

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA

Faculté des Sciences et de la Technologie et Sciences de la matière

Département de Génie des Procédés



Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Techniques

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Raffinage et technologies des hydrocarbures

Présenté Par : BOUHARARA Rami

Thème

**Optimisation des paramètres des paramètres de
marches par simulation d'une colonne de
distillation de pétrole brut (RAF/CIS/HMD)**

Devant le jury :

M : Y.BABI

Président

UKM Ouargla

M : S.ZIGHMI

Examineur

UKM Ouargla

M.: M.KORICHI

Encadreur

UKM Ouargla

Année Universitaire : 2012 /2013

Remerciement

Avant tous ,je remercie mon Dieu le tous puissant de m'avoir donner le courage ,la patience et la chance d'étudier et de suivre le chemin de la science .

*Mes sincères remerciements et ma profonde gratitude s'adressent à mon promoteur **Dr : M.KORICHI** pour avoir proposer et accepter de diriger ce travail, pour sa très grande patience, ses encouragements, ses orientations et ses conseils très précieux et sa disponibilité.*

*Mes remerciement vont aussi au enseignants **Y,BABI, S.ZIGHMI**, pour avoir accepter de juger ce travail*

*Au personnel de la raffinerie de Hassi messaoud surtout l'opérateur **ABDICHE Badre-eddine** et l'opérateur de labo **Hammadi.Sofiane** et le contre maître **BOUDHANE***

*A tous les étudiants de la promotion de Génie De les Procédées
2012/2013*

Tous les personne qui ont participé de prés ou de loin à la réalisation de ce travail

RAMI ^^

Liste des tableaux

I .DESCRIPTION DE PROCEDEE		
I.1	débits et températures des passe entré four	5
I.2	Le bilan matière de fractionnement	5
I.3	analyses des produits soutirés	11
I.4	Chromatographie des gaz des ballons	11
I.5.a	Paramètres de marche de l'unité Topping (cas design) de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2)	12
I.5.b	Paramètres de marche de l'unité Topping (cas design) de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2)	13
I.5.c	Paramètres de marche de l'unité Topping (cas design) de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2)	14
II.ENVIRONNEMENT DE SIMULATION		
II.1	Caractéristiques TBP de la charge	22
II.2	Caractéristiques de la charge	22
II.3	Densité de la charge dépendante de TBP	23
II.4	Les variables de l'optimisation	35
III.RESULTATS ET DESCUSSIONS		
III.1	comparaison entre les résultats de l'ASTM de raffinerie et de simulateur	36
III.2	Tableau (III.2) Comparaison de TBP de la charge, entre les résultats de la raffinerie et les résultats de simulateur	36
III.3	Comparaison des débits des produits soutirés, entre les résultats de la raffinerie et les résultats de simulateur	37
III.4	présentation des résultats de TBP et d'ASTM de la charge	38
III.5	présentation des résultats de caractéristiques de la charge	42
III.6	présentation des résultats de Pourcentage de PNA	42
III.7	résultats d'optimisation de simulateur	42

Liste des figures

DESCRIPTION DE PROCEDEE		
I.1	schéma processe de l'unité Topping de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2)	15
ENVERENMENT DE SIMULATION		
II.1	simulation d'avion pour l'apprentissage des novices pilotes	16
II.2	Les données à entrer -components- et -FluidPkgs- et -Oil Manager- dans la fenêtre de logiciel	23
II.3	donnée -BulkPropertes- (pour la définition de la charge)	24
II.4	Donnée -Assay Data Type- (pour faire entrer une courbe de distillation TBP ou ASTM)	24
II.5	Donnée -Caluclation Default-	25
II.6	Donnée plot (les graphes tracés par le logiciel)	26
II.7	-WorkingCurves- (les calcules faites par le logiciel)	26
II.8	donnée- CutBlend- (méthode de fractionnement)	27
II.9	distribution plotprésentation de volume des fractions en fonction de la température d'ébullition	27
II.10	présentation de la fenêtre dont la quel on caractérise la charge	29
II.11	les équipements de simulation colonne et four	30
II.12	présentation de la colonne (lors de l'installation des caractéristiques)	30
II.13	présentation d'installation des stripper	31
II.14	présentation d'installation des spécifications de marche de la colonne	32
II.15	présentation finale du procédée	32
II.16	Protocole d'optimisation	35
RESULTATS ET DESCUSSIONS		
III.1	température critique de la charge en fonction du pourcentage volumique	39
III.2	poids moléculaire de la charge en fonction du pourcentage volumique	41
III.3	présentation des points d'ébullition de la charge	41
III.4	présentation de facteur acentrique en fonction de pourcentage volumique	41
III.5	présentation de pression critique de la charge en fonction du pourcentage volumique	42
III.6	présentation de point d'ébullitions de la charge en fonction du pourcentage volumique	42
III.7	présentation volume de chaque coupe en fonction du température d'ébullition	43

Liste des désignations

RHM2	Nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud
DA	colonne
BA	four
EO	Equation orientée
GA	pompes
EA	Echangeurs et aéros
FA	Ballons
PF	Point finale
PI	Point initial
TVR	Tension de vapeur Reid
ASTM	American society for testing and materiel
TBP	True boil point
PNA	Paraffine naphène aromatique

Sommaire

Liste des figures	
Liste des tableaux	
Liste des désignations	
Sommaire	
Introduction general	
I .DESCRIPTION DE PROCEDEE	
Introduction	3
I.1 Section 200 : Distillation atmosphérique	3
I.2 Dessalage et préchauffage	4
I.2.1 Four BA 201	4
I.3 Fractionnement	5
I.3.1 Résidu	6
I.3.2 Gas-oil	6
I.3.3 Reflux circulantintermédiaire	7
I.3.4 Kérosène	8
I.3.5 Naphta	8
I.3.6 Vapeurs de tête	8
I.4 Protection contre la corrosion	9
I.5 Stabilisation de la gasoline	10
I.6 Traitement de Kérosène	10
I.7 Analyses	11
I.8 Design	12
II. ENVIRONNEMENT DE SIMULATION	
Introduction	16
II.1 Généralités sur la simulation	16
II.2 Le Simulateur	17
II.2.1 Description du simulateur HYSYS	17
II.2.2 Modèle thermodynamique	18
II.2.3 Utilisation de simulateur	19
II.2.4 Architectures de logiciel de simulation	19

II.3	Simulation à l'état d'équilibre en régime stationnaire	20
II.3.1	Définition de la base des données de la simulation	21
II.3.2	Développement de charge brut	22
II.3.3	Installation des unités	29
II.4	Simulation dynamique	33
II.5	Optimisation	34
II.5.1	optimisation de la colonne de distillation de la raffinerie de Hassi Messaoud	35

RESULTATS ET DESCUSSION

III.1	Résultats de simulation à l'état d'équilibre en régime stationnaire	36
III.1.1	Comparaison des résultats	36
III.1.2	présentation des résultats obtenus par le simulateur	38
III.2	Résultats de l'optimisation	42
	Conclusion	44
	Bibliographie	45
	Annexe	48

Introduction générale

Pour accompagner la transition énergétique, il est important de continuer à disposer du pétrole nécessaire à notre développement, sans prendre le risque d'une crise majeure des approvisionnements. L'enjeu n'est pas de produire le pétrole jusqu'à la dernière goutte mais de l'exploiter au maximum pour donner à nos sociétés le temps nécessaire à la mise au point des solutions alternatives. Devenu plus rare et plus cher, le pétrole va être de plus en plus réservé aux transports et à la pétrochimie pour lesquels il est encore à ce jour indispensable. Mais ce pétrole va être utilisé de façon optimisée et plus propre.

Parce que le pétrole va devenir plus rare et plus cher, il faut l'utiliser avec modération et de façon la plus rationnelle possible.

Mieux utiliser le pétrole c'est d'abord réserver sa consommation pour les usages où il est difficilement substituable à court/moyen terme, c'est à dire le transport et la pétrochimie.

Mieux utiliser le pétrole, c'est obtenir davantage de produits pétroliers à partir d'une même quantité de pétrole brut. C'est raffiner le pétrole avec un meilleur rendement, pour atteindre ce but d'une façon la plus facile possible et sans risques les techniciens d'informatique ont développé des solutions efficaces pour ce défauts qui rencontrent l'industrie ,c'est les logiciels numériques, ces derniers ont ouvert beaucoup de portes et ont rendu beaucoup de difficultés plus faciles pour les ingénieurs en créant un environnement virtuel idéal qui leur aide à développer une méthodologie pour optimiser le contrôle et l'opérabilité des installations industrielles en donnant l'opportunité pour eux à essayé beaucoup de propositions pour les solutions des problèmes ,ou pour les contraintes économiques et environnementaux et parfois politiques pour atteindre certaines caractéristiques ou de confirmer et connaître des conséquences pour des scénarios -'et si'- ,ou pour conception des installations,

D'une autre part ils aident les novices ingénieurs à connaître le milieu industriel en donnant la main d'essayer de manipuler et de jouer sur les paramètres, tous ces avantages dans un milieu virtuel non dangereux, non coûteux, il suffit d'acheter un logiciel.

L'objectif de ce travail consiste à faire une optimisation des paramètres de marche par une simulation d'une procédé industriel pour atteindre à une exploitation maximale de brut plus profitable et moins de risques par le logiciel de simulation Aspen HYSYS[®] 3.2 ,pour réaliser ce travail on a choisi la colonne de distillation de pétrole brut de la raffinerie du complexe industriel sud de HASSI MESSAOUD.

Le travail est reparti comme suit

Chapitre I : Description de procédé

Chapitre II : Environnement de simulation

Chapitre III : Résultats et discussion

I.DESCRPTION DE PROCEDEE

Introduction

La nouvelle Raffinerie de Hassi Messaoud conçue en 1979, a été étudiée pour traiter 1070600 T/an du brut de Hassi-Messaoud afin de satisfaire à la demande du Gaz-oil par le sud Algérien, ainsi pour enrichir le parc d'automobiles en essences et l'aviation en kérosène de cette région.

Elle comporte en terme de sections :

- Section 200 : Distillation atmosphérique.
- Section 300 : Prétraitement du Naphta (charge du reforming).
- Section 800 : Reforming Catalytique.
- Section 900 : Stockage et utilités

La charge d'alimentation de la raffinerie provient du centre de traitement sud sous une pression d'environ 4 bars et une température ambiante. La densité de ce pétrole brut est de l'ordre de 0.796.

