



UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA



Faculté des Sciences Appliquées

Département de Génie des procédés

Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologie

Filière : Génie des procédés

Spécialité : Ingénierie du gaz naturel

Présenté par : **TELLI Miloud Et GUENDOUZ Karima**

Thème

**VALORISATION DU GPL  
AU NIVEAU DE LA RAFFINERIE DE HASSI  
MESSAOUD RHM2**

Soutenu le 31/05/2016

Devant le jury composé de :

Pr. SEGNI Ladjel	U K M	Ouargla	Président
Dr. SELLAMI Mohamed Hassen	U K M	Ouargla	Examineur
Dr. KAHOUL Fares	U K M	Ouargla	Examineur
M. ARBOUI Nacereddine	U K M	Ouargla	Encadreur

2015-20016

# Dédicaces

Je dédie ce mémoire à :

- Mes parents :

Ma mère, qui a oeuvré pour ma réussite, de par son amour, son soutien, tous les sacrifices consentis et ses précieux conseils, pour toute son assistance et sa présence dans ma vie, reçois à travers ce travail aussi modeste soit-il, l'expression de mes sentiments et de mon éternelle gratitude.

Mon père, qui peut être fier et trouver ici le résultat de longues années de sacrifices et de privations pour m'aider à avancer dans la vie. Puisse Dieu faire en sorte que ce travail porte son fruit ; Merci pour les valeurs nobles, l'éducation et le soutien permanent venu de toi.

Mes frères et soeurs qui n'ont cessé d'être pour moi des exemples de persévérance, de courage et de générosité.

Mes enseignants de Université de Kasdi Merbah qui doivent voir dans ce travail la fierté d'un savoir bien acquis.

A tous la famille TELLI et GUENDOZ à tous mes amis et mes collègues

# Remerciements

En premier lieu, nous remercions notre DIEU, notre Créateur pour m'avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à notifier un remerciement spécial à tous nos professeurs du département de Génie des Procédés qui ont contribué à notre formation de master, en particulier, notre encadreur Mr : Arbaoui Nacer-eddine

Qu'ils trouvent ici toute notre gratitude et reconnaissance pour leur aide, leur encadrement dont nous avons bénéficié durant toute notre scolarité.

Aussi, nous remercions vivement les membres du jury qui ont accepté de bien vouloir juger notre étude, particulièrement

Enfin nos remerciements vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

**Liste des Figures :**

Figure I-1: Schema process Topping : .....	11
Figure I-2:Schema Reforming catalytique .....	15
Figure I-3:Schéma synoptique de la raffinerie .....	17
Figure III-1:Schémas de stabilisation de la Gazoline.....	25
Figure III-2:Structure opérationnelle du simulateur HYSYS .....	28
Figure III-3: Schémas de simulation .....	32
Figure III-4:La nouvelle installation de production de GPL.....	34
Figure III-5:: mesure de la hauteur manométrique.....	36

**Liste des Tableaux :**

Tableau I -1: stockage des produits de la raffinerie .....	16
Tableau I -2: Bilan général de la raffinerie Cas design (Tonne /an) .....	17
Tableau I -3: Fabrication des essences .....	18
Tableau I -4:Charge brute traitée.....	18
Tableau I -5: Produits intermédiaires .....	18
Tableau I -6: Produits slopés .....	19
Tableau I -7:Composition molaire du GPL.....	19
Tableau II -1:Le fractionnement de pétrole brut à la raffinerie de Hassi Messaoud.....	21
Tableau II -2: Analyses chromatographiques de la gazoline .....	23
Tableau II -3:Cas d'alimentation par brut CIS .....	23
Tableau II -4 :Analyses chromatographique de Réformât .....	23
Tableau III-1:Cas d'alimentation en brut par l'unité UTBS .....	29
Tableau III-2:Résultats obtenus cas UTBS .....	29
Tableau III-3:Le cas d'alimentation en brut par l'unité CIS .....	30
Tableau III-4:Résultats obtenus cas CIS .....	31
Tableau III-5:Réformât non stabilisé charge DA801 .....	32
Tableau III-6:Resultats obtenus charge DA 801 .....	33
Tableau III-7:Tableau comparatif .....	34
Tableau IV-1:Évaluation du cout d'investissement .....	38

## INTRODUCTION GENERALE

### CHAPITRE I : Présentation de la raffinerie

I-1.	Introduction	1
I-2	Unité 200	1
I-2.	Dessalage et Préchauffage	1
I-2.3	Four BA 201	2
I-2.4	Fractionnement	2
I-2.5	Residu	3
I-2.6	Gas-oil	3
I-2.7	Reflux circulant intermédiaire	4
I-2.8	Kérosène	4
I-2.9	Traitement de Kérosène	4
I-2.10	Naphta	5
I-2.11	Vapeurs de tête	5
I-2.12	Stabilisation de la gazoline	6
I-3	Unité 300	9
I-3.1	Prétraitement du naphta	9
I-4	Unité 800	10
I-4.1	Reforming catalytique	10
I-4.2	Gaz de recyclage	11
I-4.3	Stabilisation du réformât	11
I-5	Unité 900	14
I-5.1	Stockage	14
I-5.2	Utilities	15
I-6	. Bilan général de la raffinerie	16
I-6.1	Cas design (Tonne /an)	16
I-6.2	Fabrication des essences	16
I-6.3	Cas actuel (Tonne /an). Année 2014	17
I-7	Définition des GPL	18
I-7.1	Composition molaire du GPL	18
I-7.2	Les sources des GPL	18
I-7.3	Les principes de production du GPL	19

### CHAPITRE II: analyse et résultat

II-1	Objectif de l'étude	20
II-2	Problématique	20
II-3	Analyses chromatographiques	21
II-3-1	Cas d'alimentation brut UTBS	21
II-3-2	Cas d'alimentation brut CIS	22
II-3-3	Analyses chromatographique de Réformât non stabilisée	22

### CHAPITRE III : Simulation et calcul

III-1	Stabilisation de la gazoline	23
III-2	Simulation	23
III-3	Préparation des données	25
III-3-1	Le cas d'alimentation en brut par l'unité UTBS	25
III-3-2	Résultats obtenus	26

III-3-3	Le cas d'alimentation en brut par l'unité CIS	27
III-3-4	Résultats obtenus	28
III-3-5	Réformât non stabilisé charge DA801	29
III-4	Tableau comparatif	31
III-5	La nouvelle installation de GPL	31
III-6	Calcul de la nouvelle pompe GA209 C/D	32
III-6-1	Caractéristiques de la pompe installée	32
III-6-2	Calcul de débit	32
III-6-3	Calcul de la hauteur(H) de refoulement de la pompe GA209C/D	32
III-6-4	Calcul de la vitesse	32
III-6-5	Calcul de la puissance du moteur de la pompe	33
III-6-6	Calcul de la puissance	33
III-7	NPSH	33
III-7-1	NPSH disponible	34
III-7-2	NPSH requis	34
III-7-3	Cavitation	34
III-7-4	Calcul $NPSH_{disp}$	34

#### **CHAPITRE IV : étude économique**

IV-1	Évaluation du cout d'investissement	36
IV-2	Evaluation des gains de production	36
IV-3	Evaluation du temps d'amortissement	36
IV-4	Conclusion	37
IV-5	Références	40
IV-6	Annexe	41

## 1.1, INTRODUCTION

L'humanité connaît le pétrole depuis les temps reculés. On l'employa comme matière première pour quelques industries. Dès le XVIII<sup>ème</sup> siècle, « le pétrole lampant » est utilisé pour éclairer les maisons et les rues. Enfin, avec l'apparition à la fin du XIX<sup>ème</sup> siècle du moteur à explosion, le pétrole devient source de carburants et de lubrifiants pour les divers transports.

A l'heure actuelle, le pétrole est la principale source d'énergie dans la plupart des pays du monde. Les combustibles et les huiles lubrifiantes tirés du pétrole animent les transports sur terre, sur mer et dans l'air. Le pétrole est aussi utilisé comme matière première dans l'industrie pétrochimique pour aboutir à des dérivés très utilisés dans la vie courante tels que les plastiques, les caoutchoucs, les résines, les fibres artificielles, les bitumes, etc.

Le pétrole est indispensable à notre civilisation, c'est pourquoi il fait l'objet d'une concurrence acharnée entre les plus grands pays capitalistes. L'industrie de pétrole s'est donc développée à un rythme très rapide, s'imposant par le fait que le pétrole est une énergie relativement peu coûteuse et sécurisante comparativement aux autres énergies tel que le nucléaire.

La connaissance au préalable des caractéristiques physico-chimiques globales des pétroles va conditionner le traitement initial, à savoir la séparation des gaz associés, la stabilisation sur le champ de production, son transport, son stockage et bien entendu son prix de revient.

Une analyse détaillée des produits qui en sont issus est d'une importance technique et économique primordiale, car elle va permettre au raffineur de fixer les paramètres de fonctionnement de son installation (raffinerie), afin de répondre aux exigences des procédés de traitement et aussi des conditions économiques, écologiques et de répondre plus précisément à la demande en produit fini tels que le GPL.

L'expansion des découvertes et l'exploitation des gisements de pétrole brut en Algérie à partir de 1957 ont permis de voir une stratégie de développement du domaine de raffinage depuis 1971 à 2016, la capacité de raffinage en Algérie a augmenté de 2.3 millions à 27 millions de tonnes.

L'Algérie dispose actuellement de six raffineries en cours d'exploitation (Alger, Arzew, Skikda (RA1K) et Topping condensat de Skikda, Hassi-Messaoud et Adrar.

A ce jour l'Algérie pour répondre à la forte demande en produits pétroliers finis de, a procédé à des programmes de Réhabilitation des installations existantes afin d'augmenter en capacité de traitement de 27 millions de tonnes à 30.695 millions de tonnes, comme montre le tableau suivant : [6]

**Tableau 1: Capacité de traitement**

Raffinerie	Capacité en millions tonnes/an	
	Avant Rehabilitation	Après Rehabilitation
Raffinerie de Skikda (RA1.K)	15,000	16,500
Raffinerie d'Arzew (RA1.Z)	2,500	3,750
Raffinerie d'Alger (RA1.G)	2,700	3,645
Topping Condensat (RA2.K)	5,000	5,000
Raffinerie de Hassi-Messaoud (RHM)	1,200	1,200
Raffinerie d'Adrar	0,600	0,600
<b>Total</b>	<b>27,000</b>	<b>30,695</b>

Le majeur problème rencontrés aux niveaux des raffineries est le problème des pertes des produits finis, qui a pour conséquences des pertes des produits finis à travers les torches, et parfois à la pollution de d'autres produits comme le cas de kérosène.

Ces pertes sont du généralement aux paramètres de fonctionnement des colonnes de séparation et stabilisation des produits tels que la gazoline et le condensat comme le cas de GPL à travers le circuit du gaz de torche.

Il est connu pour les raffineurs que le taux de pertes globales pour une raffinerie classique s'élève à une valeur d'environ de 2 % de la capacité totale de traitement.

