



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 : Génie de raffinage

Présenté par : **Bouhoun ali noureddine Et Fethiza tedjani youcef**

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

Soutenu le 26/06/2018

Devant le jury composé de :

Dr BAKKA warda	UKM	Ourgla	Président
Dr GERDOUHI amel	UKM	Ourgla	Examineur
Dr SAKHRI lakhder	UKM	Ourgla	Encadreur

2017-2018

Dédicaces

Je dédie ce mémoire à :

- *Mes parents :*

Ma mère, qui a œuvré 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 sœurs qui n'ont cessé d'être pour moi des exemples de persévérance, de courage et de générosité.

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

A tous la famille BOUHOUN ALI et HADJ SAID à tous mes amis et mes collègues

Dédicaces

Je dédie ce mémoire à :

- *Mes parents :*

Ma mère, qui a œuvré 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 sœurs qui n'ont cessé d'être pour moi des exemples de persévérance, de courage et de générosité.

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

A tous la famille FETHIZA TEDJANI 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 SAKHRI*

*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:

Chapitre I

Figure I. 1: Schema de process Topping RHM 2	10
Figure I. 2: Schéma de process reforming catalytique RHM 2	14
Figure I. 3: Schéma synoptique de la raffinerie	16

Chapitre III

Figure III. 1: Schémas de stabilisation de la Gazoline	26
Figure III. 2: Structure opérationnelle du simulateur HYSYS	29
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 :

Chapitre I

Tableau I. 1: stockage des produits de la raffinerie.....	15
Tableau I. 2: Bilan général de la raffinerie Cas design (Tonne /an)	17
Tableau I. 3: Fabrication des essences	17
Tableau I. 4:Charge brute traitée.....	18
Tableau I. 5: Produits intermédiaires	18
Tableau I. 6: Produits slopés	18
Tableau I. 7:Composition molaire du GPL	19

Chapitre II

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:Cas de reformat DA 801	24

Chapitre III

Tableau III. 1:Résultats obtenus cas UTBS.....	30
Tableau III. 2:Résultats obtenus charge DA 801	33
Tableau III. 3:Tableau comparatif.....	33

Chapitre IV

Tableau IV. 1:Évaluation du cout d'investissement.....	39
--	----

Liste des abréviations :

GA : Pompe.

GB : Compresseur.

EA : Echangeur, Aéro-réfrigérant sec.

EC : Aéro-réfrigérant humide.

FA : Ballon.

DA : Colonne de stabilisation, de distillation et stripper.

FA : Dessaleur 205

TVR : Tension de Vapeur Reid.

K: Réacteur.

BA: Four.

Sommaire

Dédicaces	i
Remerciements	iii
Liste des Figures:	iv
Liste des Tableaux :	v
Liste des abréviations :	vi
Sommaire	vii
Introduction générale.....	1

CHAPITRE I : Présentation de la raffinerie

I-1. Introduction [4].....	4
I-2. Unité 200	4
I-2.1 Dessalage et Préchauffage	5
I-2.2 Four BA 201	5
I-2.3 Fractionnement	5
I-2.4 Résidu	6
I-2.5 Gas-oil	6
I-2.6 Reflux circulant intermédiaire	7
I-2.7 Kérosène	7
I-2.8 Traitement de Kérosène.....	7
I-2.9 Naphta.....	8
I-2.10 Vapeurs de tête	8
I-2.11 Stabilisation de la gazoline	9
I-3 Unité 300	11
I-3.1 Prétraitement du naphta	11
I-4 Unité 800	12
I-4.1 Reforming catalytique	12
I-4.2 Gaz de recyclage.....	13
I-4.3 Stabilisation du réformât	13
I-5 Unité 900	14
I-5.1 Stockage :	14

I-5.2 Utilités	15
I-5.3. Schéma synoptique de la raffinerie	16
I-6 Bilan général de la raffinerie	17
I-6.1 cas design (tonne/an)	17
I-6.2 fabrication des essences	17
I-6.3 Cas actuel (Tonne /an) : Année 2014	18
I-7 Définition des GPL [1]	19
I-7.1Composition molaire du GPL.....	19
I-7.2 Les sources des GPL.....	19
I-7.3 Les principaux traitements favorisant la production du GPL.....	20

CHAPITRE II: analyse et résultat

II-1 Objectif de l'étude	21
II-2Analyses chromatographiques de la gazoline non stabilisé charge DA203 :.....	23
II-2-1 Cas d'alimentation par brut UTBS :	23
II-2-2 Cas d'alimentation par brut CIS :	23
II-2-3Analyses chromatographique de Réformât non stabilisée charge DA801:	24

CHAPITRE III : Simulation et calcul

III-1Stabilisation de la gazoline :	25
III-2.2 Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS	27
III-2.3 Caractéristiques principales de HYSYS	28
III-3Préparation des données : [5].....	29
III-3-1 Cas d'alimentation en brut par l'unité UTBS :.....	29
III-3.2 Le cas d'alimentation en brut par l'unité CIS.....	31
III-4Tableau comparatif :	33
III-5La nouvelle installation de production de GPL :	34
.....	34
III-6 Calcul de la nouvelle pompe GA209 C/D :	35
III-6-1Caractéristiques de la pompe installée :	35
III-6-2 Calcul de débit :.....	35
III-6-3Calcul de la hauteur(H) de refoulement :	35
III-6-4 Calcul de la vitesse :	35
III-6-5 Calcul de la puissance du moteur :	36
III-6-6 Calcul de la puissance :	36

III-7 NPSH (Net-Positive-Section-Head):	36
III-7-1 NPSH disponible :	37
III-7-2 NPSH requis :	37
III-7-3 Cavitation :	37
III-7-4 Calcul NPSH _{disp} :	37

CHAPITRE IV : étude économique

IV-1 Évaluation du cout d'investissement	39
IV-2 Evaluation des gains de production	39
IV-3 Evaluation du temps d'amortissement	39
IV-4 Conclusion	40
Conclusion générale	41
Références :	42

Introduction générale

La demande mondiale en produits pétroliers issus du raffinage de pétrole brut a connu une évolution sévère sans précédente, que ce soit sur le plan quantitative ou qualitative. Les préoccupations énergétiques de l'Algérie sont celles d'un pays en voie de développement dont il faut satisfaire les besoins croissants en énergie localement. Ceci nécessite le développement des infrastructures de production, transformation et de vente, au moment où l'Algérie s'adapte à l'économie de marché, la gestion rationnelle de cette industrie est devenue une nécessité évidente.