I.1. Section 200 : Distillation atmosphérique

Cette section, dont le rôle principale est la réalisation du fractionnement du pétrole brut en produits utilisés dans notre vie quotidienne d'une façon importante, se compose principalement, comme toute unité de distillation atmosphérique, en échangeurs de chaleur pour préchauffer la charge en faisant l'échange de chaleur avec les produits soutirés, four pour chauffer à la température nécessaire pour la fractionnement du pétrole, une colonne de distillation atmosphérique marchant sous une pression d'environ 1atm, d'où son appellation, joue le rôle principale qui est le fractionnement, des aéroréfrigérants à air humidifié ou sec pour refroidir les produits de l'unité. Ainsi, on peut citer les ballons de reflux, les strippers, la colonne de stabilisation du produit sortant ou sommet de la colonne de distillation atmosphérique. Les produits soutirés de cette dernière du bas au tête sont :

- Résidu , Gaz oil, Kérosène, Naphta, Gasoline

Sur le plan descriptif de cette section elle est divisée, suivant la feuille de marche d'elle-même, en:Dessalage et préchauffage – Four BA201 – Fractionnement –Stabilisation de la Gasoline– Traitement de Kérosène.

I.2. Dessalage et Préchauffage :

L'unité est alimentée en pétrole brut provenant du centre de traitement sud à une pression d'environ 4 bars est une température ambiante (33 °C), par le biais des pompes de charge GA201 A/B une en service, l'autre stand-by. Elle le refoule à 17,5 bars vers les deux échangeurs EA201, EA202 en parallèle en prenant les calories respectivement du Naphta et Kérosène soutirés. Les deux lignes se réunissent en une seule sous une température de 60°C. On note que actuellement, l'injection d'eau de lavage se fait en amont de la pompe de charge par une eau albien en absence de l'unité de traitement des eaux.

Le débit du brut est 170 m³/h nécessite 5% d'eau pour le dessalage.

La pompe GA 201 A/B reprend le brut dessalé du FA205 et le refoule à travers un circuit d'échangeurs avant l'entrée au four BA201. Les échangeurs sont parcourus par des produits à refroidir et se présentent dans l'ordre suivant :

EA 204 Reflux circulant intermédiaire

EA 203 Gas-oil

EA 205 Résidu

A la sortie d'EA205, le brut est à 181°C et une pression de 10 bars. Avant l'entrée au four BA201, le courant du brut se divise en 6 passes parallèles, à l'intérieur desquelles le débit est maintenu constant et identique pour chaque 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.2.1. Four BA 201

C'est un four du 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 180°C sortie d'EA205 à 340°C température de fractionnement. Mais il est constaté, depuis le démarrage de l'unité, que les températures de peaux des tubes des passes extrêmes sont plus élevées que celles maximales du design, raison pour laquelle l'unité travaille avec d'environ 75% de sa capacité, car le problème se posera grossièrement en augmentant le débit de la charge d'alimentation, jusqu'au changement des tubes du four (an 2000)

Tableau (I.1) :débits et températures des passe entré four

Passe	A	B	C	D	E	F
Débit dans chaque passe (m ³ /h)	28,4	26,25	25,55	26,95	29,05	29,4
Température des passe (°C)	462	401	386	388	395	422

Deux causes principales qui ont entraînés cette augmentation :

- Présence des gaz avec la charge brute car il s'agit d'un brut non stabilisé au moment où le design prévoit un brut stabilisé (dans les normes de salinité ,teneur de soufre.....etc).
- Dépôt de coke sur les tubes donc il faut une chaleur supplémentaire pour chauffer la charge à 360°C.

I.3.Fractionnement

Ce fait au niveau de la colonne de distillation atmosphérique divisée en deux parties. Une partie inférieur 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 vingt six plateaux où se passe un fractionnement proprement dite.

Le tableau si dessous montre le bilan matière de ce fractionnement [1]

Tableau (I.2): Le bilan matière de fractionnement de la colonne de distilation

Coupe (°C)	% Poids	Quantité t/an	Densité d ₄ ¹⁵
Léger C ₄	3.79	40600	
Gazoline C ₅ /80	9.01	96500	0.668
Naphta 80/160	19.28	206400	0.744
Kérosène 160/250	20.71	221700	0.802
Gasoil 250/375	21.56	230800	0.870
Résidu 375 ⁺	25.65	274600	
-	100	1070600	-

De cette partie de la colonne on soutire :

Gas-oil du fond de la partie supérieure de DA201

Kérosène du 12ème plateau

Naphta du 6ème plateau

Gaz légers du sommet de DA201

I.3.1. 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 298°C, puis il subit un autre refroidissement par l'intermédiaire de l'échangeur EA205 où il sert à chauffer le brut dirigeant vers le four BA201. De ce dernier le résidu sort à 175°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

170 m³/h.

I.3.2. Gas-oil

Comme il est déjà mentionné, le gas-oil est soutiré à 327°C par la pompe GA206 A/B qui le refoule à 8.5 bars en deux directions pour qu'il joue deux rôles ou deux fonctions : Rebouillage et stockage.

1- Rebouillage

Cette première partie ramenée par une conduite de 4 '' vers le four de rebouillage BA202 dans un débit enregistré par le FR237 de 49 m³/h puis ce gas-oil chauffer à 360°C retourne à la colonne de fractionnement DA201 juste au dessous du plateau inférieur de la partie supérieur de la colonne.

L'entrée au four BA202, ayant un brûleur alimenté en fuel gaz provient du FA990, se fait en deux passes, la charge est réparti par les deux FRC206 A et B.

2- Stockage

Le gas-oil produit occupe la deuxième partie se dirige vers l'échangeur de chaleur EA203 pour céder ces calories au brut à préchauffer d'où il sort à 157 °C puis il se refroidi à 53°C par l'aéro-réfrigérant EA217. son débit donné par le FR220 est 39,6 m³/h sur 170 m³/h.

Afin d'être commercialiser sous l'appellation Mélange, une quantité de 12 m³/h de Kérosène est ajouté au gas-oil avant qu'il soit stocké pour corriger ses caractéristiques physico-chimiques.

I.3.3. Reflux circulant intermédiaire

Le reflux circulant intermédiaire joue les rôles :

- Cède sa chaleur pour chauffer le pétrole brut et le rebouillage.
- 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.

Mais il a des inconvénients , c'est que 2 à 3 plateaux de la colonne fonctionnant comme des échangeurs de chaleur et la qualité de fractionnement diminue en entre les deux soutirages encadrant ce reflux, on prévoit donc, 3 plateaux en plus pour cette section de la colonne.

Pour notre cas, le RCI est soutiré du 16eme plateau à 245°C, pris par la GA208 A/B avec un débit contrôlé par le FRC214 de 99 m³/h.

Il se divise sur les échangeurs :

EA207 : Rebouilleur du stripper du Naphta DA202A

EA209 : Rebouilleur de la colonne de stabilisation de la gasoline DA203.

Puis les deux lignes se réunissent pour passer en une seule à travers l'échangeur EA204 pour préchauffer le pétrole, finalement, le RCI est refroidi par le réfrigérant EC212 qui à un by-pass contrôlé par la TRC218, puis retourne sur le 13eme plateau de DA201.

I.3.4. 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 298°C.

Les fractions légères vaporisées gagnent le sommet du stripper retournent au 10eme plateau de la colonne de fractionnement DA201. Par contre, le liquide de sort du fond, une partie sert pour le rebouillage en retournant au stripper à 243°C, l'autre partie repris 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 déssalage. Puis il est refroidi par le réfrigérant EC216 pour être à 48°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 carburateurs.

I.3.5. 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 t[^]te 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 déssaleur refroidi ensuite par l'intermédiaire du réfrigérant EC215 jusqu'à 57°C avant d'être stocker. Son débit contrôlé par le FRC217 est 32,4 m³/h sur 170 m³/h .

I.3.6. 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.

a/ eau huileuse qui s'accumule dans l'appendice du ballon, évacué vers égouts.

b/ 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.

c/ hydrocarbures liquides, leur niveau règle par le LRC211 agissant sur la vanne qui se trouve à leur entrée au 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 gasoline.

I.4. Protection contre la corrosion

Pour éviter la corrosion par l'hydrogène sulfuré (H₂S) et l'acide chlorhydrique (HCL) qui se forment au cours du chauffage de brut , on injecte :

- de l'ammoniac, à l'état liquide, dilué par l'eau traitée, par l'intermédiaire de la pompe GA211 A/B qui refoule vers la ligne de vapeur de tête de DA201.

On l'injecte ou on diminue son injection en fonction du PH de l'eau du ballon FA201 d'une manière à le garder aux environs de 7.

- Un inhibiteur de corrosion –DARACOR FN– formant un film protecteur sur les parois du métal à protéger, injecté de son ballon FA207 par GA210 A/B après qu'il soit dilué par Naphta.

Il est refoulé vers les lignes de vapeurs de tête de DA201 et DA203, son débit est réglé en fonction du pourcentage de fer dans l'eau de FA201.

I.5. Stabilisation de la gasoline

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 gagnent 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 gasoline produite réglé par le FR219 est 36,4 m³/h sur 170 m³/h .

I.6. Traitement de Kérosène

A sa sortie du réfrigérant EC216, 8 m³/h du kérosène contrôlé par le FRC227 sont repris par la pompe GA219 A/B pour être traité dans le précipitateur FA214 qui marche avec une tension électrique de 16 000 volts, une tension qui permet à éliminer toutes traces d'eau et diminuer, par conséquence, l'acidité du kérosène qui doit être entre 0.03 et 0.01 mg KOH/mg.

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 de la précipitation, on injecte l'adhésif anti-statique – ASA3 – afin de remédier à l'accumulation des électrons qui peuvent provoquer des étincelles, donc explosion, la conductivité doit être environ 110.