Comme toutes les raffineries du monde, la raffinerie de Hassi messaoud s'intéresse continuellement à l'évaluation de ces pertes afin de pouvoir maîtriser leurs provenances et donc essayer de les optimiser. C'est dans ce contexte que les exploitants de la raffinerie de Hassi messaoud, nous ont confié la tâche d'étudier la possibilité de récupération du GPL dans la section de stabilisation de la Gazoline et de la section de stabilisation de Réformât.

Nous avons à cet effet structuré notre travail selon le plan suivante :

- Présentation du procédé appliqué à la raffinerie de Hassi Messaoud.
- Partie pratique où nous allons procéder à la simulation des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation de la gasolie et celle du Reformat par le logiciel de simulation Hysys, afin de récupérer le GPL de circuit du gaz ; torche et colonnes de stabilisation de condensat.
- D'évaluer l'investissement à faire pour récupération de GPL de ces deux colonnes de stabilisation de gazoline et condensat.

## **I-1.INTRODUCTION [4]**

La nouvelle raffinerie de HASSI MESSAOUD RHM2 conçue en 1979, a été étudiée pour traiter 1 070 000 tonnes/an du brut de HASSI MESSAOUD pour satisfaire la demande en gasoil de la région sud-est du pays, ainsi pour alimenter le parc d'automobiles et de l'aviation en carburants.

Les capacités de production cas design est :

- Essence super : 42 000 tonnes /an.
- Essence normale : 42 000 tonnes /an.
- Kérosène : 40 500 tonnes /an.
- Gasoil : 412 000 tonnes /an.

Elle est composée de quatre unités :

Unité 200 Distillation atmosphérique (Topping).

Unité 300 Prétraitement du naphta.

Unité 800 Reforming catalytique.

Unité 900 Stockage et utilité.

### **I-2. Unité 200**

Le rôle principal de cette section est la réalisation du fractionnement du pétrole brut en différentes coupes.

Donc le brut doit passer par le :

#### **I-2.1 Dessalage et Préchauffage**

L'unité est alimentée en pétrole brut provenant du centre de traitement sud C.I.S TRT ou UTBS à une pression d'environ 4 bars et une température ambiante, par le biais des pompes de charge GA201 A/B, une en service et l'autre en stand-by, elle le refoule à 21 bars vers les deux échangeurs EA201, EA202 en parallèle en prenant les calories respectivement du Naphta et Kérosène destinés au stockage. Les deux effluents se réunissent en une seule sous une température de 80°C. le brut est avant cela mélangé à l'eau de lavage et entre dans le dessaleur FA205.

La pompe GA 212 A/B reprend le brut dessalé du FA205 et le refoule à travers un circuit d'échangeurs en série avant l'entrée au four BA201. Les échangeurs sont parcourus par des produits à refroidir et se présentent dans l'ordre suivant :

- 1- EA 204 Reflux circulant intermédiaire (RCI).
- 2- EA 203 Gas-oil.
- 3- EA 205 Résidu.

A la sortie du EA205, le brut est à 212°C et à une pression de 14 bars. Avant l'entrée au four BA201, le courant du brut se divise en 6 passes parallèles, à l'intérieur desquelles le débit est réglé pour chaque passe par l'intermédiaire de six contrôleurs de débit HIC 201 A.B....F avec une légère quantité en plus dans les deux passes extrêmes A et F.

### **I-2.2Four BA 201**

C'est un four de type tubulaire ayant 12 brûleurs, alimentés en fuel gaz provenant du FA990, installé pour l'apport de chaleur complémentaire à la charge de la colonne de fractionnement en augmentant sa température de 212°C sortie du EA205 à 340°C qui est la température de fractionnement.

### **I-2.3Fractionnement**

Se fait au niveau de la colonne de distillation atmosphérique, cette dernière est divisée en deux parties. Une partie inférieure où se fait l'alimentation en brut provenant du four à 340 °C, dans cette zone de trois plateaux à clapets se produit une séparation de brut entre le résidu au fond et une coupe qui s'étale des légers à PF=375. Cette dernière alimente la partie supérieure de la colonne de 26 plateaux où se passe un fractionnement proprement dit.

De cette partie de la colonne on soutire :

- Résidu.
- Gas-oil.
- Reflux circulant intermédiaire.
- Kérosène.
- Naphta.
- Gaz légers (Gasoline)

### **I-2.4 Résidu**

Du fond de la partie inférieure de la colonne DA201, le résidu est repris par la pompe GA207 A/B à une température d'environ 340°C, elle le refoule à 7 bars à travers la calandre du rebouilleur du stripper de kérosène DA202 B en l'occurrence EA208 où il est refroidi de 340°C à 305°C, puis il subit un autre refroidissement par l'intermédiaire de l'échangeur EA205 où il sert à chauffer le brut dirigé vers le four BA201. De ce dernier le résidu sort à 201°C, un dernier refroidissement se fait par l'aéro-réfrigérant EC218 pour qu'il se dirige vers Slop à 72°C dans un débit indiqué par le FR221 qui vaut 35 m<sup>3</sup>/h lors d'une charge de 170 m<sup>3</sup>/h.

### **I-2.5 Gas-oil**

Le gas-oil est soutiré à 324°C par la pompe GA206 A/B qui le refoule à 8.5 bars en deux parties ou la 1<sup>er</sup> assure le rebouillage au four BA 202 et la 2<sup>eme</sup> est destinée au stockage, cette première partie est ramenée vers le four de rebouillage BA202 dans un débit enregistré par le FR237 de 49 m<sup>3</sup>/h puis ce gas-oil chauffé à 350°C retourne à la colonne de fractionnement DA201 juste au dessous du 26<sup>eme</sup> plateau de la partie de fractionnement.

Le gas-oil produit occupe la deuxième partie et se dirige vers l'échangeur de chaleur EA203 pour céder ces calories au brut à préchauffer d'où il sort à 186°C puis il est refroidi à 77°C par l'aéro-réfrigérant EA217.

Afin d'être commercialisé sous l'appellation Mélange, une quantité de Kérosène est ajoutée au gas-oil avant qu'il soit stocké pour corriger ses caractéristiques physico-chimiques.

### **I-2.6 Reflux circulant intermédiaire**

Le reflux circulant intermédiaire joue les rôles suivants :

Cède sa chaleur pour chauffer le pétrole brut et le rebouillage au Stripper de la Gasoline et Stripper du Naphta.

Diminue la quantité de vapeur en tête de colonne et par conséquent le diamètre de Cette dernière, au même temps, augmente la capacité de la colonne.

### **I-2.7 Kérosène**

Le kérosène est soutiré de la tour DA201 au plateau n° 12 à une température d'environ 207°C. Il est ensuite strippé dans le stripper DA202B où le niveau est réglé par le LIC207 agissant sur une vanne d'arrivée au stripper. Ce stripper est équipé de 6 plateaux et le stripping est réalisé par le brouilleur EA208 où circule le résidu à 305°C.

Les fractions légères vaporisées gagnent le sommet du stripper retournent au 10ème plateau de la colonne de fractionnement DA201. Par contre, le liquide qui sort du fond, une partie sert pour le rebouillage en retournant au stripper à 243°C, l'autre partie reprise par la pompe GA205 A/B qui refoule le kérosène à 2.2 bars vers l'échangeur EA202 pour préchauffer le pétrole brut avant son dessalage. Puis il est refroidi par le réfrigérant EC216 pour être à 40°C. Le débit de kérosène produit contrôlé par le FRC218 est 20 m<sup>3</sup>/h réparti en deux, une partie pour constituer le mélange, l'autre pour traiter d'une façon spéciale pour avoir le kérosène pour carburateur.

### **I-2.8 Traitement de Kérosène**

A la sortie du réfrigérant EC216, 8 m<sup>3</sup>/h du kérosène contrôlé par le FRC227 sont repris par la pompe GA219 A/B pour être traités dans le précipitateur FA214 qui marche avec une tension électrique de 16 000 volts, une tension qui permet d'éliminer toutes traces d'eau, par conséquent, le point de congélation du kérosène qui doit être de -60°C.

La température de la charge est d'environ 63°C, la pression dans le FA214 est de l'ordre de 4.2 bars.

A la sortie du précipitateur, on injecte l'additif antistatique STADIS 450 afin d'améliorer la conductibilité du kérosène.

### **I-2.9 Naphta**

Le Naphta soutiré du plateau N°6 est traité de la même façon que le kérosène. Il est strippé dans le stripper DA202 A, appareil identique à DA202 B où son arrivée est réglée par le régulateur de niveau LIC209. Les vapeurs de tête retournent à DA201 au 5ème plateau, le stripping est réalisé par le rebouilleur EA207 qui porte à ses tubes le RCI.

Ce RCI assure l'augmentation de température du Naphta qui est soutiré à 162°C à 172°C.

Le Naphta strippé est repris par la pompe GA204 A/B qui refoule à 7.1 bars vers l'échangeur EA201 pour donner ses calories au brut avant le dessaleur refroidi ensuite par l'intermédiaire

du réfrigérant EC215 jusqu'à 57°C avant d'être stocké. Son débit contrôlé par le FRC217 est 32,4 m<sup>3</sup>/h sur 170 m<sup>3</sup>/h.

### **I-2.10 Vapeurs de tête**

Elles sortent du sommet de la colonne de fractionnement DA201 à une température d'environ 110°C réglée par le TRC205 agissant sur la vanne du FRC209, débit de retour du reflux de tête, traversent parallèlement les condenseurs EA211 ABC avant d'arriver au ballon de reflux FA201 où se produira une séparation triphasique.

- eau huileuse qui s'accumule dans l'appendice du ballon, est évacuée vers égouts.
- hydrocarbures légers incondensables sortent du haut de ballon vers torches ou vers le circuit du fuel gaz.

La pression est réglée par le PRC224 agit sur une vanne qui se trouve à la sortie de ces gaz.

- hydrocarbures liquides, leur niveau règle par le LRC211 agissant sur la vanne qui se trouve à leur entrée à l'échangeur EA210.

Ces hydrocarbures sont repris par deux pompes GA203 A/B et GA202 A/B la première (GA203 A/B) les refoule à 1.9 bars vers la tête de DA201 sur le plateau N°1 dans un débit de 117 m<sup>3</sup>/h contrôlé par le FRC209. La deuxième (GA202 A/B) les refoule à 9 bars avec un débit donné par FR211 de 40 vers l'échangeur EA210 pour être à 80°C, température d'alimentation de DA203, colonne de stabilisation de la gazoline.

### **I-2.11 Stabilisation de la gazoline**

Cette opération se fait au niveau de la colonne de stabilisation DA203 équipée de 26 plateaux, l'alimentation qui est les hydrocarbures liquides du ballon de reflux de DA201, en l'occurrence FA201, se fait à 95°C au 9<sup>ème</sup> plateau.