Les procédés industriels sont des systèmes complexes constitués de multitudes d'opérations unitaires généralement très diversifiées et interconnectées (séparateurs, échangeurs de chaleurs, pompes, compresseurs, colonnes, réacteurs ...). Leur comportement dépend de celui de chacune de leurs unités et des interactions qui existent entre ces unités. A cause de la complexité des phénomènes mis en jeu, l'analyse de ce comportement pour les besoins de conception ou de conduite de procédés présente beaucoup de difficultés.



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 jours 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]

Raffinerie	Capacité en millions tonnes/an	
	Avant Réhabilitation	Après Réhabilitation
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
Total	27,000	30,695

Le majeur problème rencontré 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 suivant :

- 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 gazoline 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.

CHAPITER I :
PRESENTATION DE LA
RAFFINERIE

I-1. Introduction [4]

Le raffinage a pour objet de séparer et d'améliorer la qualité des produits composant le pétrole de façon à répondre à la demande en différents produits commerciaux. Ces produits peuvent aller des gaz jusqu'aux asphaltes en passant par les cokes.

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 EA 205, 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-2.2 Four 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-2.3 Fractionnement

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 (Gazoline).

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 m³/h lors d'une charge de 170m³/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 partie ou la 1er assure le rebouillage au four BA 202 et la 2eme est destinée au stockage, cette première partie est ramenée vers le four de rebouillage BA202 dans un débit enregistré par le FR237 de 49 m³/h puis ce gas-oil chauffé à 350°C retourne à la colonne de fractionnement DA201 juste au-dessous du 26eme 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 Gazoline 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 10eme 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 m³/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 m³/h du kérosène contrôlé par le FRC227 sont repris par la pompe GA219 A/B pour être traités dans le précipitation 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 5eme 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 m³/h sur 170 m³/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 tri phasiques.

- 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 m³/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 9eme 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 autrefroidissement assuré par le réfrigérant EC214 avant d'être stocké à 56°C.

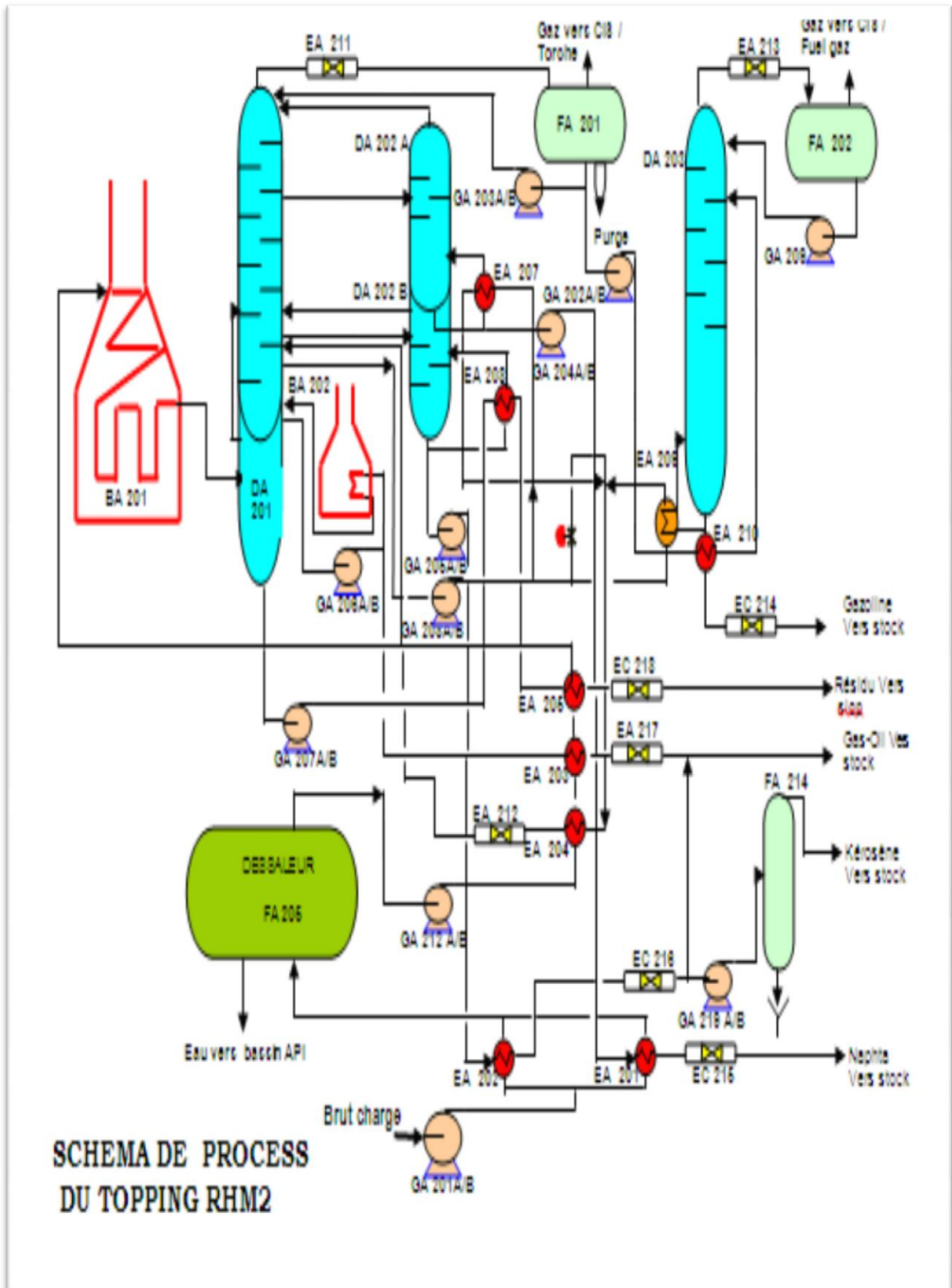


Figure I. 1: Schema de process Topping RHM 2

I-3 Unité 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 refroidie 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 m³/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 (Prétraitement) 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 803A, 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 réformât 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 m³/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 m³ contrôlé par FRC812.