I.7. Analyses

Les analyses des produits soutiré de l'unité topping sont présentés dans le tableau (I.3)

Tableau (I.3): analyses des produits soutiré [4]

Produits	Gasoline	Naphta	Kérosène	Mélange
Densité d ₄ ¹⁵	0,6525	0,7426	0,7872	0,8310
TVR (bars)	0,820	-	-	-
Couleur	-	-	+30	<1,0
Point Eclair	-	-	43	56,5
P1	31	80	150	155
5%	40	98	162	179
10%	43	105	165	189
20%	46	111	170	208
30%	50	115	173	223
50%	58	124	182	255
70%	70	133	188	295
80%	78	140	194	318
90%	88	149	203	352
95%	96	157	210	380
PF	102	164	216	398

Tableau (I.4) : Chromatographie des gaz des ballons

Ballon	PM	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6
FA201	48,75	2,10	18,45	41,32	5,64	22,04	4,28	5,76	0,32
FA202	49,51	0,21	7,52	52,96	13,04	25,81	0,26	0,2	-

I.8. Design

Tableau (I.5.a) : Paramètres de marche de l'unité Topping (cas design) de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2)

Désignation	Q _L Kg/h	Q _v Kg/h	T (°C)	d Liquide à T°C	PM Vapeur	Pression Bars .
Charge Brut	133814	-	40	0,78	-	13,8
Brut sortie EA201/EA202	133814	-	108	0,73	-	12
Refolement GA212	133814	-	105	0,73	-	13,7
Entrée four BA201	133814	-	212	0,68	-	7,8
Sortie four BA201	19345	114469	370	0,75	139	3,2
Résidu refolement GA207	34300	-	360	0,68	-	7,5
Résidu entrée EA205	34300	-	329	0,77	-	6
Résidu sortie EC218	34300	-	45	0,91	-	5
Alimentation fractionnateur	-	117669	362	-	133,5	3
Gas-oil retourné du frac. Vers Z. de flash	26500	-	350	0,61	-	3,1
Gas-oil refolement GA206	70600	-	350	0,61	-	7,8
Gas-oil sortie BA202 vers DA201	21074	20248	388	0,58	205	3,1
Gas-oil sortie EA217 avant mélange	28800	-	60	0,83	-	5
Gas-oil sortie EA217 après mélange	49510	-	60	0,81	-	5
RCI refolement GA208	85000	-	251	0,59	-	8,6

Tableau (I.5.b) : Paramètres de marche de l'unité Topping (cas design) de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2)

Désignation	Q _L Kg/h	Q _v Kg/h	T (°C)	d Liquide à T°C	PM Vapeur	Pression Bars .
RCI sortie EA207	23869	-	207	0,64	-	7
RCI sortie EA209	20477	-	166	0,68	-	7
RCI retour vers DA201	85000	-	99	0,72	-	4
Kérosène vers DA202 B	34512€	-	223	0,62	-	2,98
Kérosène refoulement GA205	27710	-	246	0,64	-	6
Kérosène sortie EC216	27710	-	50	0,78	-	5
Kérosène alimentation FA214	7000	-	50	0,78	-	8
Kérosène vers stockage	7000	-	50	0,78	-	5
Kérosène pour mélange	20710	-	50	0,78	-	5
Kérosène du rebouilleur EA208 vers DA202 B	11636	10700	265	0,66	117	3
Kérosène de DA202B vers DA201		6800	225	-	120	2,98
Naphta vers DA202A	37230	-	163	0,61	-	2,95
Naphta refoulement GA204 du DA202 A vers EA201	25920	-	163	0,62	-	7,6
Naphta vers stockage sortie EC215	25920	-	40	0,72	-	5
Naphta sortie rebouilleur EA207 vers DA202A	9492	8832	179	0,62	90	3

Tableau (I.5.c) : Paramètres de marche de l'unité Topping (cas design) de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2)

Désignation	Q _L Kg/h	Q _v Kg/h	T (°C)	d Liquide à T°C	PM vapeur	Pression Bars .
Naphta vapeur vers DA201	-	11439	165	-	95	2,95
Gaz de tête DA201	-	104725	94	-	70,1	2,9
Gaz ballon FA201 vers torche	-	3486	60	-	59	2,5
Reflux de tête DA201	87596	-	60	0,615	-	6,7
Gasoline refoulement GA202 vers EA210	16643	-	60	0,615	-	11,1
Gasoline alimentation DA203	13643	-	96	0,57	-	8,3
Gasoline sortie du fond DA203	10677	-	138	0,58	-	7,5
Gasoline sortie EC214 vers stockage	10677	-	40	0,67	-	5
Gasoline sortie rebouilleur EA209 vers DA203	37560	16048	138	0,57	75	8,1
Gaz de tête DA203	-	12406	67	-	56,5	7,3
Gaz ballon FA202 vers torche	-	2966	60	-	55,1	6,9
Reflux de tête DA203	9471	-	60	0,512	-	10,2

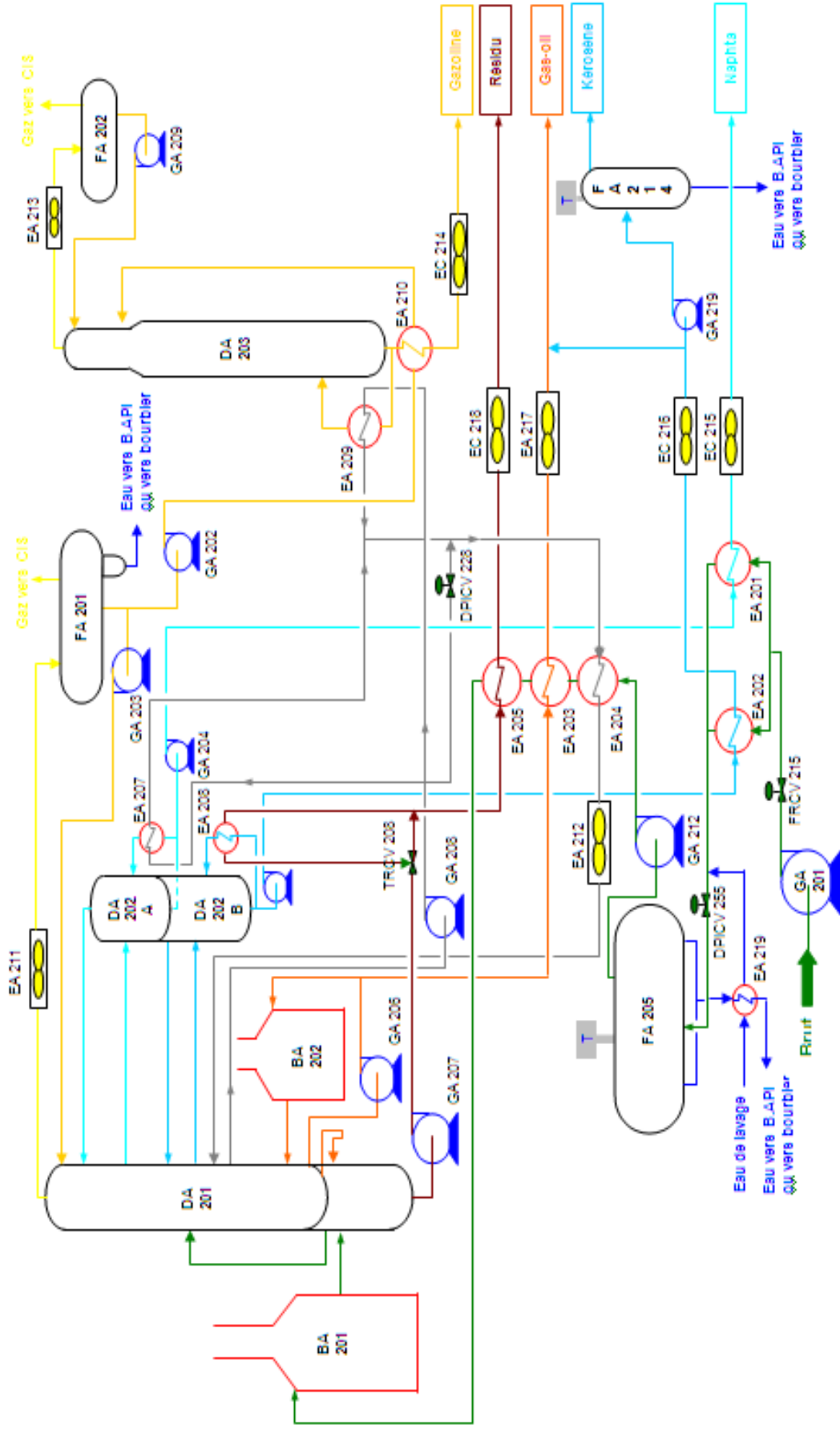


Figure (I.1) : schéma proces de l'unité Topping de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHIM2)

II. ENVIRONNEMENT DE SIMULATION

Introduction

La simulation est un outil utilisé par le chercheur, l'ingénieur, le militaireetc. pour étudier les résultats d'une action sur un élément sans réaliser l'expérience sur l'élément réel.

Lorsque l'outil de simulation utilise un ordinateur on parle de simulation numérique. Les chercheurs, les ingénieurs, les militaires et bien d'autres professionnels se posent souvent la question : quel est le résultat que j'obtiens si j'exerce telle action sur un élément ?

Le moyen le plus simple serait de tenter l'expérience, c'est-à-dire d'exercer l'action souhaitée sur l'élément en cause pour pouvoir observer ou mesurer le résultat. Dans de nombreux cas l'expérience est irréalisable, trop chère ou contraire à l'éthique. On a alors recours à la simulation : rechercher un élément qui réagit d'une manière semblable à celui que l'on veut étudier et qui permettra de déduire les résultats. [5]



Figure (II.1) : simulation d'avion pour l'apprentissage des novices pilotes [5]

II.1. Généralités sur la simulation :

La simulation est une forme particulière de l'expérience. Dans une expérience ordinaire (au laboratoire), l'expérimentateur exerce une action directe sur l'objet à étudier, par contre, dans la simulation, ce contact n'existe pas en ce sens que l'expérimentateur n'agit pas directement sur l'objet mais sur son modèle mathématique.

Donc, la simulation est l'utilisation d'un modèle mathématique adéquat pour étudier le comportement d'un système physique.

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système à étudier (opérations unitaires). Ces équations sont souvent des relations de conservation de masse, d'énergie et des équations de conservation de quantité de mouvement.

En utilisant cet aspect mathématique de raisonnement, la simulation offre un avantage majeur et important, car elle fournit une bonne approche du comportement du système réel.

Le fonctionnement d'un simulateur est basé essentiellement sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant mieux le système à étudier.

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

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

Et pour la réalisation de celle-ci un simulateur, doit contenir :

- Une bibliothèque à modèles de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques, des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs ;
- Une bibliothèque de modules standards de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication :
 - Opérations unitaires de séparation de constituants (flash, colonnes à distiller) ;
 - Echangeurs de chaleur ;
 - Pompes et compresseurs ;
- Une bibliothèque de modules à méthodes numériques algébriques ;
- Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics (utilitaires) [2].