La fraction vaporisée se condense au condenseur EA213 avant de passer au ballon de reflux FA202 où la pression est contrôlée par le PRC227 qui est 5.9 bars.

Les gaz de ce ballon sont utilisés comme fuel gaz ou torchés s'il s'agit d'une sur pression, par contre, la fraction hydrocarbure liquide sert comme reflux de tête de DA203 par GA209 A/B à 56°C et 9 bars, en reflux total.

Une conduite fait évacuer les hydrocarbures liquides s'accumulant au fond de la colonne DA203 se divise sur deux directions :

- vers le rebouilleur EA209 pour porter la température du produit de fond à 131°C.

- vers l'échangeur EA210 pour se refroidir en cédant les calories à la charge, un autre refroidissement assuré par le réfrigérant EC214 avant d'être stocké à 56°C

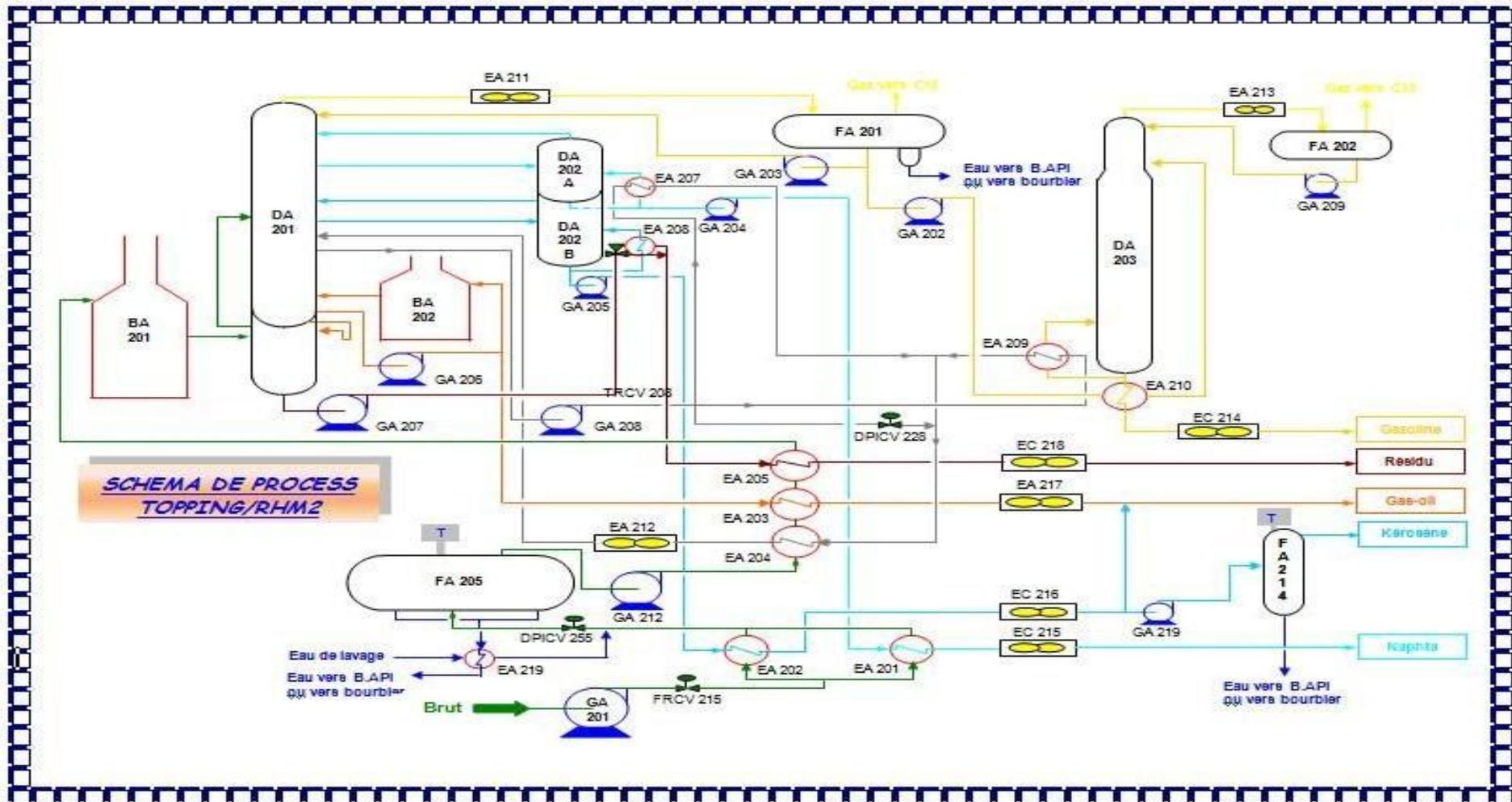


Figure 1: Schemaprocess Topping :

## **I-3Unité 300**

### **I-3.1Prétraitement du naphta**

L'unité 300 est alimentée en Naphta par l'intermédiaire de la pompe GA301. A son refoulement, le Naphta à 41°C est mélangé avec le gaz riche en hydrogène provenant de la section 800 – Reforming Catalytique – puis passe à travers une série des échangeurs de chaleur en série : EA 301 C.B.A en faisant l'échange de chaleur avec l'effluent du réacteur K301.

Afin d'atteindre la température nécessaire pour le procédé un four BA 301 est installé pour porter la charge de 331 °C (sortie échangeurs) à 300 °C. La charge hydro raffinée sortant du bas du réacteur se refroidit en passant tout d'abord par les échangeurs EA301 A.B.C puis par EA 304 pour être à 102°C. On note que la pression au K301 est d'environ 22 bars avec une différence de température négligeable entre l'entrée et la sortie. Le refroidissement se suit jusqu'à 45°C par le biais du aéro-réfrigérant à air humidifié EC302, puis le Naphta passe au ballon séparateur FA 301 où l'incondensable sortent de la tête à 20 bars et 45°C vers le circuit du fuel gaz pour alimenter les brûleurs des fours ou vers torches, par contre, le produit cumulé au fond sort avec un débit contrôlé par le FRC 312 qui vaut 15 m<sup>3</sup>/h, passe à travers la calandre de EA 304 pour être à 100°C, température d'alimentation du stripper DA 301 composé de 28 plateaux à clapets travaillant sous une pression d'environ 8 bars , l'alimentation se fait sur le 9eme plateau comptant du haut vers le bas. Les gaz de tête de ce stripper sont condensés par EC 303 passent ensuite au ballon de reflux FA302 muni d'un appendice pour évacuer les eaux huileuses vers les égouts, une sortie haut pour laisser sortir les gaz vers les torches ou utilisés comme fuel gaz, une sortie bas d'où la pompe GA 302 A/B reprend les hydrocarbures liquides et les refoule vers la tête de DA 301.

Le produit du fond du stripper DA301 est la charge du reforming hydro raffinée, une partie est prise par la pompe GA 303 A/B utilisée pour le rebouillage. Le four BA 302 assure l'augmentation de la température de cette dernière de 222°C à 229.

La deuxième partie est aspirée par la pompe de charge de la section 800 GA 801 A/B.

## I-4 Unité 800

### I-4.1 Reforming catalytique

La section 800 – Reforming – est alimentée en Naphta venant de la section 300 (Pré traitement) par le biais de la pompe GA 801 A/B et une température de 128°C. Au refoulement de cette pompe, avant de traverser une série des échangeurs EA 803 B, EA 803 A, EA 801.

Le Naphta est mélangé avec le gaz riche en hydrogène provenant du compresseur GB 801 A/B produit par l'unité même ayant une pression d'environ 27 bars.

Du dernier échangeur EA 801, le mélange sort à 373°C passe vers le four BA 801 pour porter sa température à 512°C, puis il entre du haut du premier réacteur K801 avec une pression de 26,3 bars.

A cause de l'endothermicité des réactions, la température de l'effluent à sa sortie chute d'environ 30°C d'où la nécessité de passer par un deuxième four BA 802 pour garder la température du procédé qui est à peu près 512°C est qui dépend d'une manière directe à l'état du catalyseur et à la nature de la réformat qu'on veut produire du point de vue 'sévérité' c'est-à-dire – nombre d'octane.

Donc, après qu'il est réchauffé à 512°C par BA 802, il entre au deuxième réacteur K 802 d'où il sort à 504°C, la pression à ce cas-là est d'environ 25 bars.

Puis un dernier four BA 803 est effectivement un dernier réacteur K 803 où la pression est 23 bars et la température de sortie est 505 °C.

Les trois fours, en l'occurrence BA 801, BA 802, BA 803 ont le même rôle, c'est d'avoir la nullité de la différence des températures d'entrée aux réacteurs K801, K802, K803.

L'effluent du dernier réacteur est refroidi en traversant l'échangeur EA801 jusqu'à 401°C faisant l'échange de chaleur avec la charge d'alimentation. A sa sortie de cet échangeur, une partie sert pour le rebouillage du fond de la colonne de stabilisation du reformat DA801, puis rejoindre la ligne de départ et passe à travers les échangeurs EA803 A, EA803 B.

Finalement à 178°C, l'effluent est condensé par EC804 avant d'entrer au ballon séparateur FA801 où la température est 45°C, la pression est 20 bars. Ce séparateur assure la séparation en le reformat et le gaz riche en hydrogène, appelé 'gaz de recyclage'.

### **I-4.2 Gaz de recyclage**

Ce gaz sort de la tête du ballon séparateur FA801 aspiré par le compresseur GB801 A/B à 19,5 bars et refoulé à 27 bars vers l'entrée du Naphta à EA301 pour la section 300 et l'entrée du Naphta désulfuré à EA803 B. Le compresseur GB 801 A/B est du type alternatif à piston avec 2 cylindres, ayant une bouteille d'aspiration assure l'alimentation permanente en gaz.

### **I-4.3 Stabilisation du réformat**

Les gaz de tête de la colonne de stabilisation DA801 sont condensés par EC806 qui assure le refroidissement de 68°C à 52°C, puis ils passent sous forme de condensât et une fraction incondensable vers le ballon de reflux FA802 d'une pression de 15 bars. Les incondensables sont utilisés comme fuel gaz en passant vers FA990, ou torchés lors d'une surpression.

Les condensât sont repris par la pompe GA802 A/B à 50°C, refoulés vers la tête de colonne, avec un débit de 3,6 m<sup>3</sup>/h contrôlé par le FRC813 travaillant avec le régulateur de niveau LRC809 du ballon FA802.

Le reformat stabilisé au fond, une partie sort à 211°C sert pour le rebouillage en passant par EA802 pour être à 216°C.

La deuxième partie, reformat stabilisé produit est refroidi 85°C par les deux échangeurs de chauffage de la charge EA805 A-B puis à 41°C par le réfrigérant EC807 avant d'être stocké avec un débit horaire de 11,8 m<sup>3</sup> contrôlé par FRC812.

