dans le GPL	62
III.3.3 Conclusion de l’optimisation.....	63
Conclusion générale.....	66
Bibliographie.....	67
Annexe	68

Liste des abréviations :

E-101 : aéroréfrigérant du gaz d'alimentation

V-101 : séparateur d'entrées d'un train (3 phases)

E-102 : premier échangeur gaz d'alimentation /gaz résiduel

E-103 : premier échangeur gaz d'alimentation /propane de réfrigération

E-104 : premier échangeur du liquide d'alimentation

E-105 : aéroréfrigérant du liquide d'alimentation

E-141: second échangeur gaz d'alimentation /gaz résiduel

E-142: second échangeur gaz d'alimentation /propane de réfrigération

V-141: ballon séparateur d'alimentation du turbo-expander

V-142: refoulement du turbo-expander

E-143: 3eme échangeur gaz d'alimentation /gaz résiduel

E-144: 3eme échangeur gaz d'alimentation /propane de réfrigération

E-C 141: turbo-expander

J-T : vanne JOULE THOMSON

V171 : ballon d'aspiration de C171 (2eme étage)

V170 : ballon d'aspiration de C171 (1er étage)

V161 : deéthaniseur

E161 : condenseur de deéthaniseur

E 162 : rebouilleur de deéthaniseur

E163 : préchauffeur du résidu de deéthaniseur

E164 : aérocondenseur de deéthaniseur

E165 : rebouilleur de débutaniseur

E166 : préchauffeur du liquide qui en prévenance de sécheur liquide

E167 : condenseur d'urgence (a propane)

E168 : réfrigérant de GPL

Sommaire

V162 : ballon de reflux froid de dééthaniseur

V164 : ballon de reflux froid de débutaniseur

P131 : pompe

P161 : pompe de reflux froid du dééthaniseur.

P162: pompe de reflux froid du débutaniseur.

C171: compresseur du gaz résiduel.

E171: aéroréfrigérant après la compression du gaz résiduel .

E174: aéroréfrigérant inter étage du compresseur de gaz résiduel.

E152: échangeur de chaleur gaz de tête de colonne/propane .

E153:réchauffeur d'urgence du gaz de tête de du dééthaniseur

F121: filtre de gaz sec.

F131: filtre de liquide sec.

ME131: filtre coalisseur des liquides de flash.

V 122 : séparateur du gaz de régénération des sécheurs gaz.

C121 A/B : compresseur de recyclage du gaz de régénération des sécheurs gaz.

Tfond : température du fond.

Ttête: température du tête.

TVR : tension de vapeur Reid.

GPL : Gaz de pétrole liquéfié.

NNE/SSO: nord nord est/sud sud ouest.

MMSm³:milli million mètre cube.

PSV: pressure sécurité valve.

Liste des tableaux :

Tableau I-1.Composition du gaz d'alimentation.....	12
Tableau I-2.Composition des liquides de Stah/Mereksen.....	12
Tableau II-1a : composition de la charge d'Alrar.....	36
Tableau II-1b :l'écart dans les quantités des produits.....	37
Tableau II-2 : bilan de matière de traitement de gaz d'Alrar.....	38
Tableau II-3 : spécification de la colonne.....	41
Tableau II-4 : Conditions opératoire Train I	43
Tableau II-5: Composition, débit et paramètres du gaz d'alimentation.....	44
Tableau II-6a : fractions molaire de tête et de fond de colonne dééthaniseur en cas design.....	48
Tableau II-6b : fractions molaire de tête et de fond de la colonne débutaniseur en cas désigne....	49
Tableau II-6c : fractions molaire de gaz sec (gaz combines) vers HR en cas design.....	50
Tableau II-7 : Simulation de la quantité de chaleur fournie au niveau des rebouilleurs E-162 et E-165.....	51
Tableau III-1: Composition des charges.....	53
Tableau III-2: Conditions opératoires actuelles (Train I fonctionnement normal).....	54
Tableau III-3: Comparaison de la composition, du débit et des propriétés de GPL simulées et ceux donnés par le laboratoire le 13/11/2013.....	54
Tableau III-4: Comparaison de la composition, du débit et des propriétés de Condensât simulées et ceux donnés par le laboratoire le 13/11/2013.....	55
Tableau III-5: Comparaison de la composition, du débit et des propriétés de gaz sec simulées et ceux donnés par le laboratoire le 13/11/2013.....	56
Tableau 6- خطأ! لا يوجد نص من النمط المعين في المستند. quantité et qualité des produits récupérés actuellement et à près optimisation.....	64
Tableau 7- خطأ! لا يوجد نص من النمط المعين في المستند. consommation d'énergie dans le cas actuel et le cas optimisé.....	65