II.2. Le Simulateur :

II.2.1. Description du simulateur HYSYS :

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé par l'industrie du pétrole et du gaz pour maximiser la rentabilité des nouveaux procédés et améliorer les opérations des procédés existants

Le logiciel HYSYS est utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour évaluer les unités existantes et assurer que les équipements sont par spécification performants, évaluer et améliorer les procédés existants.

Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSYS pour faire des calculs rapides de différent design en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

La simulation par logiciel HYSYS réduit les coûts de l'engineering par:

Des calculs rapides de différents design en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales pour s'assurer que les équipements des procédés sont correctement spécifiés afin de déterminer les spécifications des produits voulus aux rendements de la production désirée ;
Création de modèles qui peuvent être appliqués tout le temps durant la durée de fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : estimation, formation et optimisation.

Le logiciel HYSYS améliore la rentabilité de l'unité parce que:

- Les changements du design sont évalués rapidement, rendus effectifs d'une manière optimale.
- La correction des paramètres optimaux de fonctionnement est déterminée avec les changements de l'alimentation [2].

II.2.2. Modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique est composé par une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système en évolution (opération unitaire : séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ...etc.), ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantités de mouvement, ces équations peuvent être algébrique ou différentielles.

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil les logiciels de simulation.

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Etablir les bilans de matière et d'énergie ;
- dans le suivi des procédés déjà existants
- Dimensionner les équipements de ce procédé ; Et pour la réalisation de celle-ci, HYSYS contient :
 - Une bibliothèque de modèle de calcul des propriétés physiques et thermodynamique des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs ;
 - Une bibliothèque de module standard de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentés dans un procédé de fabrication;
 - Une bibliothèque de modules de méthodes numériques algébriques ;

- Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics.
- et pour ce la il

II.2.3. Utilisation de simulateur

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

- L'utilisateur doit spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange;
- Choisir un modèle thermodynamique ;
- établir le schéma du procédé ;
- spécification les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire ;
- Le simulateur résout le schéma de procédé ; [2].

II.2.4. Architectures de logiciel de simulation

L'architecture de n'importe quel programme de simulation est déterminé par la stratégie de calcul utilisée dans la base des données du logiciel, les sections suivantes décrivent les trois approches fondamentales qui sont utilisées généralement pour résoudre le système des équations qui décrivent la procédé.

- **Modulaire séquentiel:** dans cette approche le calcul est exécuté unité par unité suivant un ordre de calcul, elle est dominante dans les logiciels de simulation d'état d'équilibre. La charge entrante doit être spécifiée comme entrée ou initialisée en tant que flux rupturé (discontinu) pour les unités impliquées dans un recyclage. Dans tels cas, la solution finale de l'état d'équilibre est obtenue par un calcul itératif. Les flux de déchirures sont modifiées après faire des itérations successives en appliquant un algorithme de convergence, à la fin le calcul est terminé lorsque l'unité et le flux rupturé (discontinu) pondent au critère de convergence. le modèle est obtenu au moyen d'équations de conservation de la masse, d'énergie et dynamisme, le dernier problème est représenté par un système d'équations algébriques non linéaires. La différence entre le nombre total de variables non superflu dans le système et le nombre d'équations algébriques indépendantes donne les degrés de liberté. Ce sont généralement des caractéristiques que l'utilisateur doit fournir pour exécuter la simulation.
- **Equation-Orienté:** Dans l'équation-Orienté (EO) approche toutes les équations de modélisation sont assemblés dans un grand système perturbé produire des équations

non-linéaires algébriques de simulation en régime permanent, et les équations algébriques différentielles raides dans la simulation dynamique

La solution est obtenue en résolvant simultanément toutes les équations de modélisation. De l'architecture équation à résoudre incluent environnement flexible pour les spécifications variables et une meilleure gestion des recyclages.

Cependant, la programmation intense et des ressources informatiques considérables sont nécessaires.

Cette approche est plus adaptée à la simulation dynamique et l'optimisation en temps réel.

- **Simultané modulaire:** Cette approche est une combinaison de deux Séquentiel-modulaire et équation-orienté.

Modèles rigoureux sont utilisés au niveau de l'unité, qui sont résolus de manière séquentielle, alors que les modèles linéaires sont utilisés au niveau de schéma de fonctionnement, résolu au niveau global.

Les modèles linéaires sont mis à jour en fonction des résultats obtenus avec les modèles rigoureux[3].

II.3.Simulation à l'état d'équilibre en régime stationnaire

Les simulations d'état d'équilibre en régime stationnaire ont été employées intensivement pour la conception, l'analyse et l'optimisation des processus chimiques. Elles fournissent également des données pour les organigrammes de processus en termes de matériel et bilans énergétiques. Les modèles d'équilibrés en régime stationnaire utilisent des équations définissant les relations entre les éléments du système modelé et essaient de trouver un état dans lequel le système est dans l'équilibre. Ces modèles sont donc indépendants du temps. Ces modèles sont utilisés aux premières parties d'une étude de conception, études de faisabilité, (engineering) technologie détaillée et aux étapes d'initialisation pour les simulations dynamiques qui sont utilisés pour évaluer le comportement de passage (transition) du système.

Ces modèles se composent souvent par des blocs d'unité d'opérations reliées ensemble par l'utilisateur et par les données des propriétés physiques des composants chimiques des flux (jets) d'entrée spécifiées par l'utilisateur. Les simulateurs modernes permettent à l'utilisateur de configurer graphiquement le modèle comme diagramme de flux de processus comparé à d'autres logiciels comme MATLAB. La facilité de création de l'environnement d'organigramme de simulateur permet les ingénieurs de processus de se concentrer sur

l'ingéniering, plutôt que sur les opérations de calcul comme développer la chaleur et les équations de bilan de matière. Une quantité minimum d'information est exigée d'être entré par l'utilisateur afin de démarré la simulation. En outre ils offrent également des dispositifs avancés, tels que les calculs rigoureux de colonne, le classement par taille et l'estimation des échangeurs de chaleur et des séparateurs, dans l'organigramme pour une grande variété d'applications de traitement. La plupart des programmes de simulation fournissent des dispositifs comme la bibliothèque de composante pure de données, les méthodes thermodynamiques, le développement des non-composants de bibliothèque (pseudo composants), les propriétés physiques et de transport, l'essai en laboratoire de simulation, les calculs d'opération d'unité, et une interface d'utilisateur pour l'entrée et la sortie de programme. Les divers composants facilitent les outils de simulation et une approche extrêmement puissante à modeler l'état d'équilibre.

Dans cette méthodologie le modèle d'état d'équilibre du processus est utilisé principalement pour l'optimisation et pour évaluer la performance d'usine. Les étapes suivantes sont utilisées dans le développant du modèle de simulation d'état d'équilibre. En général d'autres logiciels suivent également une approche similaire pour établirle modèle de l'usine.

1. Sélection des unités
2. Définition de la base de simulation
3. Définition des flux d'alimentation
4. Installation et définition des opérations d'unité comme préchauffer les échangeurs, colonnes de distillation
5. Installation des opérations d'unité [3].

II.3.1. Définition de la base des données de la simulation

Les étapes les plus importantes sont la sélection des fractions légères (qui nous n'avons pas pour le cas) et la méthode thermodynamique approprié. La -FluidPackage-thermodynamique sélectionnée est Peng Robinson, une équation d'état recommandée pour les composants pétroliers, dès que la composition exacte du brute est inconnue et ce brute-là est défini on terme des températures de distillation, alors généralement le flux développé est une combinaison des composants pure de la bibliothèque de simulateur et des composants pseudos mais pas pour le cas car comme on déjà dit nous n'avons la liste des fractions légères, pour mieux expliquer on a [3]. :

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a \alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \dots\dots\dots(II.1) [5]$$

II.3.2. Développement de charge brut.

Si les molécules qui composent notre charge sont disponible, on les insères comme suit : on choisit-component- d'après la 1^{er} fenêtre qui s'affiche après avoir choisir -new case-, puis -add- puis on sélectionne les composants qui nous concernent d'après la liste du bibliothèque de simulateur puis on clique sur -add pure-

Si nous n'avons pas ces molécules on caractérise la charge brute dans -oil manager- on utilisant ses données, ils sont utilisées pour définir les pseudo-composants pétroliers, les pseudo-composants sont des éléments théorique qui ne sont pas facilement disponible dans la bibliothèque des composants, du simulateur.

Les données provenant de la bibliothèque des composants purs sont utilisés pour présenté les fractions légères définis dans la charge brute

Il est nécessaire de faire entrer la courbe de distillation de laboratoire (TBP ou ASTM) et une autre -BulkProprety- comme le poids moléculaire, densité, viscosité ou le facteur de Watson K, les données utilisées dans cette étude sont présentées dans les tableaux (II.1) (II.2). On a les faire entrer comme suit :

Lorsque on clique sur -oil manager- puis -Enter oilenvernment- on trouve une fenêtre qui contient certains donnés à entrer ce qui nous intéresse sont -Assay- et -CutBlend- et -Install Oil- ces trois donnés sert respectivement à entrés des donnés pour définir la charge et à choisir les paramètres de marches et à installer la charge déjà préparé dans l'environnement de conception de procédé, sous le titre -OilCharectérisation-.