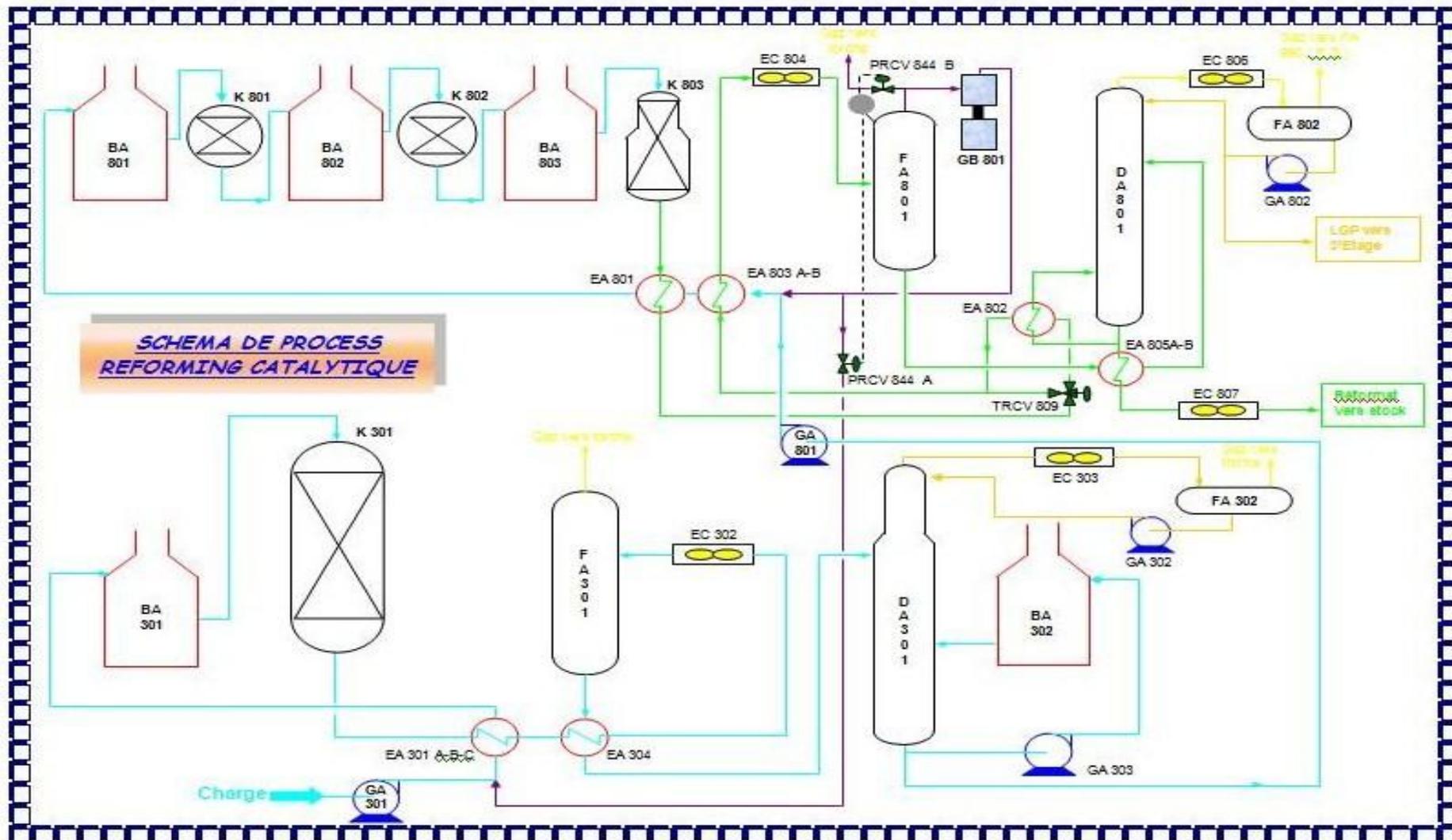


Figure 2:Schema Reforming catalyque

## I-5 Unité 900

### I-5.1 Stockage :

Le nombre de réservoirs installés pour satisfaire à cette opération **16 bacs**. Il s'agit uniquement du stockage des produits de la raffinerie, la charge en brut d'alimentation provient directement du centre (CIS) sans être stockée.

Le tableau suivant nous identifie chaque bac :

**Tableau 1: stockage des produits de la raffinerie**

N° Bac	Capacité (m <sup>3</sup> )	Toit	contenu	N° Bac	Capacité (m <sup>3</sup> )	Toit	Contenu
RS 903	2500	flottant	Réformât	RS 911	2500	Flottant	Réformât
RS 904	2500	flottant	Gazoline	RS 912	2500	flottant	Réformât
RS 905	2500	flottant	Réformât	RS 913	2500	Flottant	Kérosène
RS 906	2500	flottant	Naphta	RS 914	2500	Flottant	Kérosène
RS 907	2500	flottant	Réformât	RS 915	16000	fixe	Gasoil
RS 908	2500	flottant	Réformât	RS 916	16000	Fixe	Gasoil
RS 909	2500	flottant	Essence normale	RS 917	16000	Fixe	Gasoil
RS 910	2500	flottant	Essence normale	RS 918	2500	Flottant	Kérosène

La raffinerie comprend un stockage de produits commerciaux, et produits intermédiaires. Elle comprend également une pomperie de transfert et de chargement des produits finis, et un poste d'éthylation.

La raffinerie possède un laboratoire de contrôle où sont effectués sur les différents produits intermédiaires ou finis un certain nombre de tests classiques qui ont un double but :

- vérifier rapidement que le réglage des unités de produit est correct.
- s'assurer que la qualité des produits finis correspond bien aux normes.

### I-5.2 Utilités

En absence de l'unité de traitement des eaux (hors service), la raffinerie est alimentée en eaux traitées utilisées pour le refroidissement des machines tournantes à partir de la base IRARA. L'eau de lavage du dessalage du brut se fait par une eau albienne, l'injection est faite juste

avant les pompes de charge. Concernant l'air instrument et service, à cause des pannes des compresseurs d'air GB 941 A.B, la raffinerie est alimentée à partir de l'unité de traitement sud ou de l'unité GPL-2. Le compresseur GB 941C disponible utilisée en cas de défaillance. Le complexe sud assure aussi l'alimentation de la raffinerie en fuel gaz.

**I-3 Schéma synoptique de la raffinerie:**

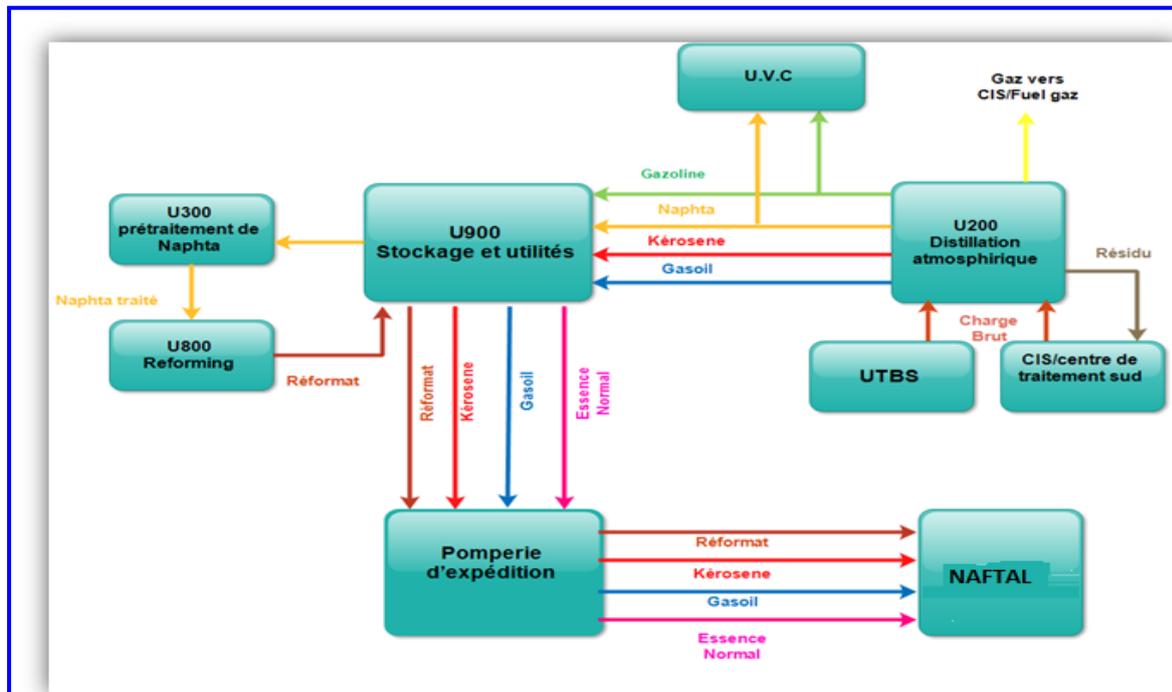


Figure 3:Schéma synoptique de la raffinerie

**I-6 Bilan général de la raffinerie**

Tableau 2: Bilan général de la raffinerie Cas design (Tonne /an)

Produits	Production	Produits commerciaux	Gaz Combustible	GPL	Slop
Gaz + légères	40000		57500	5000	
Gazoline	96500				81000
Naphta	206400				84500
Reformat	100000	31500			
Essence normale		42000			
Essence super		42000			
Kérosène. Jet	221700	40500			
Gas-oil	230800	412000			
Résidu	274600				274600

<b>Total</b>	1070000	568000	57500	5000	440100
--------------	---------	--------	-------	------	--------

Gazoline pour fabrication des essences .....**15500** T/An

Naphta vers unité 800 .....**121900**T/An

Kérosène vers mélange .....**181200**T/An

**Tableau 3: Fabrication des essences**

	<b>Tonnes/An</b>	<b>Densité</b>	<b>M<sup>3</sup>/An</b>	<b>NO. Clair</b>	<b>NOéthylé</b>
Gazoline	15500	0.6683	23193	67	78.8
Reformat	68500	0.7450	86163	95	99.3
<b>Total</b>	84000		109356		

**I-6.3 Cas actuel(Tonne /an) : Année 2014**

**Tableau 4:Charge brute traitée**

<b>Produits finis</b>	<b>stock initial</b>	<b>production</b>	<b>livraison</b>	<b>stock final</b>	<b>pertes</b>
<b>Essence normal</b>	41,989	66661,783	66286,508	254,318	162,701
<b>Essence super</b>	0	0	0	0	0
<b>Kérosène</b>	2093,689	49204,035	47509,835	3523,133	264,756
<b>Gasoil</b>	9840,496	389582,114	397128,013	2356,16	61,563

**Produits intermédiaires**

**Tableau 5: Produits intermédiaires**

<b>Produits</b>	<b>Quantité (T/an)</b>
<b>Gazoline</b>	17998.106
<b>Naphta</b>	63141.339
<b>Réformât</b>	52955.462

**Produits slopés :****Tableau 6: Produits slopés**

Produits		Quantité (T/an)
Gazoline	vers Stock	880,673
	vers UVC	89778,068
Naphta	vers Stock	244,885
	vers UVC	126603,329
Kérosène		0
Gasoil		0
Reformat		1273,433
Résidu		276881,263

**I-7 Définition des GPL [1]**

Le GPL (gaz de pétrole liquéfié) est un mélange gazeux constitué essentiellement de propane, et de butane, est un produit gazeux à la température ambiante et pression atmosphérique.