Liste des figures :

Figure I-1. Schéma synoptique de la colonne de rectification.....	5
Figure I-2.Schéma générale du fonctionnement d'une colonne de rectification.....	7
Figure I-3. Clapet fixe utilisé avec ou sans déversoir.....	10
Figure.I-4. Clapets.....	10
FigureI-5.Garnissage en vrac de première génération.....	10
FigureI-6- Garnissage en vrac de deuxième génération.....	10
Figure I-7.Procédé de traitement de gaz	14
Figure .II- 1- Schéma PFD de procédé HYSYS cas désigné.....	33
Figure -II-2- schéma de simulation de procédé.....	35
Figure.II-3- la variation de la production du GPL et condensât dans le temps.....	37
Figure .II-4-schéma des colonnes V-161 et V-163.....	39
Figure .II-5- colonnes de distillation.....	40
Figure .II-6-clapet de plateau.....	40
Figure .II-7- type d'orifice de clapet.....	41
Figure. II-8 -Echangeur à tube et calandre	42
Figure .II-9- aérocondenseur E-164.....	43
Figure.II-10-profiles de débit cas design.....	45
Figure .II-11- profiles de température cas design.....	46
Figure .II-12-profile de fraction de tête des colonnes cas design.....	47
Figure III-1: Variation de la teneur du propane dans le gaz sec en fonction de la température du fond de la Dééthaniseur.....	57
Figure III-2: variation de la teneur de l'éthane dans le GPL en fonction de la température du fond de la Dééthaniseur.....	58
Figure III-3: Variation des énergies de la Dééthaniseur en fonction de sa température du fond.....	59

Sommaire

Figure III-4: variation de la TVR du condensât en fonction des températures du fond de colonne débutaniseur V-163.....	60
Figure III-5: variation de la quantité du condensât produite en fonction des températures du fond de colonne V-163.....	61
Figure III-6: variation de la quantité du GPL produite en fonction des températures du fond de colonne débutaniseur V-163.....	61
Figure III-7: variation de la teneur des C5+ dans le GPL en fonction des températures du fond de colonne débutaniseur V-163.....	62
Figure III-8: variation des énergies de Débutaniseur V163 en fonction de sa température du fond.....	63

Liste des annexes:

1. Les étapes d'utilisation de simulateur Hysys.....	68
2. Les schémas	72

Sommaire

Conclusion générale

Conclusion générale:

Le travail que nous avons effectué, au niveau du complexe de traitement du gaz d'ALRAR à STAH, et qui rentre 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 avons permis d'une part d'augmenter les quantités du GPL et du condensât dont la qualité est conforme aux normes du marché, et d'autre part de minimiser l'énergie à consommer dans cette section par rapport au cas réel.

Enfin nous pouvons proposer la recommandation suivante pour espérer d'améliorer la production:

- Pour récupérer le maximum du condensât, ajuster les paramètres de marche de la section fractionnement comme suit :

Colonne	T fond (°C)	T tête (°C)	T ballon de reflux (°C)
Dééthaniseur	93.2	-20	-35
Débutaniseur	170	70.3	60