Tableau (II.1) : caractéristique TBP de la charge

Fraction N°	Température °C	Volumes cumulés %
1	12	13.22
10	105	23.61
20	155	36.36
30	205	46.87
40	290	62.54
50	380	93.04

Tableau (II.2) : caractéristiques de la charge

Caractéristiques	Résultats
Poids moléculaire	168 g/mole
Densité standard	0.7933 g/cm ³
Viscosité cinématique à 37.8 °C	1.560 cSt
Viscosité cinématique à 50 °C	1.359 cSt

Tableau (II.3) : densité de la charge dépendante de TBP

Fraction N°	Densité à 15 °C (g/cm ³)
1	0.6469
10	0.7300
20	0.7733
30	0.8001
40	0.8517
50	0.9130

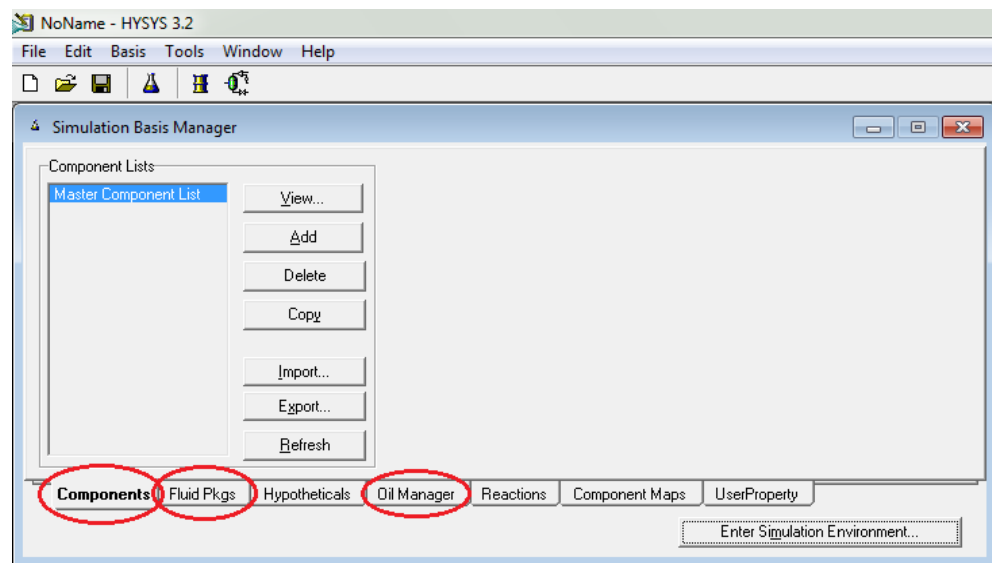


Figure (II.2) : Les données à entrer-components- et -FluidPkgs- et -Oil Manager- dans la fenêtre de logiciel

a. -Assay- : on clique sur -Add- et il apparait une autre fenêtre, dans son premier onglet sous-titré de -input data- on trouve :

a.1. **Bulkproperties** : pour définir les caractéristiques de la charge tel que le poids moléculaire, la densité, le KUOP et les viscosités, on peut les utiliser on choisit -used- comme on peut l'utiliser pas on choisit -not used-

a.2. **Assay data type** : c'est une liste des paramètres à choisir et à entrer plus tard cette liste contient ASTM, TBP, chromatographe et autres, dans ce travail on a choisi la TBP cette dernière demande au minimum cinq points, pour la faire entrer on clique sur -Edit Assay- et logiciel nous donne la main pour remplir un tableau, les données utilisées sont présentées dans le tableau (II.1)

a.3. **Light Ends** qui servent à présenter les fractions légères de la charge, on peut l'utiliser comme on peut l'ignorer.

a.4. Moléculaire Wt curve, Density Curve, Viscosité Curves : ces trois derniers paramètres qui présente respectivement le poids moléculaire et les densités et les viscosités, on peut choisir - not used- pour ne pas utiliser, et pour utiliser nous avons deux choix qui sont dépendent ou indépendant, le premier choix veut dire que les paramètres à entrés sont dépendent de la Assay data type qu'on a choisi au début et le deuxième choix qui est indépendant veut dire que sont pas dépendent de la Assay data type choisi .

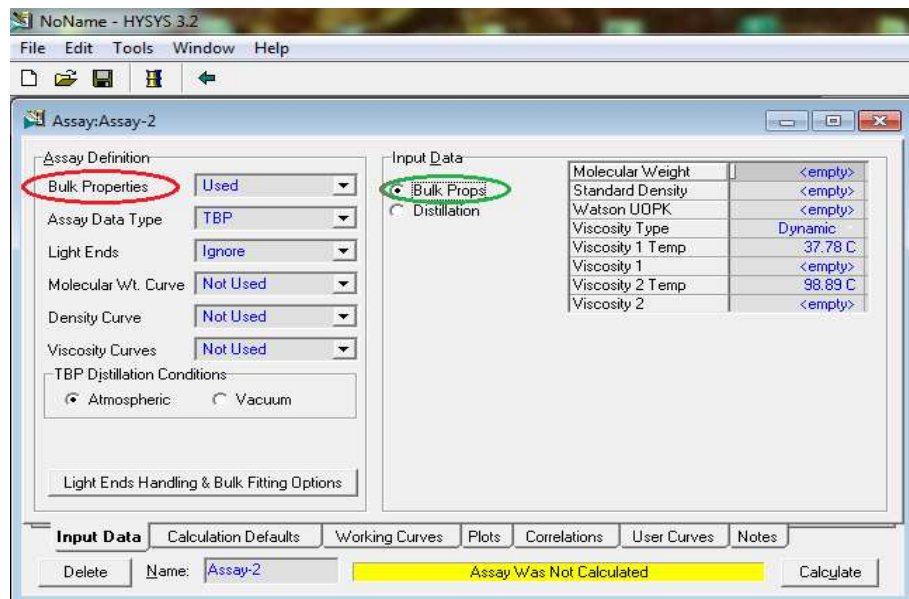


Figure (II.3) : donnée -BulkProprieties- (pour la définition de la charge)

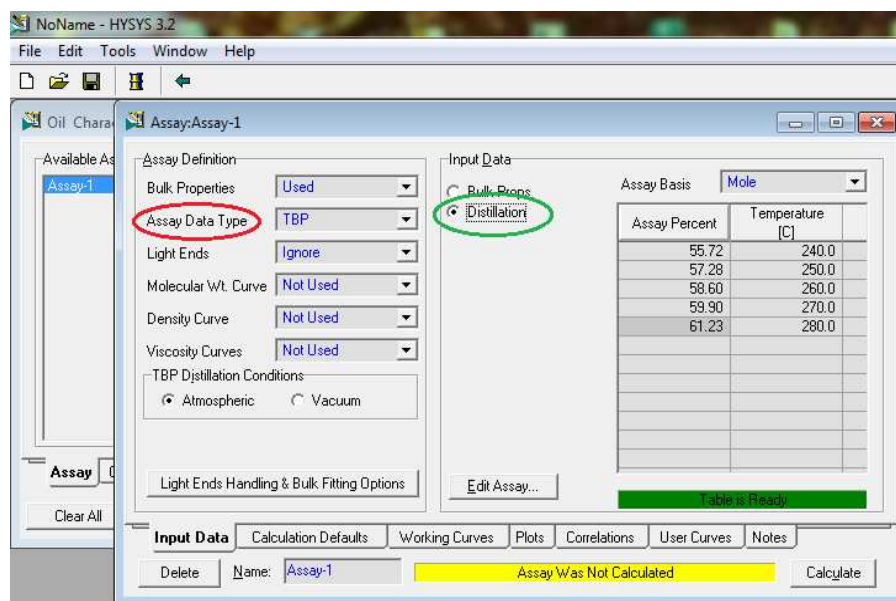


Figure (II.4): Donnée -Assay Data Type- (pour faire entrer une courbe de distillation TBP ou ASTM)

On a fini avec input data on passe à **-Caluclation Default-** pour avoir la méthode d'extrapolation, pour notre travail on a choisi LAGRANGE qui a la forme suivante :

$$\frac{d}{dt} \frac{\partial L}{\partial \dot{q}_i} - \frac{\partial L}{\partial q_i} = 0 \quad \dots\dots\dots(\text{II.2}) [5]$$

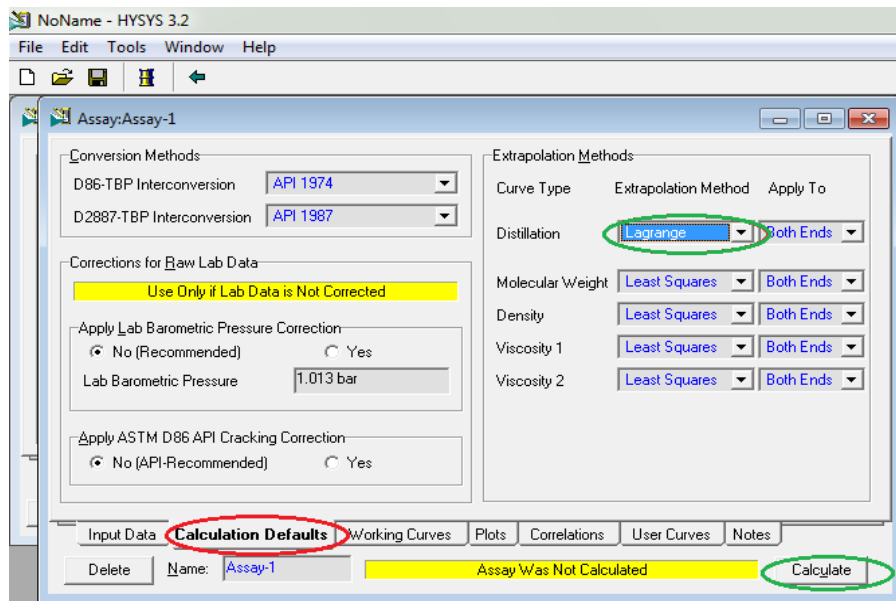


Figure (II.5) : Donnée -Caluclation Default-

Après avoir choisir cette dernière on clique sur **-calculate-** et logiciel fait les calculs nécessaires, Si on clique dans les deux données suivantes **-WorkingCurves - et -Plots-** on voit les calculs faites par logiciel comme est présenter dans les figures (II.6) (II.7)

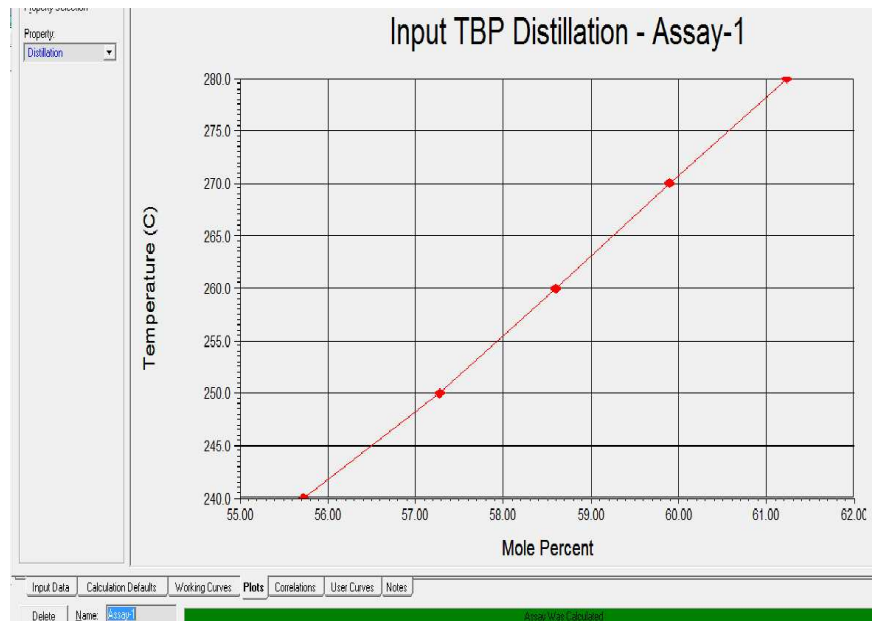


Figure (II.6):présentation de graphe de TBP de la charge

NoName - HYSYS 3.2 - [Assay:Assay-1]