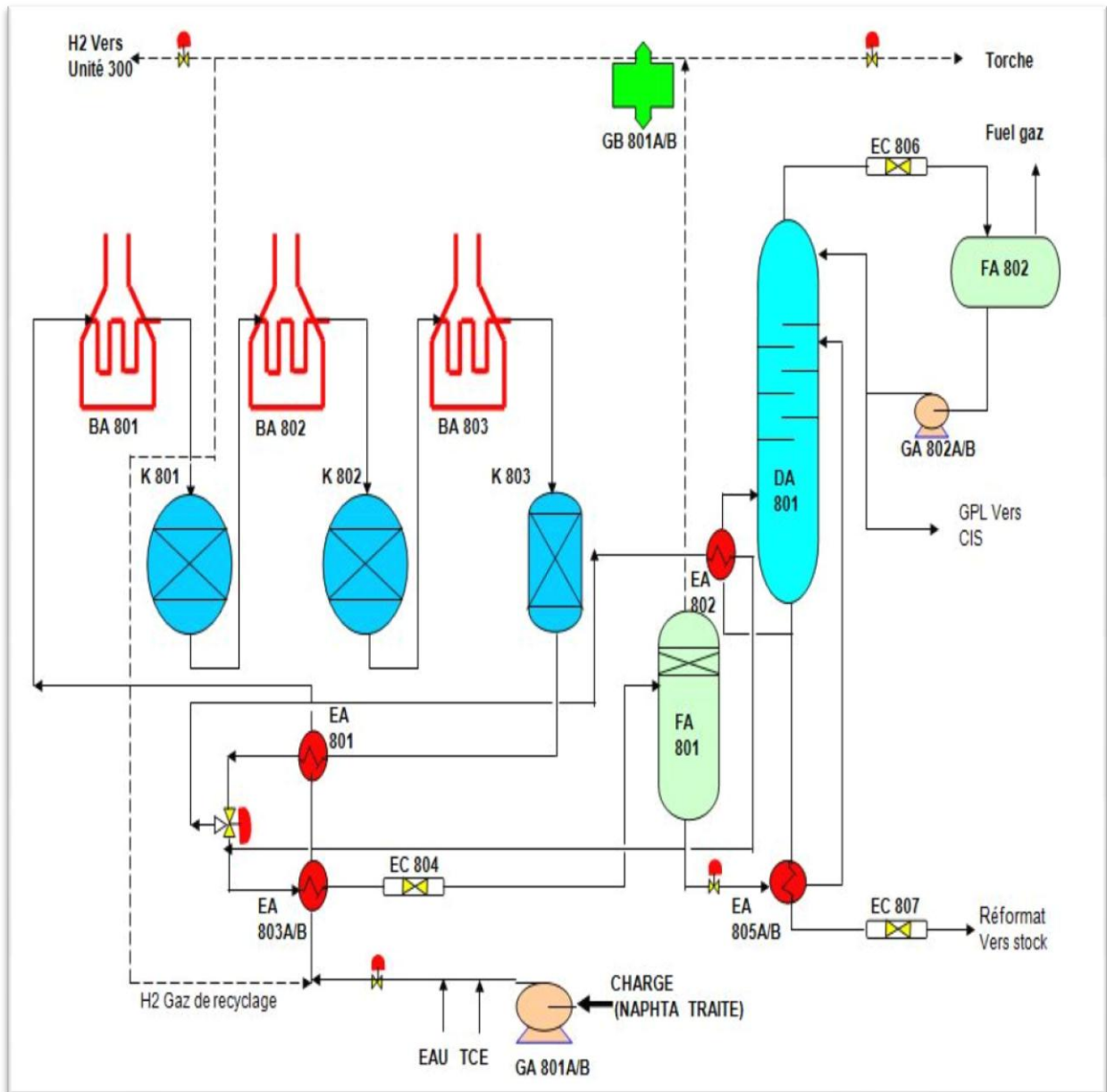


Figure I. 2: Schéma de process reforming catalytique RHM 2

I-5Unité 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 I. 1: stockage des produits de la raffinerie

N° Bac	Capacité (m3)	Toit	Contenu	Réformât	Capacité (m3)	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	2500	Fixe	Gasoil
RS 908	2500	Flottant	Réformât	RS 916	2500	Fixe	Gasoil
RS 909	2500	Flottant	Essence Normale	RS 917	2500	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'méthylation.

La raffinerie possède un laboratoire de contrôle ou sont effectués sur les différent produits intermédiaires ou finis un certain nombre de test 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-5.3. Schéma synoptique de la raffinerie

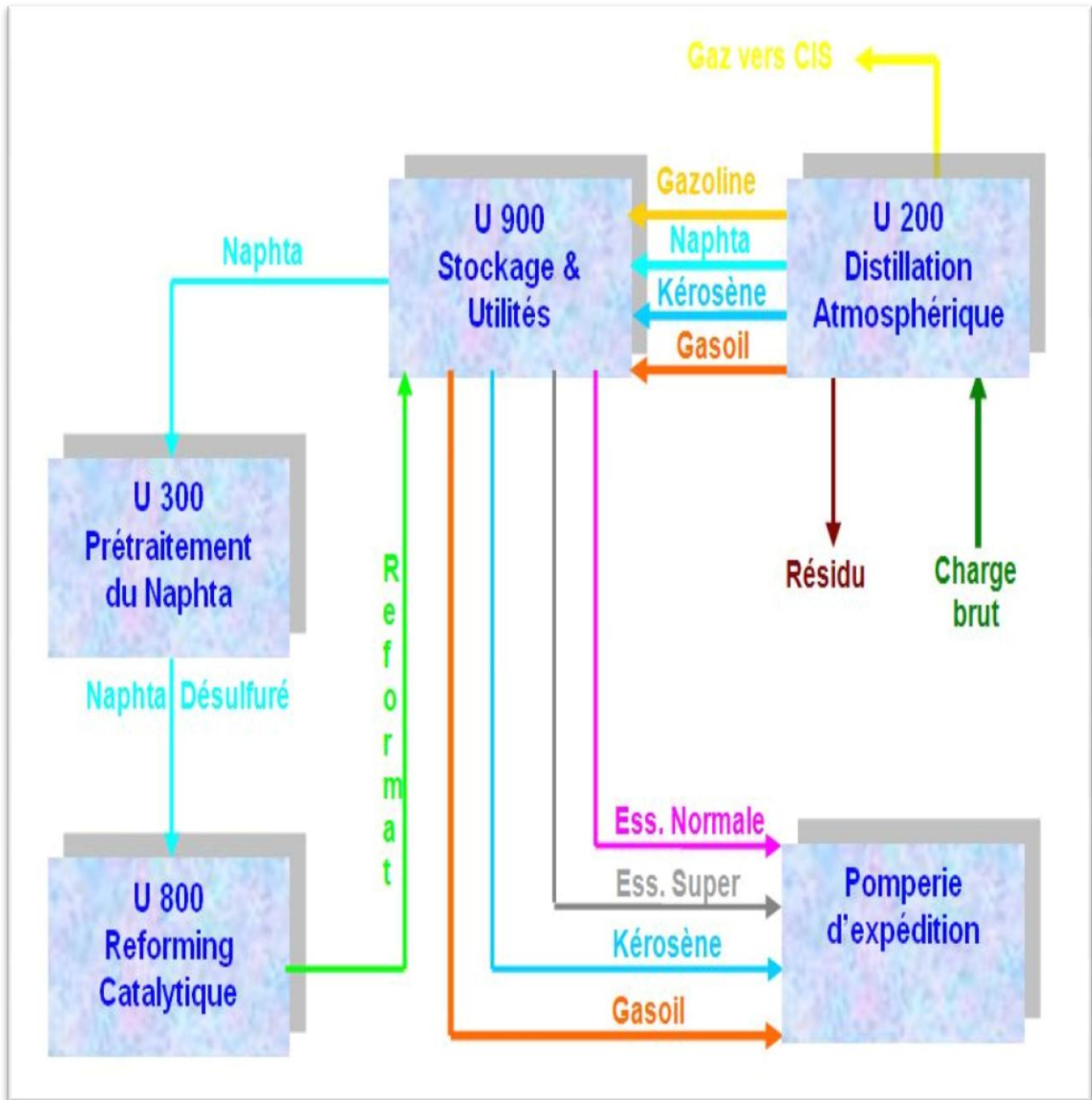


Figure I. 3:Schéma synoptique de la raffinerie

I-6 Bilan général de la raffinerie

I-6.1 cas design (tonne/an)