Il est liquéfié à faible pression (**4 à 5 bars**) et une température très basse, C<sub>3</sub> à **-46°C** et C<sub>4</sub> à **-07°C** pour faciliter son transport, stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation.

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

**I-7.1 Composition molaire du GPL****Tableau 7: Composition molaire du GPL**

Le composant du GPL	% molaire
Méthane	0,32
Ethane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

### **I-7.2 Les sources des GPL**

Le GPL est obtenu principalement :

- ✓ Dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors du Cracking ou de Reforming des produits en vue de la production des essences.
- ✓ Au cours des séparations du gaz naturel qui a pour but de séparer et de récupérer les condensât et le GPL.
- ✓ Par liquéfaction du gaz naturel, les gaz  $C_1$  et  $C_2$  dont la température de liquéfaction est de  $-169^{\circ}\text{C}$ .

Les gaz  $C_3$  et  $C_4$  représentant le GPL sont utilisés dans la fabrication des matières plastique combustible domestique, carburant GPL,... etc.

### **I-7.3 Les principaux traitements favorisant la production du GPL**

- Distillation atmosphérique de pétrole.
- Stabilisation du reformat.
- Stabilisation de gazoline et condensat.
- Traitement du gaz naturel ou le gaz associé dissout avec le pétrole.
- liquéfaction du gaz naturel.

## II-1 Objectif de l'étude

Le fractionnement de pétrole brut à la raffinerie de Hassi Messaoud, présente une quantité importante des produits légers en comparaison avec le cas design, et les rapports sont indiqués dans le tableau suivant :

**Tableau 1:Le fractionnement de pétrole brut à la raffinerie de Hassi Messaoud**

<b>Produits raffinés</b>	<b>Rendement %(Cas design)</b>	<b>Rendement % (Cas actuel avec Brut CIS)</b>
GAZ	<b>3.79</b>	<b>4.96</b>
GASOLINE	<b>9.01</b>	<b>14.00</b>
NAPHTA	<b>19.28</b>	<b>21.13</b>
KEROSENE	<b>20.71</b>	<b>20.07</b>
GAS-OIL	<b>21.56</b>	<b>18.28</b>
RESIDU	<b>25.65</b>	<b>21.56</b>

L'objectif de notre étude est de trouver une possibilité de récupération du GPL (produit léger) à travers les sections de stabilisation de la Gazoline et stabilisation de Réformât, par l'utilisation des outils de simulation dont le Hysys qui est un logiciel puissant de simulation des procédés de raffinage, de la pétrochimie et de traitement du gaz.

Ces Produits légers comme le cas de GPL peuvent être récupérée en phase liquide à travers les ballons de reflux FA202 et FA802 des deux colonnes de stabilisation de la gazoline et le réformât.

Le design initial de RHM2 prévoit la production d'une quantité de GPL qui doit être envoyé vers le centre de traitement sud le CIS, cette quantité a pour origine la section de stabilisation du reformat, vu que la quantité produite est minime, cette option n'a pas été utilisée que pour raison de rentabilité économique.

Pour cette raison nous a été demandé dans le cadre de notre stage, de vérifier le potentiel de RHM2 en GPL en simulant la section de stabilisation de la Gasoline dans l'unité Topping et la section de stabilisation de reformat dans l'unité Reforming ainsi que la faisabilité d'acheminer le GPL vers le CIS.

Pour la réalisation de ce travail, nous allons procéder à une investigation de fonctionnement sur le terrain des deux sections sources de problème de perte de GPL et de procéder à une simulation d'optimisation des paramètres de marche de ces sections et par suite une vérification dimensionnelle des équipements.

Les étapes impliquées dans cette étude sont :

- ✓ Investigation sur le terrain des paramètres de fonctionnement des deux sections.
- ✓ Simulation de la colonne de stabilisation de la Gazoline DA203 et de Réformât DA801 par le logiciel HYSIS.
- ✓ De prévoir l'investissement supplémentaire à faire pour récupérer les pertes de GPL à travers ces sections de stabilisation, dont le cas où un changement du process est indispensable.

❖ L'investigation effectuée sur le site montre :

- La quantité de la Gazoline (riche en GPL) non stabilisé est doublée par rapport au design.
- Le recours de faire fonctionner les deux pompes d'alimentation GA202A/B au lieu d'une seule comme prévu dans le design.
- Le by-pass de la vanne d'alimentation LRCV211 reste ouvert de façon de soulager la vanne de contrôle de niveau.
- Les niveaux des capacités FA201, DA203 et FA202 sont fréquemment élevés.
- Un taux important de propane et butane dans les gaz des ballons de reflux FA201, FA202.
- D'autre part des analyses de la Gasoline non stabilisée charge DA203 et Réformât non stabilisée charge DA801 réalisées au laboratoire ZCINA le : 10/03/2015 ont donné les résultats suivants :

## **II-2 Analyses chromatographiques de la gazoline non stabilisé charge DA203 :**

**II-2-1 Cas d'alimentation par brut UTBS :****Tableau 2: Analyses chromatographiques de la gazoline**

Composition	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7	C8
la charge %	0	0	3,18	1,12	6,65	4,05	10,63	31,62	37,32	5,43

Densité à 15 C°	PM (g/mol)	TVR (bar)
0,6915	72,43	0,99

**Tableau 3: Cas d'alimentation par brut CIS**

Composition	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7	C8
la charge %	0	0	8.04	2.62	15.27	7.69	18.63	27.63	18.38	1.61

Densité à 15 C°	PM (g/mol)	TVR (bar)
0,6562	77,25	2

On remarque les quantités de C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub> dans la charge de gazoline dans le cas d'alimentation à partir du brut provenant de CIS ont été doublés par rapport à la charge de l'UTBS, donc on peut baser notre étude sur la charge de brut qui provient de l'unité CIS.

**II-2-3 Analyses chromatographique de Réformât non stabilisée charge DA801:**

le 26/05/2015

**Tableau 4: Analyses chromatographique de Réformât**

Composition	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7	C8	C9	C10
la charge %	1,13	2,99	2,20	4,53	2,94	9,31	18,21	19,87	24,3	14,52

Densité à 15 C°	PM (g/mol)	TVR (bar)
0.7644	87.67	0.640

D'après ces résultats d'analyse, on peut dire qu'il y a la présence d'une quantité considérable de GPL à faire récupérer à partir de l'optimisation de la section de stabilisation de gazoline et du reformat.

- ❖ Notre travail de simulation et d'optimisation consiste à suivre le plan de travail suivant :
  - ❖ Quantification du GPL présent à RHM2 (par simulation).
  - ❖ Récupération du GPL.
  - ❖ Installation nécessaire.
  - ❖ Vérification du matériel requis.
  - ❖ Amortissement de l'installation.

### III-1 Stabilisation de la gazoline :

Cette opération se fait au niveau d'une colonne de stabilisation DA203 équipée de 26 plateaux à clapets. Elle consiste à éliminer les fractions trop volatiles de la phase hydrocarbure liquide obtenue après condensation des gaz de tête de la colonne principale DA.201.

La charge est en premier temps chauffée en passant à travers l'échangeur de chaleur EA.210, ensuite elle alimente le neuvième (9<sup>ème</sup>) plateau de la colonne de stabilisation.

La fraction vaporisée gagne le sommet et sort vers l'aérocondenseur de tête à air sec EA 213 où elle se condense partiellement, puis passe au ballon de reflux

FA202.

Les gaz de ce ballon sont évacués par une conduite vers le troisième étage de compression de l'unité de traitement sud. La partie hydrocarbure liquide accumulée au FA202 sert comme reflux total de la colonne DA 203.

Du fond de la colonne DA 203 sort la Gazoline stabilisée, une quantité est utilisée pour le rebouillage au niveau de EA 209 assuré par le reflux circulant intermédiaire, la quantité restante cède ces calories à la charge avant d'être refroidie par le biais des aéroréfrigérants EC 214 et se dirige vers le bac de stockage RS 904, ou vers UVC.

Cette coupe est utilisée comme deuxième base lors de la préparation des essences, et 85% de cette coupe envoyé vers l'unité de valorisation des condensats.

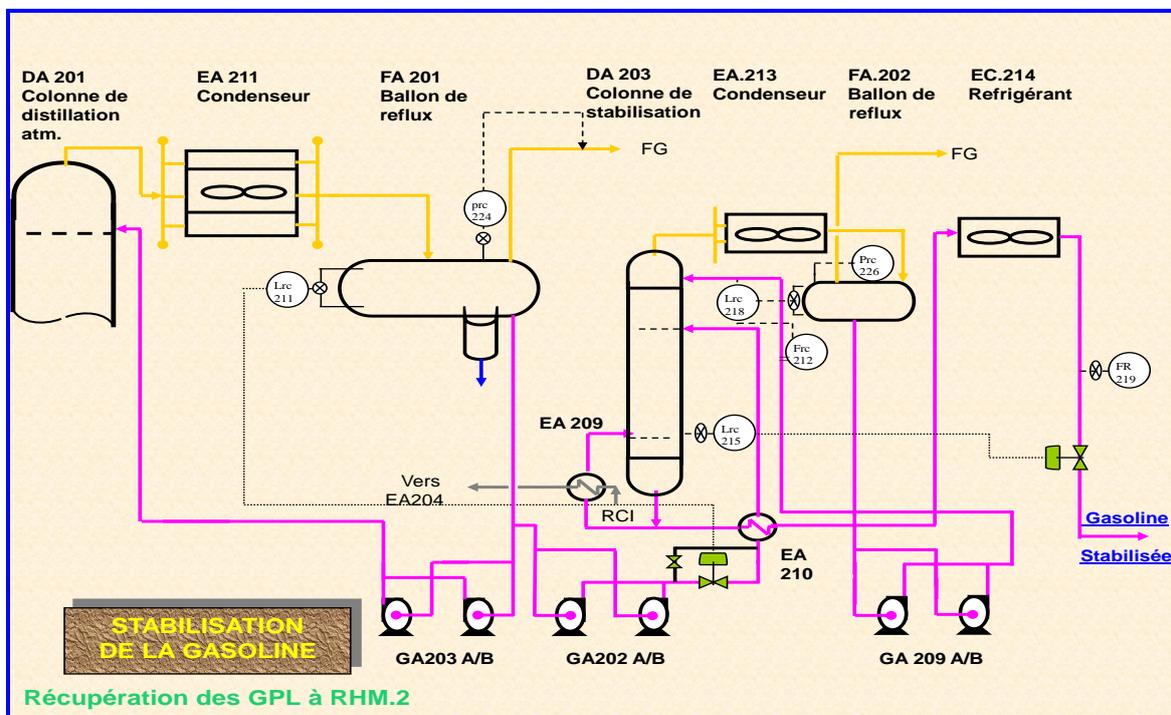


Figure 1:Schémas de stabilisation de la Gazoline

### III-2 Simulation :[3]

Le développement extraordinaire réalisé dans le domaine de l'informatique, a ouvert de grands espaces d'applications pour toutes disciplines. Résoudre d'un grand nombre de problèmes d'analyses numériques, de traitement et de conception à bénéficier de l'apport de calculateurs puissants qui ont facilité l'utilisation d'algorithmes et de programmes de plus en plus complexes et de là, réduire le temps et les efforts que nécessitaient de tels problèmes auparavant.