Assay Working Curves

Point #	Moles	Cum. Moles	NBP [C]	Mole Wt	Mass Density [g/cm3]	Viscosity 1 [cP]	Viscosity 2 [cP]
0	0.00000	0.00000	-146.3	14.02	0.6356	0.018	0.005
1	0.01000	0.01000	-142.9	14.47	0.6382	0.019	0.006
2	0.01000	0.02000	-136.0	15.48	0.6408	0.020	0.007
3	0.01000	0.03000	-129.2	16.50	0.6433	0.021	0.009
4	0.01000	0.04000	-122.3	17.55	0.6459	0.022	0.010
5	0.01000	0.05000	-115.4	18.62	0.6485	0.023	0.012
6	0.01000	0.06000	-108.4	19.72	0.6511	0.025	0.013
7	0.01000	0.07000	-101.5	20.85	0.6537	0.026	0.014
8	0.01000	0.08000	-94.48	22.00	0.6562	0.028	0.016
9	0.01000	0.09000	-87.49	23.19	0.6588	0.030	0.017
10	0.01000	0.10000	-80.48	24.41	0.6614	0.032	0.018
11	0.02500	0.12500	-68.19	26.56	0.6678	0.036	0.021
12	0.02500	0.15000	-50.56	29.91	0.6743	0.043	0.025
13	0.02500	0.17500	-32.87	33.51	0.6807	0.051	0.030
14	0.02500	0.20000	-15.14	37.39	0.6872	0.060	0.037
15	0.02500	0.22500	2.611	41.58	0.6936	2.898	0.586
16	0.02500	0.25000	20.37	46.09	0.7001	3.712	0.766
17	0.02500	0.27500	38.11	51.04	0.7065	4.694	0.973
18	0.02500	0.30000	55.82	56.99	0.7130	4.952	1.073
19	0.02500	0.32500	73.49	63.19	0.7194	0.190	0.116
20	0.02500	0.35000	91.08	69.69	0.7259	0.216	0.130
21	0.02500	0.37500	108.6	76.72	0.7323	0.248	0.146
22	0.02500	0.40000	126.0	84.01	0.7388	0.289	0.166
23	0.02500	0.42500	143.3	91.65	0.7441	0.337	0.187
24	0.02500	0.45000	160.4	99.77	0.7494	0.394	0.211
25	0.02500	0.47500	177.4	108.4	0.7551	0.464	0.240
26	0.02500	0.50000	194.2	117.5	0.7613	0.554	0.272
27	0.02500	0.52500	210.8	127.2	0.7682	0.662	0.311
28	0.02500	0.55000	227.2	137.3	0.7761	0.794	0.355
29	0.02500	0.57500	243.3	147.7	0.7853	0.958	0.407
30	0.02500	0.60000	261.0	160.4	0.7913	1.170	0.470
31	0.02500	0.62500	280.1	175.8	0.7932	1.432	0.544

Figure (II.7) : -WorkingCurves- (les calculs faites par le logiciel)

b.-CutBlend- on clique sur -Add- et le logiciel nous donne la main pour choisir la méthode de fractionnement :

b.1. -Auto Cut- pour fractionnement automatique

b.2. -User Range- pour choisir les nombre et fraction dans un intervalle de température

b.3. -User Points- pour choisir le nombre des fractions

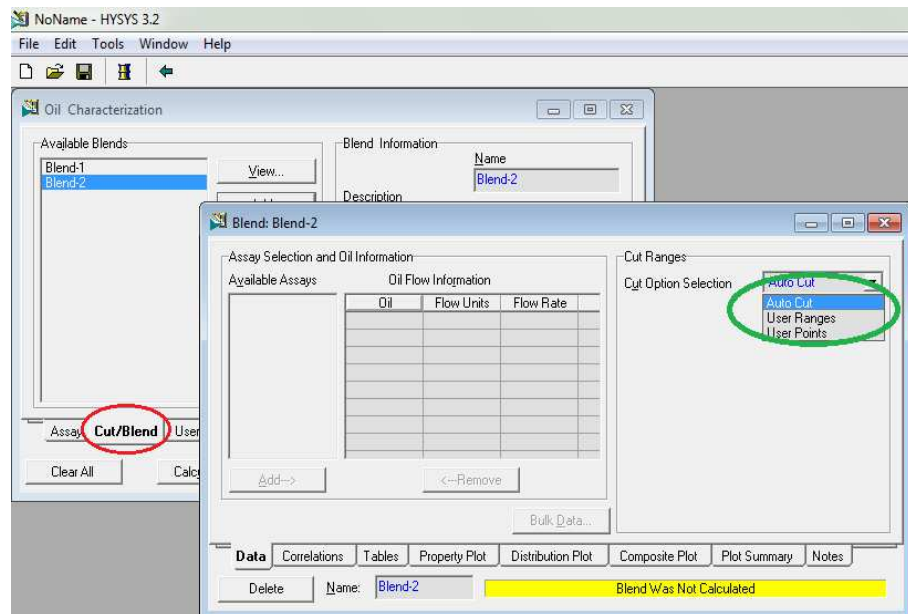
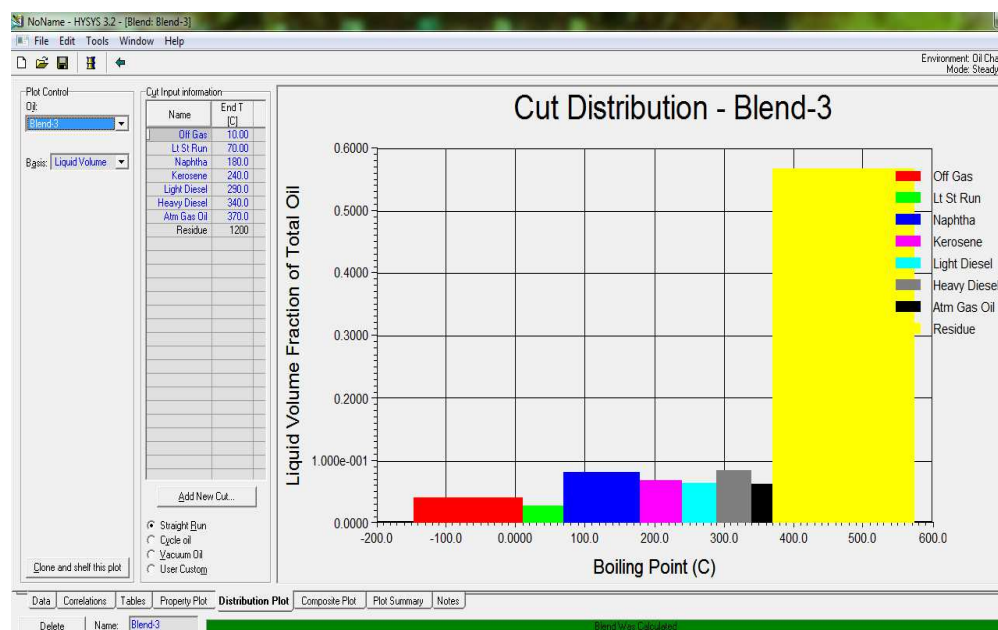


Figure (II.8): donnée-CutBlend- (méthode de fractionnement)

On peut voir les graphes tracer par le logiciel après faire choisir la méthode de fractionnement on clicant dans la même fenêtre où on a choisi la méthode de fractionnement par exemple sur -distribution plot- (figure II.9)



**Figure (II.9): distribution plot
Présentation de volume des fractions en fonction de la température d'ébullition**

c. -Install Oil-

Après avoir entré la méthode de fractionnement on doit installer la charge qu'on a préparé dans l'environnement de simulation on clique sur -Install Oil- puis on le faire nommer et c'est terminé, c'est on clique à -Enter Simulation Environnement- on trouve notre charge prête et ici on commence à concevoir notre procédé.

Remarque :

- avant d'arriver à -Oil manager- on doit confirmer qu'on a choisi le paramètre -fluidpkgs-, et on confirme aussi que notre choix peut travailler avec les composons choisis.
- Avant d'entré à -Oil manager- de préférence on modifier les unités et on choisir les unités qui on a comme données par exemple la température de °C au F, on clicant sur -préférence- au haut de la fenêtre puis sur -variable- puis sur -field- puis sur clone puis logiciel nous donne la main pour modifier les unités
- Dans les figures précédente il apparaisse une barre jaune et parfois vert c'est le barre d'état, il est jaune avant que le logiciel fait c'est calcules une fois on clic sur -calculate- et si tout va bien il deviendra vert.
- il faut noter que plus d'information de la procédée sont définies dans la simulation, plus la précision de la prédiction de la propriété est améliorée.

Comme on a dit précédemment la conception de procédé se fait dans -Enter Simulation Environnement- on clique sur la charge déjà préparé qui est présenté comme une flèche et porte le nom qu'on a choisi à -InstalOil-, on clique sur cette flèche (charge dans notre cas) pour faire entrer les caractéristiques de la charge (température, pression.....etc.), comm'est présenté dans la figure (II.10).