Tableau I. 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	221700	40500			
Gas-oil	230800	412000			
Résidu	274600				274600
Total	1070000	568000	57500	5000	40100

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

Naphta vers unité 800**121900T/An**

Kérosène vers mélange**181200T/An**

I-6.2 fabrication des essences

Tableau I. 3: Fabrication des essences

	Tonnes/An	Densité	M3/An	NO. Clair	NO éthyle
Gazoline	15500	0.6683	23193	67	78.8
Reformat	68500	0.7450	86163	95	99.3
Total	84000		109356		

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

Tableau I. 4: Charge brute traitée

Produits finis	Stock initial	Production	Production	Stock final	Pertes
Essence normal	41,989	9840,496	6286,508	254,318	162,701
Essence super	0	0	0	0	0
Kérosène	2093,689	49204,035	47509,835	3523,133	264,756
Gasoil	9840,496	389582,114	397128,013	2356,16	61,563

Produits intermédiaires :

Tableau I. 5: Produits intermédiaires

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

Produits slopés:

Tableau I. 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, C3 à **-46°C** et C4 à **-07°C** pour faciliter son transport, stockage et sa commercialisation, il se gazéifie au moment de son utilisation.

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

I-7.1 Composition molaire du GPL

Tableau I. 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 C1 et C2 dont la température de liquéfaction est de -169°C .

Les gaz C3 et C4 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.

CHAPTER II :

ANALYSE ET RESULTAT

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 II. 1:Le fractionnement de pétrole brut à la raffinerie de Hassi Messaoud

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

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 gazoline 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 Gazoline non stabilisée charge DA203 et Réformât non stabilisée charge DA801 réalisées au laboratoire ZCINA le 10/03/2017 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 II. 2: Analyses chromatographiques de la gazoline

La composition	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7	C8
La charge	0	0	0.0472	0.014	0.0862	0.0452	0.1198	0.314	0.3303	0.0433

Densité à 15C°	PM (g/mol)	TVR (bar)
0.6735	72.43	0.99

II-2-2 Cas d'alimentation par brut CIS :

Tableau II. 3: Cas d'alimentation par brut CIS

La composition	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7	C8
La charge	0	0	0.1089	0.0299	0.1806	0.0783	0.1917	0.2504	0.1485	0.0117

Densité à 15C°	PM (g/mol)	TVR (bar)
0.6562	77.25	2

On remarque les quantités de C3 et C4 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 Réformat non stabilisée charge DA801:

Tableau II. 4: Cas de reformat DA 801

La composition	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7	C8	C	C10
La charge	0	0	0.0197	0.0439	0.0335	0.0595	0.039	0.1088	0.1897	0.1849	0.2074	0.1163

Densité à 15C°	PM (g/mol)	TVR (bar)
0.7549	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.

CHAPTER III
SIMULATION ET CALCUL

III-1 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 80°C au 10ème plateau.

La fraction vaporisée gagne le sommet et sort) 51°C. Se condense au condenseur EA213 avant de passer au ballon de reflux FA202 où la pression est contrôlé 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 pression, par contre, la fraction hydrocarbure liquide sert comme reflux de tête de DA203 par GA209 A/B à 39°C et 9 bars.

Le débit de ce reflux réglé par le FRC212 contrôlant le niveau dans le FA202 par le LRC est 7.5 m³/h.

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 de 117 à 120 °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 50°C. Le débit de la gazoline produite réglé par le FR219 est 36,4 m³/h sur 170 m³/h.

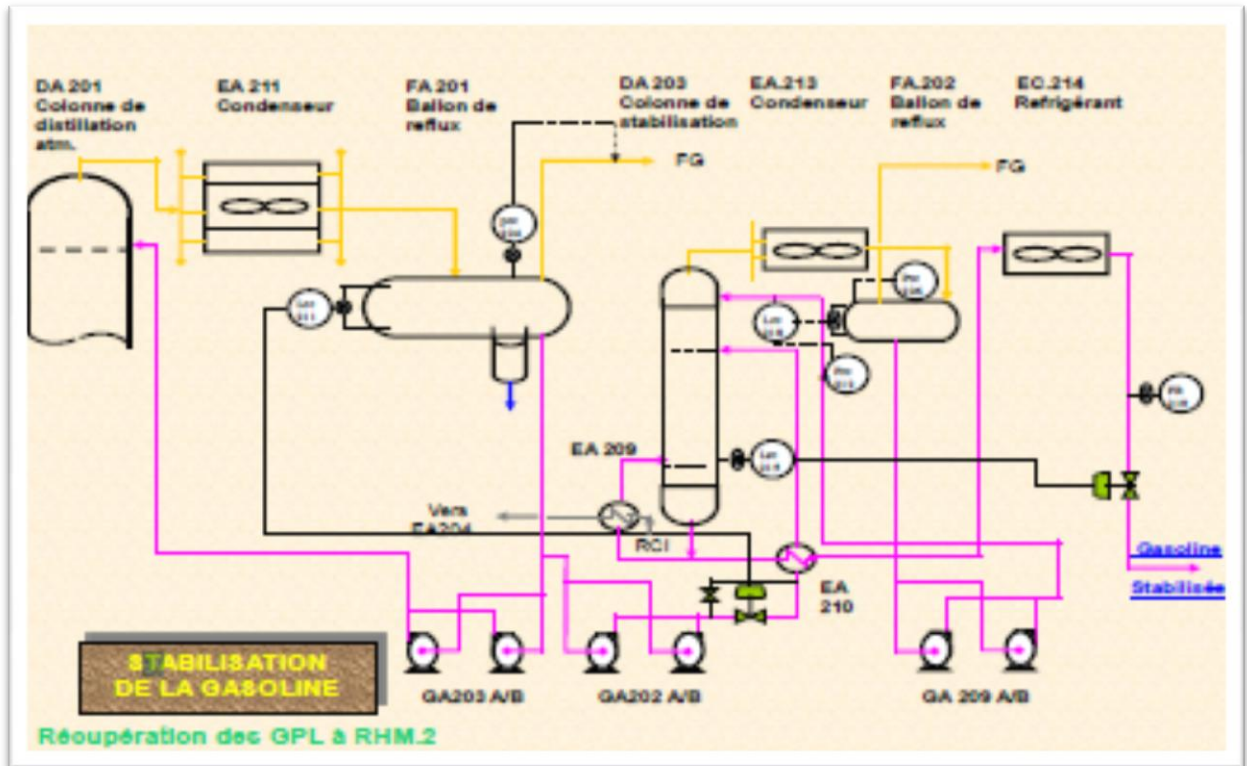


Figure III. 1:Schémas de stabilisation de la Gazoline

III-2 La simulation et le simulateur HYSYS :[3]

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé.

Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

Il existe plusieurs types de modèle d'un système physique : allant du modèle de représentation qui ne s'appuie que sur des relations mathématiques traduisant les grandes caractéristiques de son fonctionnement, jusqu'au modèle de connaissance complexe issu de l'écriture des lois physiques régissant les phénomènes mis en jeu. Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs poursuivis.

III-2.1 Utilisation de la simulation

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

✓ Dans la conception (engineering) :

- La résolution des bilans de matières et d'énergie.
- Le dimensionnement des équipements.
- L'évaluation économique du procédé.
- L'optimisation du procédé.

✓ Dans le suivi des procédés :

- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas des changements de composition de l'alimentation.
- Détermination de la performance des équipements.

III-2.2 Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle.

C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements (Event driven) : C'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. Deuxièmement, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

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

III-2.3 Caractéristiques principales de HYSYS

Cette partie décrit brièvement les caractéristiques importantes qui font de HYSYS une plateforme de simulation et de développement très puissant.

- (The Integrated Engineering Environment) : Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.

- Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique : la modélisation dans un état stable et l'optimisation étant utilisées lors de la conception des procédés ; la simulation en régime dynamique étant réservée aux études de contrôlabilité de procédés et au développement de stratégies de contrôle.

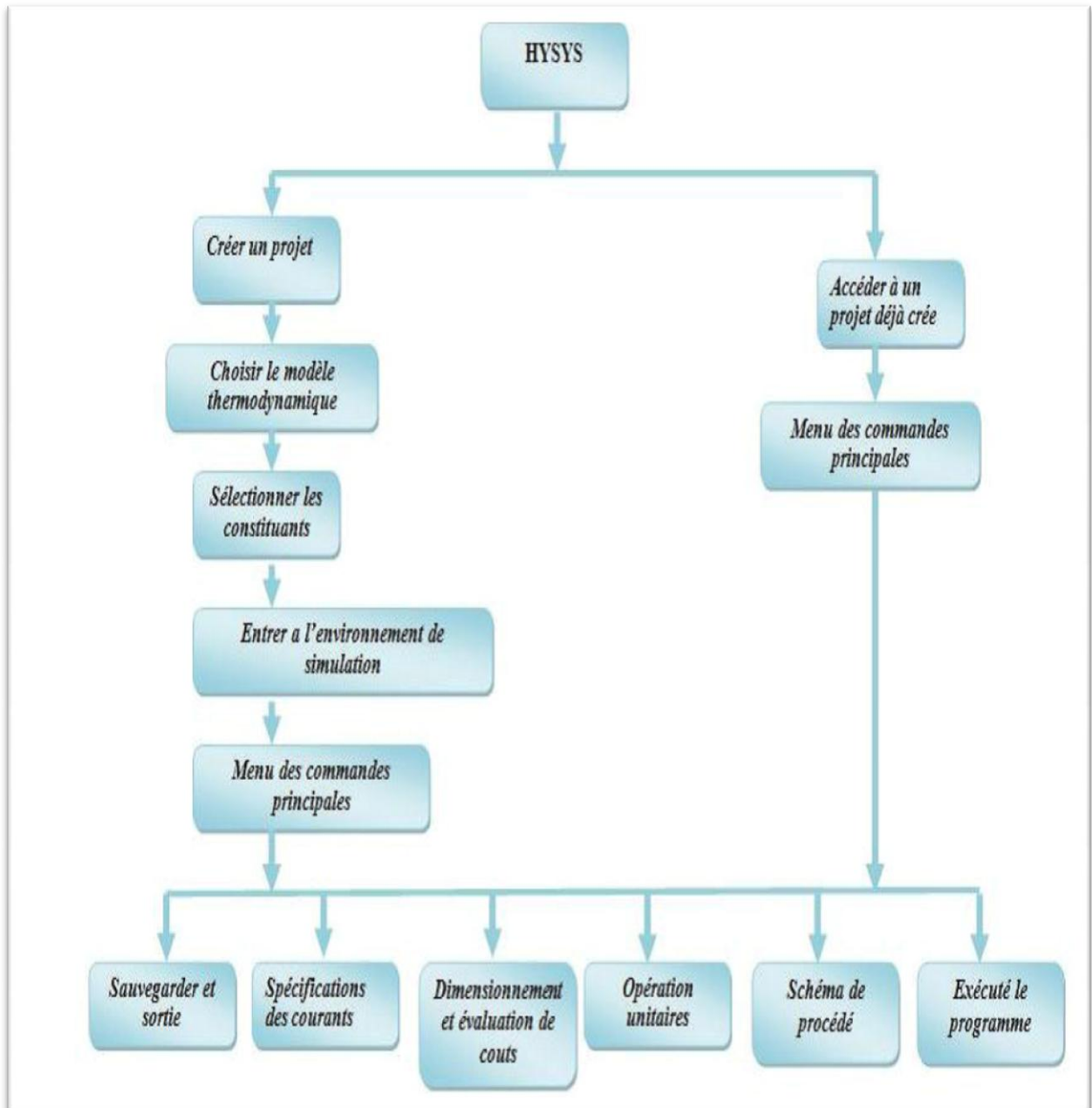


Figure III. 2:Structure opérationnelle du simulateur HYSYS

III-3Préparation des données :[5]

III-3-1 Cas d'alimentation en brut par l'unité UTBS :

- Densité : 0.7980
- Débit d'alimentation : 25m³/h.
- Température d'alimentation entrée DA203 cas d'hiver : 93°C.
- Pression entrée DA203 :8,3bar.

- Température au ballon de reflux FA202 :31.91°C
- Pression au ballon de reflux FA202 :5 bars.