Dans le domaine du génie chimique, ce développement a attendu l'élaboration d'équations analytiques permettant une bonne représentation des différents corps et de leurs combinaisons ainsi que de prédire leurs comportements aux différentes conditions rencontrées dans toutes les branches de l'industrie.

Aussi fallait-il trouver les méthodes capables de simuler toutes les opérations unitaires comprenant le transfert de masse, de chaleur et de quantité de mouvement qui sont régis comme on le sait par des lois complexes et interdépendantes et de tenir compte des phénomènes très variés qui peuvent se produire dans les équipements de traitement.

Depuis, plusieurs logiciels de simulation ont été élaborés et commercialisés par des firmes industrielles, des bureaux d'études, des universités, etc. Ces logiciels se différencient par l'étendue du domaine d'application, la complexité d'exploitation, la flexibilité et le temps de programmation et de calcul nécessaire pour effectuer une application. Pour cela qu'on a jugé bénéfique de réaliser la simulation de la section de stabilisation de la gasoline par logiciel HYSIS.

Ce logiciel de simulation des procédés de génie chimique, développé par la société HYPROTECH (Canada), présente une haute flexibilité et une très bonne prise en charge des pétroles et de leurs dérivés. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et tri phasiques simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique.

HYSIS est doté d'une importante banque de données sur les corps purs regroupés en plusieurs familles.

Une importante banque de données sur les corps purs est incorporée avec le logiciel HYSIS.

Ces corps sont regroupés en plusieurs familles:

- Hydrocarbures: normaux et iso-paraffines, oléfines, naphènes, aromatiques...
- Hydrocarbures oxygénés, azotés et sulfurés (amine, alcools, aldéhydes, nitriles, mercaptans...

- Halogènes
- Solides (soufre)
- Divers (O2, N2, CO2, H2O, HCL,...)
- Corps hypothétiques (purs, complexes, solides)

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

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

Hysys va par la suite utiliser ces données pour générer un nombre fini (choisi par l'utilisateur) de pseudo-corps repérés par Leurs points d'ébullition normaux pour représenter ces mélanges. En option le simulateur peut lire d'autres banques de données telles que la DDB, DIPPR, API, GPA...

Cette option permet aussi d'utiliser les propriétés physiques déjà stockées dans la banque de données de Hysys.

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

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

Hysys propose aussi une autre forme de l'équation PR modifiée par Stryjeck-Vera qui donne des résultats meilleurs pour les corps polaires, mais requièrent en plus l'introduction de coefficients caractéristiques des corps purs additionnels.

**Tableau 1:Recommandation des modèles**

Type de système	Modèle recommandé
<b>Distillation atmosphérique ( Topping )</b>	<b>PR</b>
Déshydratation TEG	PR

Eau dure (Sour)	PR, Sour PR
Cryogénie et traitement des gaz.	PR, PRSV
Séparation de l'air.	PR, PRSV
Colonnes sous vide	PR, PR Option, GS (<10 mmHg)
Système à H2 élevé	PR, ZJ ou GS
Système réservoir	PR, PR Options
Vapeur d'eau	Stream package, CS ou GS
Systèmes chimiques	Modèles d'activité, PRSV
Inhibition d'hydrate	PR
Alkylation à HF	PRSV, NRTL
Déshydratations au TEG avec aromatiques	PR, Amine
Systèmes HC ou la solubilité de l'eau est importante.	Kabadi Danner

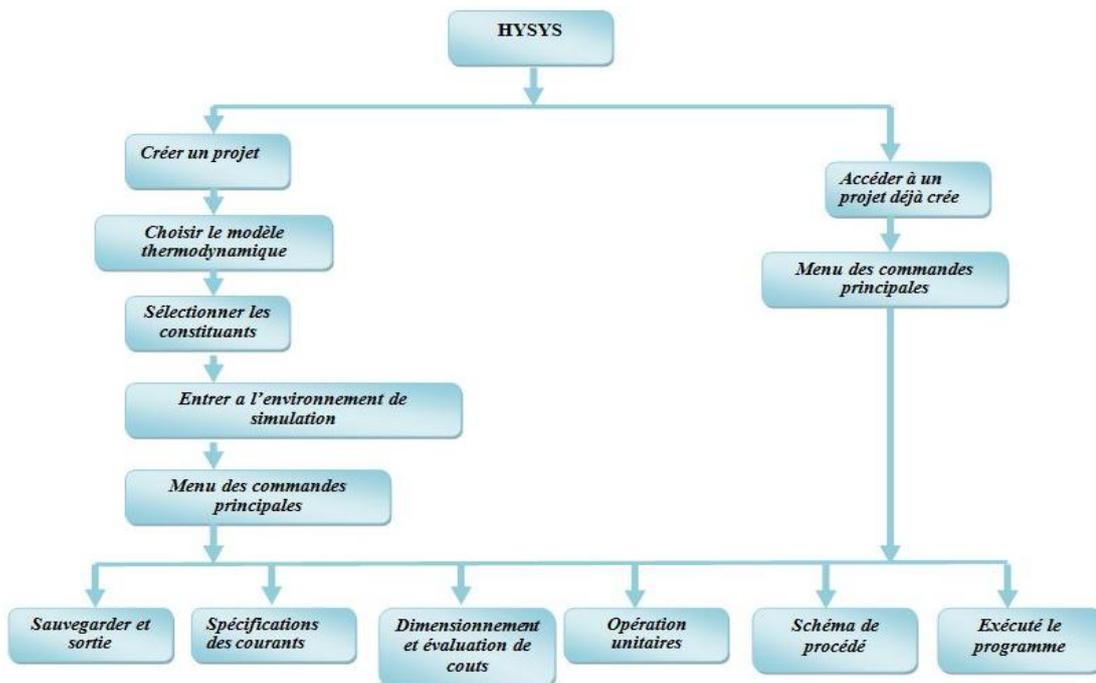


Figure 2: Structure opérationnelle du simulateur HYSYS

### III-3Préparation des données :[5]

#### III-3-1 Cas d'alimentation en brut par l'unité UTBS (du mois de janvier au Mai ):

- Densité : 0.7980
- Débit d'alimentation : 25,3m<sup>3</sup>/h (moyenne annuelle).
- Température d'alimentation entrée DA203 cas d'hiver : 93°C

- Pression entrée DA203 :8,3bar.
- Température au ballon de reflux FA202 :61 °C
- Pression au ballon de reflux FA202 :6 bars.

**Tableau 2:Cas d'alimentation en brut par l'unité UTBS**

Composition de la charge							
C3	iC4	nC4	iC5	nC5	nC6	nC7	nC8
0,2130	0,0880	0,5478	0,0730	0,0781	0	0	0

**III-3-2 Résultats obtenus :****Tableau 3:Résultats obtenus cas UTBS**

Produits	GPL	Gasoline charge DA203	Gasoline vers stock
Température [°c]	44,19	93	141,5
Pression [bars ]	6	8,3	6,1
Débit molaire [Kmole / h]	20,07	193,6	163
Débit massique [Kg /h]	1149	657,6	589,6
Débit volumique [ m <sup>3</sup> /h]	<u>2</u>	25	22
Densité	0,558	0,6515	0.680
Poids moléculaire	47,470	87,67	71,8
TVR à 37,8°c	4.71	0,990	0.660
Nombre d'Octane		68	68
Fraction molaire :			
C1	0,0000	0,0000	0,0000
C2	0,0000	0,0000	0,0000
C3	<b><u>0,2130</u></b>	0,0472	0,0000
iC4	0,0880	0,0140	0,0001
nC4	<b><u>0,5478</u></b>	0,0862	0,0086
iC5	0,0730	0,0452	0,0431
nC5	0,0781	0,1198	0,1313
C6	0,0000	0,3140	0,3730
C7	0,0000	0,3303	0,3924
C8	0,0000	0,0433	0,0514

La simulation de la colonne DA203 nous permet de quantifier le GPL récupéré de la section de stabilisation de la gazoline à un débit de **48m<sup>3</sup>/jour** ce qui donne une production annuelle de **9776,16 tonne**.

### III-3-3 Le cas d'alimentation en brut par l'unité CIS(du mois de janvier jusqu'au Mai) :

- Densité : 0.7920
- Débit d'alimentation : 27,2m<sup>3</sup> /h (moyenne annuelle).
- Température d'alimentation entrée DA203 cas d'été : 93 °C
- Pression entrée DA203 :8,3bar.
- Température au ballon de reflux FA202 :61 °C.
- Pression au ballon de reflux FA202 :6,1 bars.

**Tableau 4:Le cas d'alimentation en brut par l'unité CIS**

Composition de la charge							
C3	iC4	nC4	iC5	nC5	nC6	nC7	nC8
0,2271	0,0946	0,5929	0,0536	0,0318	0	0	0

## III-3-4 Résultats obtenus :

Tableau 5: Résultats obtenus cas CIS

Produits	GPL	Gazoline charge DA203	Gazoline vers stock
Température [ °c ]	41,84	93	123.6
Pression [bars ]	6	8,3	6,1
Débit molaire [ Kmole / h ]	40,61	231,1	156,6
Débit massique [ Kg /h ]	2280	17170	13130
Débit volumique [ m <sup>3</sup> /h ]	<b><u>3,99</u></b>	27,20	20
Densité	0,558	0,6562	0.680
Poids moléculaire	55.38	87.67	71,8
TVR à 37,8°c	4.71	2	0.698
Nombre d'Octane		68	68
Fraction molaire :			
C1	0,0000	0,0000	0,0000
C2	0,0000	0,0000	0,0000
C3	<b><u>0,2271</u></b>	0,1089	0,0000
iC4	0,0946	0,0299	0,0003
nC4	<b><u>0,5929</u></b>	0,1806	0,0228
iC5	0,0536	0,0783	0,0980
nC5	0,0318	0,1917	0,2729
C6	0,0000	0,2504	0,3696
C7	0,0000	0,1485	0,2191
C8	0,0000	0,0117	0,0173

La simulation de la colonne DA203 nous permet de quantifier le GPL récupéré de la section de stabilisation de la Gazoline à un débit de **95m<sup>3</sup>/jour** ce qui donne une production annuelle de **19503,439 tonnes**.