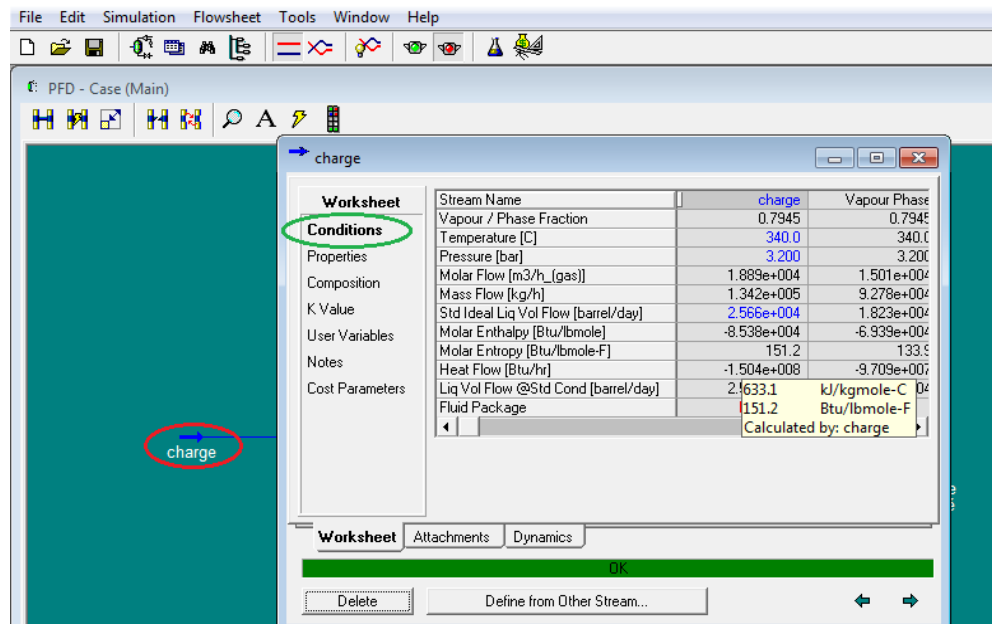


Figure (II.10): présentation de la fenêtre où on caractérise la charge

II.3.3. Installation des unités :

Les unités à installer sont le four, la colonne et ces strippers

Pour les installer on clique dans la barre d'outils sur –objectpallet- qui sert à choisir les équipements qui se trouve dans la bibliothèque de logiciel

a. Le four

On a choisit -Heater- pour simuler là le four comme se présente dans la figure (II.11) puis, on clique deux fois sur le -Heater- installer et le logiciel nous donne la main pour choisir l'entrée, la sortie et l'énergie consommé.....etc .

b. la colonne de distillation

On a choisit -Refluxed Absorber- pour simuler la colonne de distillation comm'est présenté dans la figure (II.11), puis on clique deux fois sur le -Refluxed Absorber- installer et le logiciel nous donne la main pour enter les caractéristiques de la colonne (choisir le nom, le nombre des plateaux, choisir les entrés et les sorties et leur plateaux.....etc.) et chaque fois on clique sur -next- jusqu'au on remplit tous les données demandé par le logiciel figure (II.12)

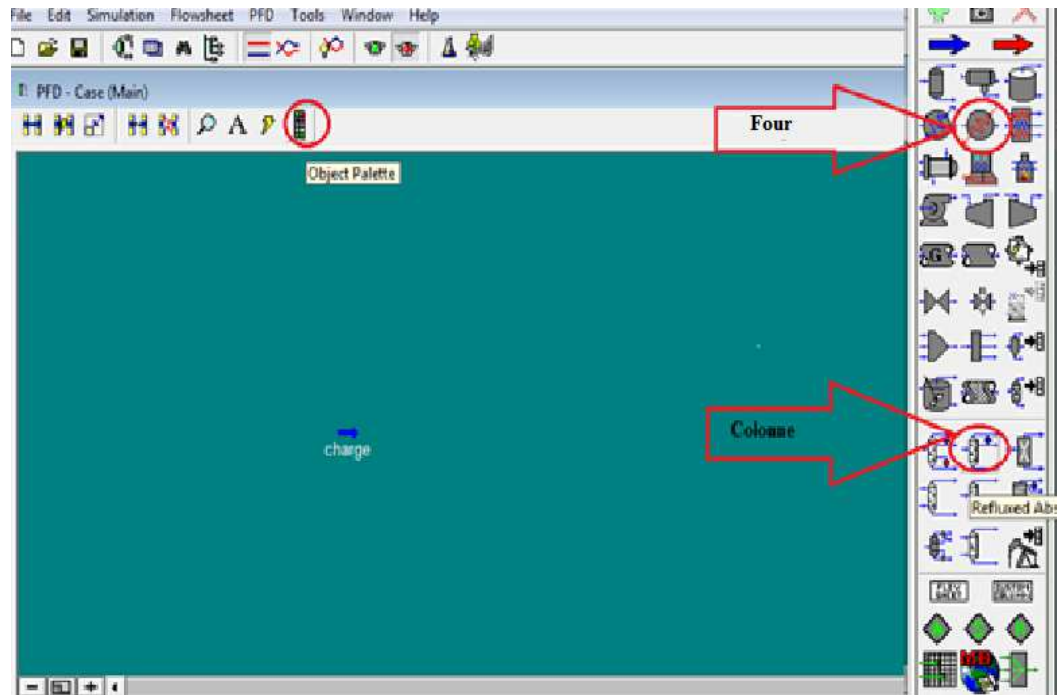


Figure (II.11): présentation des équipements choisis pour la simulation du colonne et du four

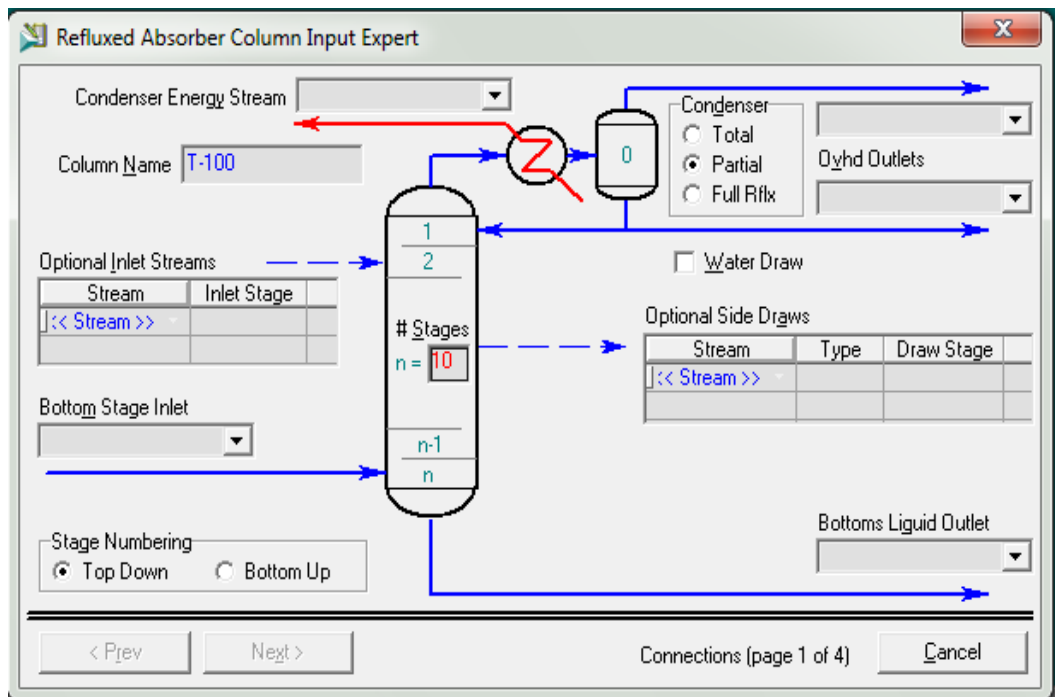


Figure (II.12): présentation de la colonne (lors de l'installation des caractéristiques)

b.1.Les strippers

Si on retourne vers la description de procédé on voit qu'il y'a des produit qu'on les soutire pas directement de la colonne dont le cas de Kérosène et Naphta qui sont soutirés de stripper.

On installe un stripper comme suit

Lorsque on finit l'installation de la colonne il apparaisse une fenêtre qui contient des paramètres on clique dans la troisième -Sideops- sur side stripper on clique sur -add- et une autre fenêtre apparaisse sous le titre de side stripper on fait remplir les données demandés (nom, nombre de plateaux, plateau de soutirage, plateau de reflux, nom et volume de produit.....etc.) figure (II.13)

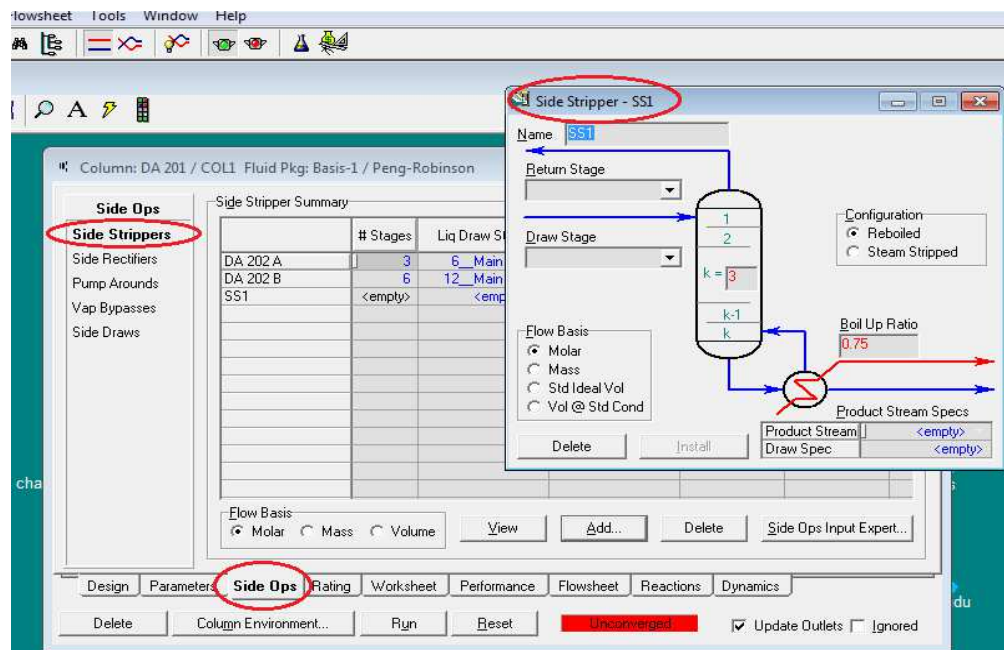


Figure (II.13): présentation des fenêtres qui sert à installer les stripper

Dans la même fenêtre qu'est présenté dans la figure (II.13), on clique sur -Design- puis on choisit -Monitor-, au bas de cette fenêtre dans le côté droit il y a le Degré of Freedom ce dernier doit être égal (0) pour que le logiciel puisse simuler si non on doit ajouter ou on supprime des spécifications de la colonne en cliquant sur -Spec- dans l'onglet -Design- puis on ajoute par -Add- ou on supprime par -Delete- ces spécifications doivent être définies si non lorsque on clique sur -Run- le logiciel ouvre une fenêtre pour définir les spécifications non définies, et si tout va bien le logiciel fait sa simulation et la barre rouge (inconverged) deviendra verte (converged), figure (II.14)