Résultats obtenus :

Tableau III. 1:Résultats obtenus cas UTBS

Produits	Gazoline charge DA203	GPL	Gazoline vers stock
Température (°c)	93	31.91	124.4
Pression (bars)	8.3	5	5.3
Débit molaire -Kmole / h)	198.1	39.94	158.2
Débit volumique (m ³ /h)	25	4.04	20.96
Densité	0.4381	0.6221	0.3941
Poids moléculaire	82.17	58.45	88.16
TVR	0.990	4.71	0.660
Nombre d'Octane	68		68
Fraction molaire :			
C1	0.000	0.000	0.000
C2	0.000	0.000	0.000
C3	0.0684	0.3394	0.000
iC4	0.0171	0.0675	0.0043
nC4	0.1091	0.3186	0.0573
iC5	0.0493	0.0624	0.0460
nC5	0.1319	0.1336	0.1315
C6	0.3047	0.0809	0.3612
C7	0.2857	0.0015	0.3574
C8	0.0337	0.000	0.0423

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 **96.96 m³/jour** ce qui donne une production annuelle de **20445.84 tonne**.

III-3.2 Le cas d'alimentation en brut par l'unité CIS

- Densité :0.7920
- Débit d'alimentation : 25 m3 /h.
- Température d'alimentation entrée DA203 cas d'été : 63 °C.
- Pression entrée DA203 : 8.3 bar.
- Température au ballon de reflux FA202 : 31.4 °C.
- Pression au ballon de reflux FA202 : 5 bars.

Résultats obtenus :

Tableau 2:Résultats obtenus cas CIS

Produits	Gazoline charge DA203	GPL	Gazoline vers Stock
Température (°c)	63	31.4	118.1
Pression (bars)	8.3	5	5.3
Débit molaire (Kmole / h)	212.4	76.2	136.2
Débit volumique (m ³ /h)	25	7.516	17.48
Densité	0.4934	0.6155	0.4091
Poids moléculaire	74.31	56.15	84.48
TVR	0.6562	0.558	0.680
Nombre d'Octane	68		68
Fraction molaire :			
C3	0.1089	0.3035	0.000
iC4	0.299	0.0830	0.0002
nC4	0.1806	0.4530	0.0282
iC5	0.0783	0.0588	0.0892
nC5	0.1917	0.995	0.2433
C6	0.2504	0.0022	0.3893
C7	0.1485	0.000	0.2316
C8	0.0117	0.000	0.0182

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 **180.384 m³/jour** ce qui donne une production annuelle de **37484.04 tonnes**.

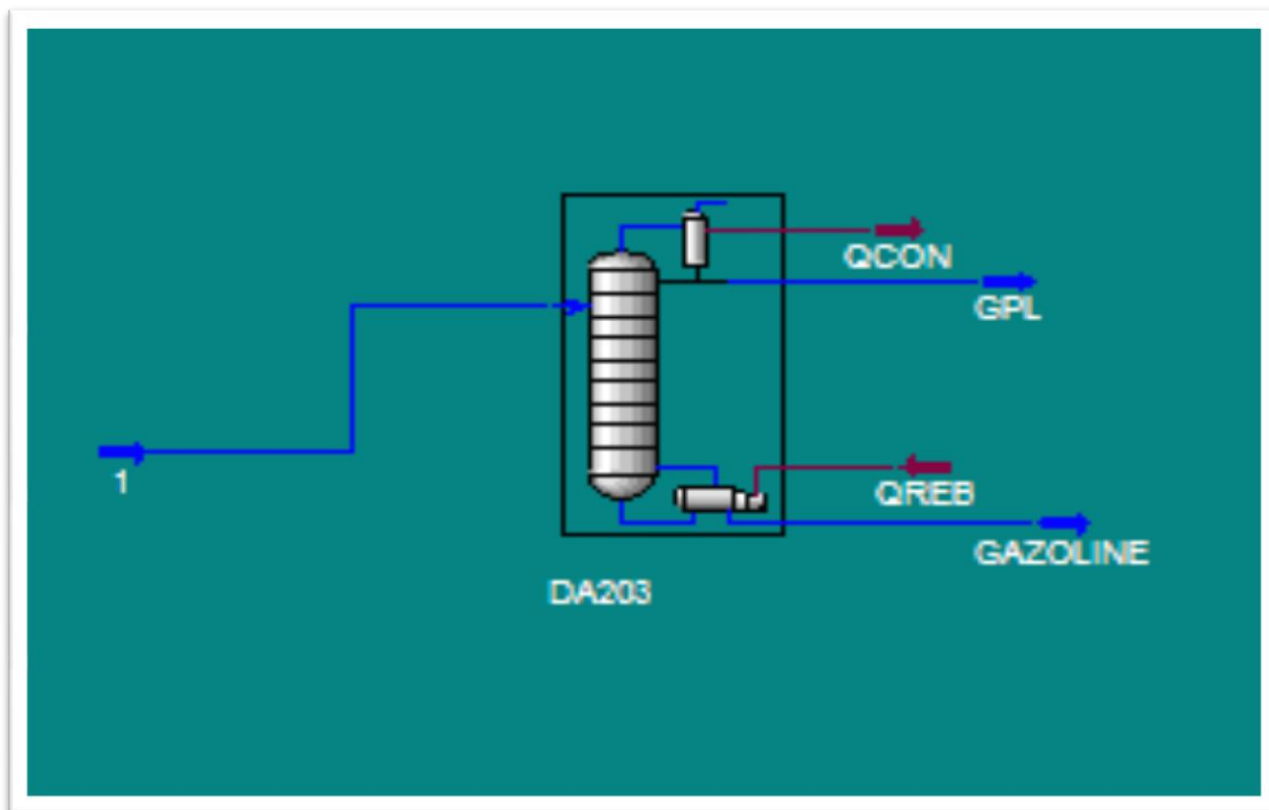


Figure III. 3: Schémas de simulation

III-3.3 Réformât non stabiliser charge DA801 :

- Débit d'alimentation : 12.5m³ /h (moyenne annuelle).
- Température d'alimentation entrée DA801 : 160°C.
- Pression entrée DA203 :16bars.
- Température au ballon de reflux FA802 :80°C.
- Pression au ballon de reflux FA802 :15 bars.

Résultats obtenus :

Tableau III. 2:Résultats obtenus charge DA 801

Produits	Gazoline charge DA203	GPL	Réformât vers Stock
Température (°c)	160	95.68	245.3
Pression (bars)	16	15	17
Débit molaire (Kmole / h)	82.39	10.05	72.35
Débit volumique (m ³ /h)	12.5	1.075	11.43
Densité	0.3312	0.4847	0.2523
Poids moléculaire	104.7	63.23	110.5
TVR	0.7644	0.558	0.7652
Nombre d'Octane	89.8		88.8
Fraction molaire :			
C3	0.0197	0.1615	0.000
iC4	0.0439	0.3240	0.0050
nC4	0.0335	0.1881	0.0120
iC5	0.0595	0.1206	0.0510
nC5	0.0390	0.0672	0.0351
C6	0.1088	0.0803	0.1128
C8	0.1897	0.0540	0.2085
C9	0.1849	0.0042	0.2100
C10	0.2074	0.000	0.2362
	0.1136	0.000	0.1294

La simulation de la colonne DA801 nous permet de quantifier le GPL récupéré de la section de stabilisation de Réformât à un débit de **25.8m³/jour** ce qui donne une production annuelle de **5567.856 tonne**.