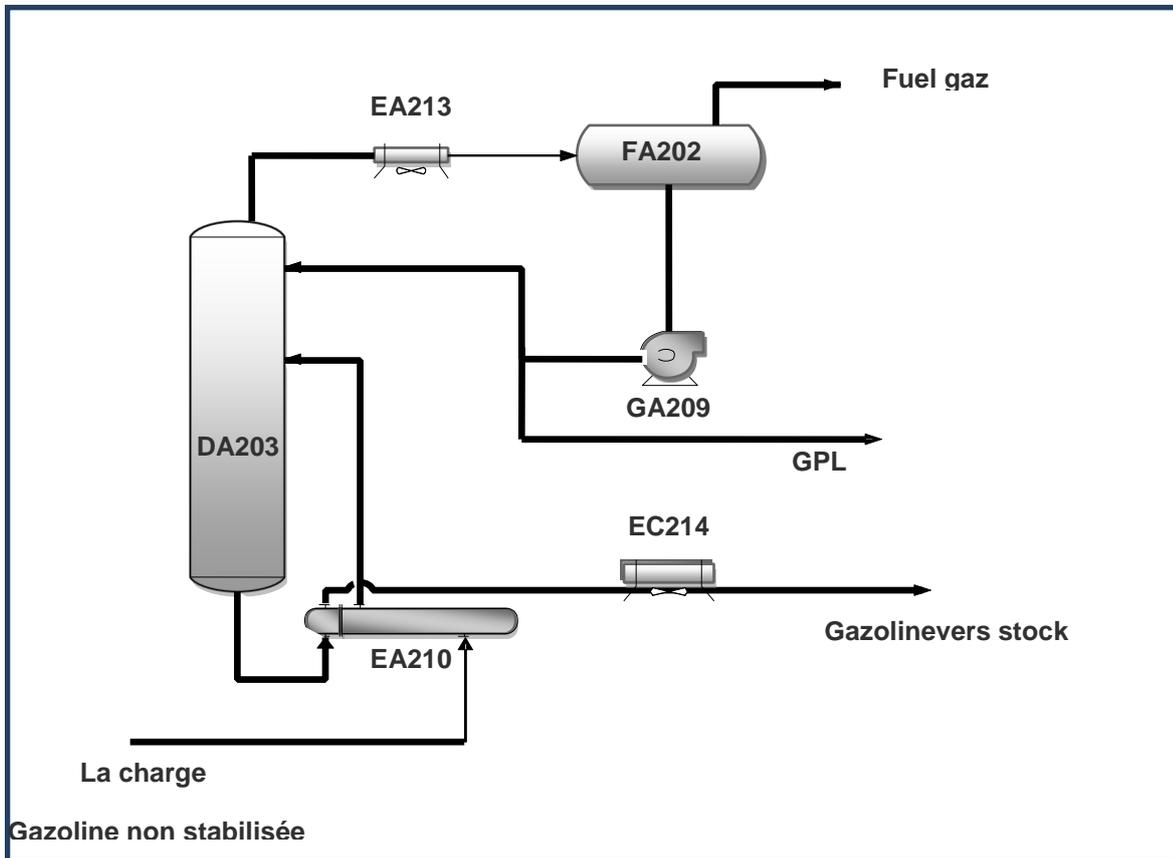


Figure 3: Schémas de simulation

**III-3-5 Réformât non stabilisé charge DA801 :**

- Débit d'alimentation : 12m<sup>3</sup> /h (moyenne annuelle).
- Température d'alimentation entrée DA801 T : 145°C.
- Pression entrée DA203 : 15bars.
- Température au ballon de reflux FA802 : 40°C.
- Pression au ballon de reflux FA802 : 15 bars.

Composition de la charge									
C3	IC4	NC4	iC5	NC5	C6	C7	C8	C9	C10
0.1731	0.3710	0.228	0.1139	0.0614	0.0576	0.0023	0	0	0

**Resultats obtenus :****Tableau 6:Resultats obtenus charge DA 801**

Produits	GPL	Réformât charge DA801	Réformât vers stock
Température [ °c ]	90.09	145	238.4
Pression [bars ]	15.2	15	15.7
Débit molaire [ Kmole / h ]	8.2	80.42	71.69
Débit massique [ Kg /h ]	490.9	8423	7903
Débit volumique [ m <sup>3</sup> /h ]	0.8485	12.20	11.30
Densité	0.558	0.7644	0.7652
Poids moléculaire	55.38	87.67	71,8
TVR à 37,8°c	1.485	0.640	0.642
Nombre d'Octane		89.8	88.8
Fraction molaire :			
C3	0.1731	0.0197	0.0000
IC4	0.3710	0.0439	0.0039
NC4	0.2208	0.0335	0.0109
iC5	0.1139	0.0595	0.0533
nC5	0.0614	0.0390	0.0365
nC6	0.0576	0.1088	0.1154
nC7	0.0023	0.1897	0.2125
nC8	0.0000	0.1849	0.2074
nC9	0.0000	0.2074	0.2326
nC10	0.0000	0.1136	0.1275

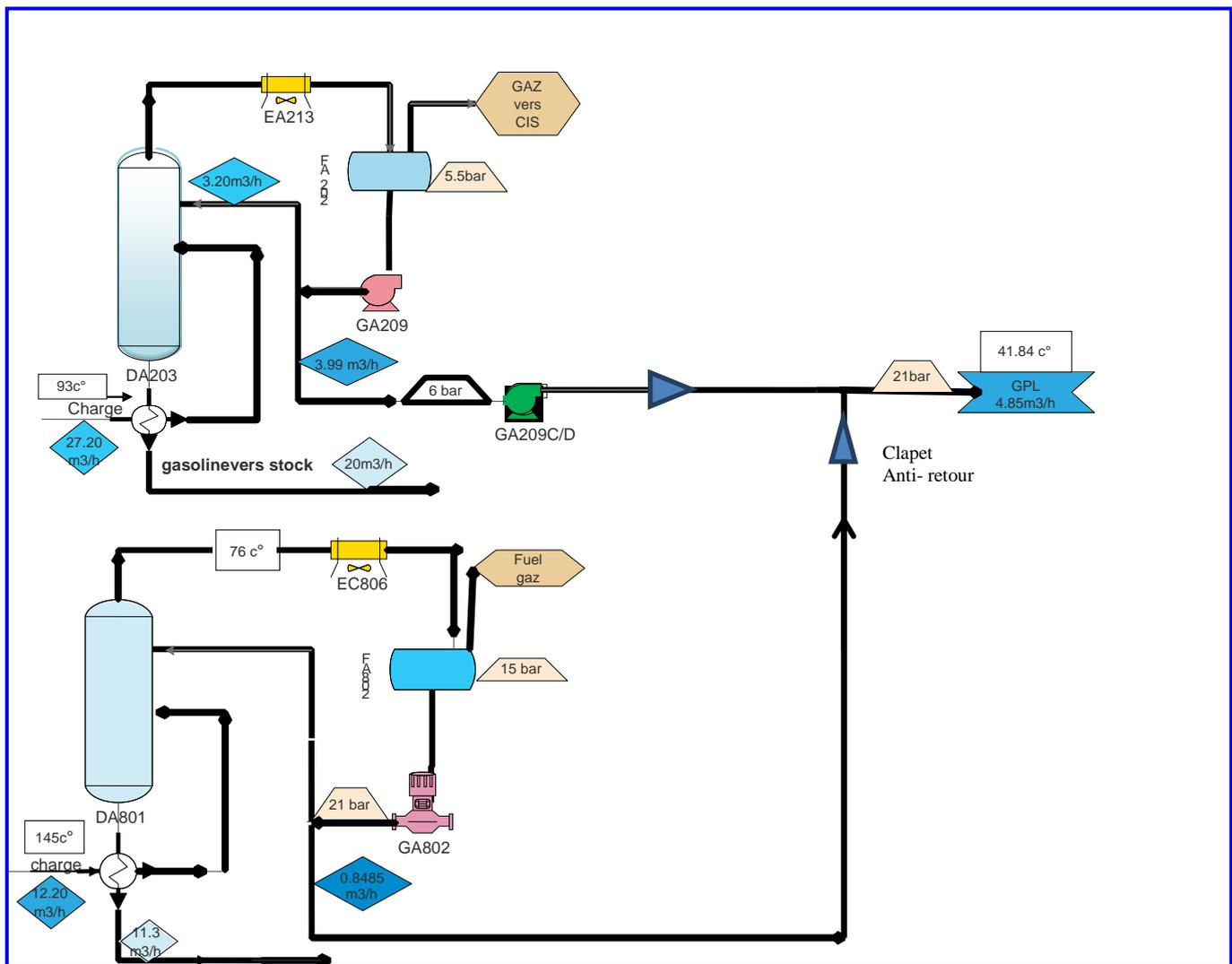
La simulation de la colonne DA801 nous permet de quantifier le GPL récupéré de la section de stabilisation de Réformât à un débit de **20m<sup>3</sup>/jour** ce qui donne une production annuelle de **4147.5359 tonne**.

**III-4 Tableau comparatif :**

**Tableau 7:Tableau comparatif**

SECTION	SECTION 200 DA203	SECTION 800 DA 801	TOTAL
Quantité de GPL récupérer tonnes/an	19503,439	4147.5359	<b>23651</b>

**III-5 La nouvelle installation de production de GPL :**



**Figure 4:La nouvelle installation de production de GPL**

**III-6 Calcul de la nouvelle pompe GA209 C/D :****III-6-1 Caractéristiques de la pompe installée :**

Fluide.....	GPL
Débit maximum.....	4.4m <sup>3</sup> /h
Pression d'aspiration.....	6 bar.
Pression de refoulement.....	21bar
Tension de vapeur de GPL à P,T de service [ bars ] :.....	4.71 bar
Densité : .....	0,558
Débit actuel.....	4m <sup>3</sup> /h
pression différentielle ΔP.....	15bars.
Performances [ tr/mn ].....	2915 tr/mn.
Rendement [ % ].....	85.

**III-6-2 Calcul de débit :**

$$Q_c = Q_m \cdot K_q.$$

**Q<sub>m</sub>** : débit actuel

K<sub>q</sub> : coefficient de sécurité : 1,10 pour les pompes de services

$$Q_c = 4 \cdot 1,10$$

$$Q_c = 4,4 \text{ m}^3/\text{h}.$$

**III-6-3 Calcul de la hauteur(H) de refoulement :**

$$H = \Delta P \cdot 10,2/d = 15 \cdot 10,2/0,558$$

$$H = 274,19 \text{ m}.$$

**III-6-4 Calcul de la vitesse :**

$$V^2 = 2 \cdot H \cdot g$$

$$V^2 = 2 \cdot 274,19 \cdot 9,81$$

$$V = 73,34 \text{ m/s}.$$

**III-6-5 Calcul de la puissance du moteur :**

$$P_{kw} = H \cdot Q_c \cdot d / 367$$

$$= 274,19 \cdot 4,4 \cdot 0,558 / 367$$

$$P_{kw} = 1.83 \text{ KW.}$$

### III-6-6 Calcul de la puissance :

$$P_{pompe} = P_{kw} / \eta$$

(  $\eta$  : rendement pour pompes :( 0.8.....0.9) ).

$$P_{pompe} = 1.83 / 0.85.$$

$$P_{pompe} = 2.15 \text{ KW.}$$

### III-7 NPSH (Net-Positive-Section-Head):

Le NPSH (Net-Positive-Section-Head), est une mesure permettant de quantifier la hauteur manométrique d'aspiration disponible, pour éviter la vaporisation au niveau le plus bas de la Pression dans la pompe.

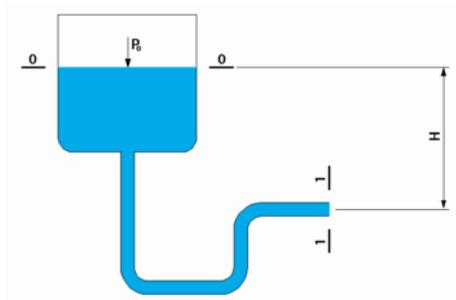


Figure 5:: mesure de la hauteur manométrique

$$\text{NPSH} = \frac{P_o - P_v}{\varphi g} + H - \Delta H$$

$P_o$  : pression à la surface, pression qu'exerce le liquide

$P_v$  : pression de la vapeur (TVR)

$\varphi$ : masse volumique du fluide

$g$  : accélération pesanteur (gravitation)

$H$  : Hauteur géométrique

$\Delta H$  : perte de charge

**III-7-1 NPSH disponible :**

Le NPSH disponible est une valeur en mètre de colonne de fluide lié à la hauteur du produit à l'aspiration de la pompe.

**III-7-2 NPSH requis :**

C'est la hauteur minimum de liquide (supposé à sa température d'ébullition), nécessaire au-dessus de l'aspiration, pour empêcher la cavitation de la pompe.

**III-7-3 Cavitation :**

Est un terme employé pour décrire le phénomène qui se produit dans une pompe quand le NPSH est insuffisamment disponible. La pression du liquide est réduite à une valeur égale ou inférieure à sa pression de vapeur là où les petites bulles ou poches de vapeur commencent à se former.

**III-7-4 Calcul  $NPSH_{disp}$  :**

$$NPSH_{disp} = P_{asp} - TVR.$$

La vitesse de rotation de la nouvelle pompe: 2915 t/min  $\Rightarrow NPSH_{requis} = 3 \text{ à } 4\text{m}$ .

$$NPSH_{requis} = 3.5 \text{ m.}$$

$$NPSH_{disp} = P_{asp} - TVR_{GPL}.$$

$$TVR_{GPL} = P * 10.2 / 0.558$$

$$\Rightarrow P = 4.71 * 0.558 / 10.2$$

$$P = 0.257 \text{ m.}$$

$$NPSH_{disp} = 6 - 0.257$$

$$= 5.743 \text{ m.}$$

$NPSH_{disp} > NPSH_{requis}$  : donc la nouvelle pompe GA 209C/D fonctionne sans cavitation.

#### IV-1 Évaluation du cout d'investissement

**Tableau 1:Évaluation du cout d'investissement**

ITEM	Tuyauteries	Pompes	Vanne	Main d'œuvre	Divers	<b>TOTAL</b>
COUT (DA)	250686.40	6500000.00	100500.35	1200000.00	950210.36	<b>9001397.11</b>

**N.B :** la réalisation de la modification proposée prend environ 10 jours de travail avec une cadence de travail normale (08 heures de travail /jours).

#### IV-2 Evaluation des gains de production

Quantité de GPL produite est environ **23651 Tonnes /an.**

Prix unitaire = **52500 DA/ tonne.**

Gain de production = **1241677500.00 DA / an**  $\implies$  **3401 856.16 DA/jour.**

#### IV-3 Evaluation du temps d'amortissement

**I :** Investissement = 9001397.11 DA.

**G :** Gain = 3401856.16 DA/Jour.

Temps d'amortissement  $A = I / G \Rightarrow T$  d'ammortissement = 03 Jours.

Selon les résultats obtenus, en remarque que le temps d'amortissement de notre projet est environ de 03jours de GPL à récupérer.

#### IV-4 Conclusion

Le résultat de notre étude montre la possibilité de récupérer le GPL à travers les colonnes de stabilisation de la gazoline et de reformat, avec une quantité récupéré de 23651 tonnes par an pour un minimum d'investissement qui représente que 03 jours de production de la quantité récupéré, d'où l'efficacité de cette modification mineur à réaliser qui consiste à l'installation de deux pompes GA 209C/D, avec un gain majeur qui rentre dans le cadre de valorisation des produits pétroliers finis.

#### IV-4 CONCLUSION GENERALE

Une étude de revalorisation d'un produit dans une unité est toujours un intérêt capital pour le fonctionnement optimal de l'installation.

Les produits obtenus dans des conditions de marche sévères de l'usine sont toujours le résultat de plusieurs études scientifiques, mais aussi d'un savoir-faire des ingénieurs.

Remettre en valeur un produit n'est pas seulement économique, mais surtout une garantie et une certification pour le maintien d'un équilibre dynamique de l'ensemble des paramètres de l'unité et surtout la revalorisation des produits pétroliers finis en termes de spécifications.

En parallèle un produit revalorisé est souvent une marchandise de qualité, quantifiée, appréciée et évaluée donc une contribution directe et justifiée au développement.

On résulte ces 2 approches:

- De minimiser les éventuelles pertes au niveau de certaines sections de l'unité.
- D'obtenir un gain estimé à 2351 tonnes/an de GPL.
- Veiller aux normes et à la sécurité.

On recommande :

- un suivi rigoureux des nouveaux et récents paramètres de fonctionnement sur toute la chaîne.
- Des études comparatives du projet.
- Des études complètes et simulation de l'installation après les modifications.

## IV-5 REFERENCES :

- [1]- Pétrole, Raffinage et Génie Chimique. Pierre WUITHIER, Edition Technip 1972.
- [2] -Le raffinage du pétrole.Tome 2 : Procédés de séparation, J.P. WAQUIER, Edition Technip 1998.
- [3]- HYSIS V 3.2 : Simulateur de procédés de génie chimique.
- [4]- Manuel opératoire : Nouvelle Raffinerie , Hassi-Messaoud
- [5]- IFP training.com : ingénieurs production. Machines tournante.
- [6]- Rapport de Sonatrach Ministère de l'énergie et des mines

## ملخص:

غاز البترول المميع هو منتج من تكرير النفط الخام أو يستخرج مباشرة من حقول الغاز الطبيعي بعد تمييعه لتسهيل النقل إلى مركبات الفصل و المعالجة للحصول على البر وبن و البوتان التجاري، الجزائر منذ الثمانينات قامت بسياسة التنمية و الاستفادة من غاز البترول المميع كما استخدم هذا الأخير كوقود مكان الوقود التقليدي بما في ذلك البنزين و ذلك للاحتياطي الكبير من غاز البترول المميع و محاربة التلوث ، و قد تطلبت هذه السياسة تنويع تغذية المصافي بعدة أنواع من البترول الخام، كما هو الحال مع مصفاة حاسي مسعود لدينا كميات كبيرة من المنتجات الخفيفة مقارنة بما كان عليه الحال عند تصميم المصفاة و للاسترداد هذا الفائض قمنا بمحاكاة القدرة على استرجاع C3 و C4 باستعمال برنامج المحاكاة الشهير HYSYS و بالتحديد عمودي استقرار الغاز و لين و الريفورما و كانت نتيجة المحاكاة مرضية للغاية مع انتعاش في الناتج وصل إلى 23651 طن سنويا من غاز البترول المميع ،مع تعديل طفيف الذي يتضمن إضافة مضختين (GA-209 C / D) لنقل غاز البترول المميع إلى المركب CIS تكلفة هذا المشروع تقدر ب 9 ملايين دينار جزائري و يمكن تغطية هاته التكاليف في ثلاثة أيام من الإنتاج.

الكلمات الدلالية: غاز ،البترول ،المميع ،مصفاة ، HYSYS ،غاز و لين ، ريفورما

## Abstract

The LPG (liquid petrol of gas) is a appreciated product issued from the refining of crude oil or extracted directly after a liquefaction from the natural gas fields in order to facilitate its transport to the separation unit Where the LPG will be split to obtain the propane and the commercial butane. Algeria state since the 80s has header a strategy of development and Appreciation of the resources in LPG, in order to use the LPG as fuel in substitution of conventional fuels in particular gasoline(essences), because of its important reserves in LPG and to fight against the pollution. This goal required the diversification of crude supplies of refineries in several types with the different qualities of crude oil, as the case of the refinery of Hassi Messaoud or both loads(responsibilities) present important quantities. As the case of the refinery of Hassi Messaoud or both loads (charges) present important quantities in light product (LPG) in comparison to that of the designcase .To recover this exceedin light product, was asked us to proceed to the check by the Hysys simulator the possibility of valuing C<sub>3</sub> and C<sub>4</sub> in LPG and more exactly at the levels of the stabilization and reformat columns. The result of the simulation was very satisfactory, with a 23651 ton recovery of LPG peryear G with a small modification which consists in the addition of two pumps (GA-209 C/D) to send the LPG towards the CIS units, and the investment cots for these additional equipment's is 9 million dinar who will be amortized during 03 days of LPG recuperated.

Keywords: LPG, refinery, gasoline, reformat, investment, simulation and Hysys

## Résumé

Le GPL (gaz de pétrole liquéfié) est un produit de valeur issu du raffinage de pétrole brut ou extrait directement des champs de gaz naturel, après une liquéfaction afin de faciliter son transport vers les complexes de séparation afin d'obtenir du propane et du butane commercial. L'Algérie depuis les années 80 a mené une politique de développement et de valorisation des ressources en GPL, afin d'utiliser le GPL comme carburant en substitution des carburants traditionnels notamment les essences, en raison de ses réserves importantes en GPL et pour lutter contre la pollution. Cette politique a exigé la diversification des alimentations des raffineries en plusieurs types ou qualités de pétrole brut, comme le cas de la raffinerie de Hassi Messaoud ou les deux charges présentent des quantités importantes en produit léger (GPL) en comparaison à celui du cas de design. Pour récupérer cet excédent en produit léger, nous a été demandé de procéder à la vérification par le simulateur Hysys la possibilité de valoriser les C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub> en GPL et plus précisément aux niveaux des colonnes de stabilisation de la gazoline et du reformat. Le résultat de la simulation était très satisfaisant, avec une récupération de 23651 tonnes par an de GPL avec une légère modification qui consiste à l'ajout de deux pompes (GA-209 C/D) pour véhiculer le GPL récupéré vers CIS avec un investissement supplémentaire de 9 millions de dinars qui sera amortie pendant 03 jours de GPL récupéré (produit).

Mots clés : GPL, raffinerie, gazoline, reformat, investissement, simulation et Hysys