III-4Tableau comparatif :

Tableau III. 3:Tableau comparatif

SECTION	SECTION 200 DA203	SECTION 800 DA 801	TOTAL
Quantité de GPL récupérer tonnes/an	37484.04	5567.856	43151.896

III-5 La nouvelle installation de production de GPL :

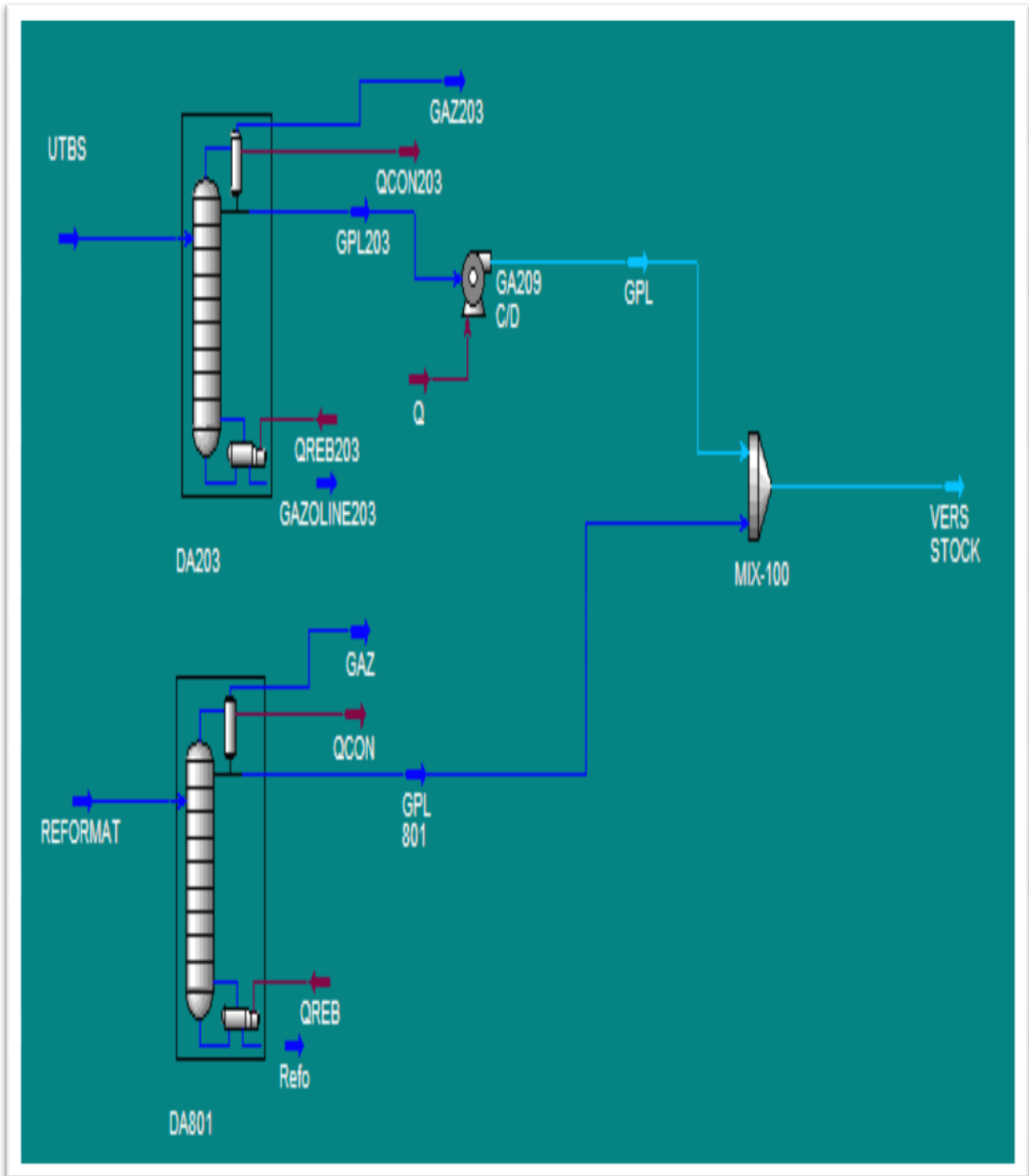


Figure III. 4: La nouvelle installation de production de GPL

III-6 Calcul de la nouvelle pompe GA209 C/D :

III-6-1 Caractéristiques de la pompe installée :

- Fluide.....GPL
- Débit maximum.....7.7m³/h
- Pression d'aspiration.....6 bar.
- Pression de refoulement.....21 bar
- Tension de vapeur de GPL à P, T de service (bar) :..... 4.71 bar
- Densité :0.558
- Débit actuel..... 7m³/h
- Pression différentielle ΔP 15 bars.
- Performances (tr/mn)..... 2915 tr/mn.
- Rendement (%)85

III-6-2 Calcul de débit :

$$Q_c = Q_m \cdot K_q.$$

Q_m: débit actuel

K_q: coefficient de sécurité : 1,10 pour les pompes de services

$$Q_c = 7 \cdot 1,10$$

$$Q_c = 7,7 \text{ m}^3/\text{h}.$$

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 :

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

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

$V=73.34\text{m/s}$.

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

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

$$P_{kw} = 274,19 \cdot 7.7 \cdot 0,558 / 367$$

$$P_{kw} = 3.21 \text{ KW.}$$

III-6-6 Calcul de la puissance :

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

(η :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.

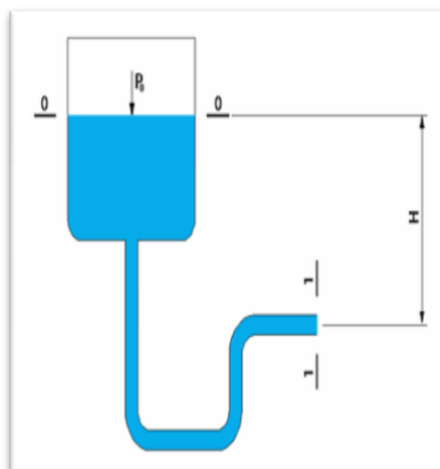


Figure III. 5: mesure de la hauteur manométrique

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

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

P_v : pression de la vapeur (TVR)

ρ : masse volumique du fluide

g : accélération pesanteur (gravitation)

H : Hauteur géométrique

ΔH : 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}:

$$\text{NPSH}_{\text{disp}} = P_{\text{asp}} - \text{TVR}.$$

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

$$\text{NPSH}_{\text{requis}} = 3.5 \text{ m.}$$

$$\text{NPSHdisp} = P_{\text{asp}} - \text{TVRGPL}$$

$$\text{TVRGPL} = P * 10.2 / 0.558$$

$$P = 4.71 * 0.558 / 10.2$$

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

$$\text{NPSHdisp} = 6 - 0.257 = 5.743 \text{ m.}$$

NPSHdisp > NPSHrequis : donc la nouvelle pompe GA 209C/D fonctionne sans cavitation.

CHAPTER IV :
ETUDE ECONOMIQUE

IV-1 Évaluation du cout d'investissement

Tableau IV. 1:Évaluation du cout d'investissement

ITEM	Tuyauteries	Pompes	Vanne	Main d'œuvre	Divers	TOTAL
COUT (DA)	250686.40	8198460.00	100500.35	1200000.00	950210.00	10699856.75

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 **43151Tonnes /an.**

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

Gain de production = **2265427500 DA / an = 6206650.6849DA/jour.**

IV-3 Evaluation du temps d'amortissement

I : Investissement = 10699856.75DA.

G : Gain = 6206650.6849 DA/Jour.

Temps d'amortissement $A = I / G \Rightarrow T$ d'amortissement = 2 Jours.

Selon les résultats obtenus, en remarque que le temps d'amortissement de notre projet est environ de 2 jours 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 43151 tonnes par an pour un minimum d'investissement qui représente que 2 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.

Conclusion générale

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 4 approches:

- De minimiser les éventuelles pertes au niveau de certaines sections de l'unité.
- D'obtenir un gain estimé à **43151** tonnes/an de GPL.
- Veiller aux normes et à la sécurité.
- Coté environnement.

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.

Références :

[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 2005.6 : 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:

تعتمد الجزائر في تكرير البترول التي يتم فيها فصل مكونات البترول عن بعضها على طريقة التقطير التجزيئي في برج التقطير؛ وجهاز التقطير التجزيئي يستخدم لفصل مادتين سائلتين مختلفتين في درجتي غليان مختلفتين عن بعضهما البعض حيث أن المواد الأقل درجة غليان تصعد إلى أعلى عمود التجزئة قبل الأخرى وبذلك يمكن فصل مكونات الخليط عن بعضهما البعض. غاز البترول المميع هو منتج من تكرير النفط الخام أو يتم استخراجها مباشرة من حقول الغاز ويتم تمهيجه لتسهيل نقله إلى مركبات الفصل والمعالجة للحصول على البروبان والبوتان التجاري، كما يمكن استخدامه كبديل للوقود التقليدي كالبنزين؛ ونظرا للاحتياطي الكبير ومحاربة التلوث قامت الجزائر منذ الثمانينات بسياسة التنمية والاستفادة من غاز البترول المميع وغذ تطلبت هذه السياسة تنوع تغذية المصافي بعدة أنواع من البترول الخام؛ وكما هو الحال مع مصفاة حاسي مسعود لدينا كميات كبيرة من المنتجات الخفيفة مقارنة بما كان عليه الحال عند تصميم المصفاة ولاسترداد هذا الفائض قمنا بمحاكاة القدرة لاسترجاع أكبر عدد ممكن من C3 وC4 باستعمال برنامج المحاكاة **sysy** وبالتحديد على عمودي استقرار الغازولين والريفورما وكانت نتيجة المحاكاة مرضية مع زيادة في الإنتاج تقدر ب 43151 طن سنويا من غاز البترول؛ مع القيام بتعديل صغير ألا وهو إضافة مضختين 209 AG D/C لنقل غاز البترول المسترجع إلى مركب SIC وتقدر تكلفة هذا المشروع ب10699856.75 دج .

الكلمات الدلالية: غاز؛ البترول المميع؛ مصفاة؛ غازولين؛ ريفورما؛ HYSYS.

Abstract

In refining oil where its components are separated from one another, Algeria relies on fractionation distillation in the distillation tower.

A distiller is used to separate two different liquids in two different boiling degrees. The liquid with the least boiling degree rises up in the fractionation tower. Thus, the mixture's components are separable. LPG is a refinery product of crude oil or it can be directly mined from gas fields and diluted to facilitate its transfer to separation components to get both commercial propane and butane. It can also be used as an alternative to conventional fuel as gasoline. Given its big reserve and combating pollution in 80's, Algeria adopted development and taking advantage of LPG. This policy required a diversity in refinery design with several types of crude oil as in the case of Hassi Messaoud refinery. It has large quantities of light products as they were in refinery design. To import this surplus, we simulated the ability to recover the maximum of C3 and C4 using the simulator "Hysys" specifically the stability column of gasoline and reformat. The result of simulation was satisfactory with increased production of 43151 ton annually of LPG, with a small modification which is to add two pumps GA209 C/D to transfer LPG into the CIS. This project estimated 10699856.75 dzd.

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

Résumé

L'Algérie repose sur le raffinage de pétrole, dans lequel les composants pétroliers sont séparés par une réflexion fractionnée dans la tour de distillation, et le distillateur est utilisé pour séparer deux matériaux différents dans deux catégories d'ébullition différentes, le point d'ébullition le plus bas les composants du mélange peut être séparés les uns des autres.

Gaz de pétrole liquéfié est un produit de raffinage de pétrole brut ou extrait directement des champs de gaz est dilué pour faciliter le transfert aux véhicules du chapitre et le traitement pour le propane et le butane commercial, peut également être utilisé comme alternative au carburant classique tel que l'essence, et en raison des grandes réserves et la lutte contre la pollution à l'Algérie depuis le développement des années quatre-vingt et de la politique faire usage de gaz de pétrole liquéfié, et cette politique est nécessaire pour diversifier les raffineries d'alimentation dans plusieurs types de pétrole brut, comme est le cas avec la raffinerie de Hassi Messaoud, nous avons de grandes quantités de produit légers par rapport à ce qui était le cas lorsque la raffinerie est conçue pour récupérer et cette alpha Z nous avons simulé la possibilité de récupérer autant que possible C3 et C4 utilisant Hysys logiciel de simulation spécifiquement sur la stabilité verticale de l'essence et reformat a été le résultat d'une simulation satisfaisante avec une augmentation de la production est estimée à 43151 tonne par an de gaz de pétrole liquéfié, avec faire un petit amendement, mais il est ajouté deux pompes GA209 C/D pour le transport de gaz de pétrole récupérer à un CIS composé a estimé le coût de ce projet 10699856.75 dzd.