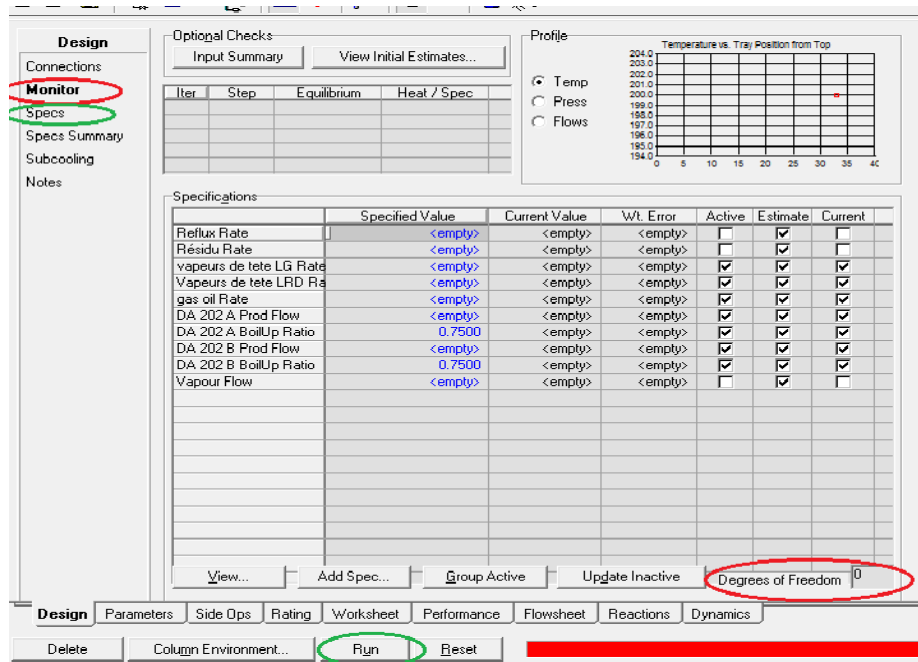


Figure (II.14): présentation d'installation des spécifications de marche de la colonne

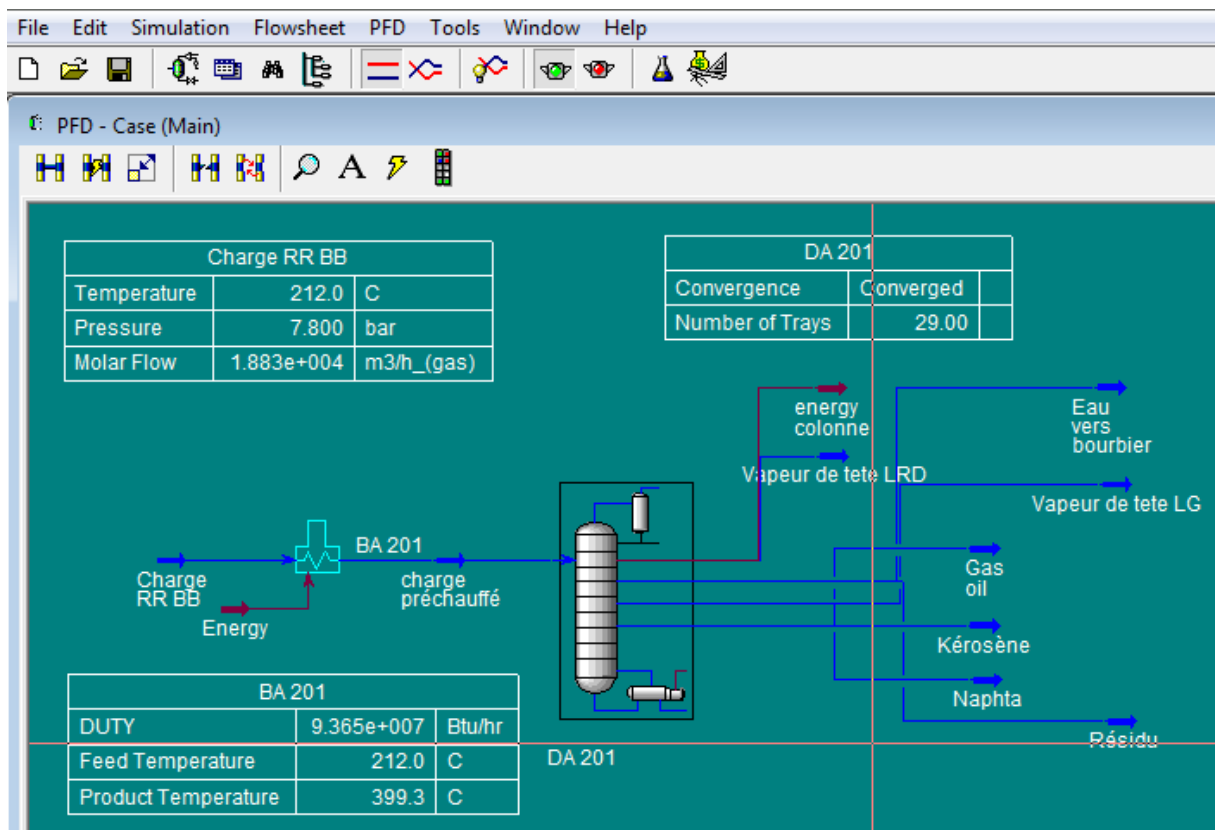


Figure (II.15): présentation finale du procédé (convergé)

II.4. Simulation dynamique

L'utilisation de simulations dynamiques a considérablement augmenté au cours de la dernière décennie. Dans ce contexte, les modèles de processus dynamiques deviennent des outils essentiels pour améliorer les rendements unitaires, le plan de stabilité, de sécurité et de contrôlabilité. Ces simulations permettent à l'utilisateur de prédire le comportement dynamique du processus et aussi l'aider à l'évaluation et la conception des stratégies de contrôle. Les simulations dynamiques sont utilisées dans le développement de la formation des stimulateurs et la validation des systèmes de sécurité.

Les modèles dynamiques peuvent être classés comme principaux modèles empiriques. Les modèles empiriques sont basés sur une approche modèle de boîte noire. Le modèle se compose d'un certain nombre de régressions des réponses d'entrée-sortie. Des exemples de techniques de modélisation empiriques qui incluent la régression multi variable, les réseaux neuronaux et les systèmes de logique floue. Pour les procédés où la science physique fondamentale n'est pas suffisamment comprise ou si le procédé fonctionne toujours dans une exploitation bien comprise, les techniques de modélisation empirique peuvent être utilisés avec succès. Toutefois, ces modèles ont leurs limites dans le traitement de plusieurs conditions de fonctionnement en posant des questions si le processus se déplace en dehors des conditions de fonctionnement pour lesquelles le modèle a été régressé. D'autre part, les premiers modèles principaux sont ceux développés à partir d'équations fondamentales concernant les équations de masse, de l'énergie et de l'élan, le transport et la diffusion de la chaleur; la cinétique chimique et les mécanismes de réaction, la thermodynamique et de l'équilibre de phase. Le processus est décrit en termes d'équations différentielles ordinaires ou équations algébriques. Les techniques d'intégration numérique sont utilisées pour résoudre ces équations au fil du temps pour prédire le comportement dynamique du processus en réponse à diverses perturbations prévues ou non dans le processus.

L'option HYSYS Dynamics offre une capacité de simulation dynamique totalement intégré à l'environnement HYSYS, un modèle d'état stationnaire peut être exploité dans un modèle dynamique qui offre des résultats rigoureux et de haute-fidélité avec un niveau très fine de la géométrie de l'équipement et des détails de la performance. Un modèle dynamique peut être soit développé à partir du modèle d'état stationnaire, ou directement dans le mode dynamique avec aucun modèle d'état stable avant.

Voici les étapes importantes impliquées dans la transition de modèle d'état stationnaire au modèle d'état dynamique

1. dimensionnement des équipements

2. Définition des spécifications de flux de pression
3. Installation des contrôleurs
4. L'analyse des résultats [3]

II.5. Optimisation

Le domaine d'optimisation infiltre dans l'engineering, la science, et les affaires. Une grande variété de problèmes dans la conception, la construction, l'exploitation, et l'analyse des usines chimiques peut être résolue par l'optimisation. Dans des opérations d'usine, l'exécution améliorée signifie de meilleurs bénéfices. Traditionnellement, les processus chimiques sont optimisés ont basé sur une fonction objective simple qui est fréquemment expliquée la performance économique. Des usines chimiques ont été conçues principalement pour maximiser la fiabilité, la qualité du produit et la rentabilité. Des issues telles que les émissions toxiques, la disposition de rebut et la sûreté de processus ont été souvent traitées en tant que facteurs secondaires. Des sciences économiques de génie chimique sont bien définies et développées en littérature, où un certain nombre de méthodes sont principalement concentrées sur la rentabilité des processus conçus. Le manque de telles méthodes économiques traditionnelles d'analyse d'aborder les questions environnementales est bien documenté. La raison de tels problèmes relativement simples d'optimisation était due au manque de technologie de calcul avancée et également en raison du manque de politiques environnementales rigoureuses.

Aujourd'hui, avec les soucis environnementaux se levant, et des prix du pétrole globaux montants, des usines sont forcées d'intégrer différents processus et d'adopter de nouvelles approches pour concevoir et fonctionner. De tels de pratiques dilemmes actuels plus tard nouveaux pour la prise de décision et posent un problème complexe d'optimisation et doivent de ce fait simultanément satisfaire des buts environnementaux, économiques et sociaux. Ceci a besoin invariablement d'une certaine différence entre ces objectifs. La section suivante décrit brièvement le nouvel outil d'optimisation développé avec la fonction objective améliorée utilisée pour l'optimisation des opérations de service d'usine. Cette méthodologie permet aux ingénieurs des méthodes de présenter les coûts environnementaux dans l'analyse de processus pour améliorés [3].

II.5.1.Optimisation de la colonne de distillation de raffinerie de Hassi Messaoud

pour notre cas d'étude on a choisi l'optimisation pour maximiser le profit selon la fonction objective (II.3)

$$\text{Profit} = \text{cout des soutirages} - (\text{cout de brut} + \text{cout d'énergie}) \dots\dots\dots(\text{II.3})$$

Pour optimiser on clic sur -simulation- dans la barre d'outil puis on choisi -optimizer- ,une fenêtre apparaisse onchoisi -originl- (la méthode d'optimisation) dans le premier onglet ,dans le deuxième onchoisi le variable qu'on veut baser l'optimisation sur lui, et on clic sur –spreadcheat- pour choisir les variable de la fonction objective sous l'onglet -connection- (Tableau II.4), on clic sur -spreadcheat- pour les calcules , on clic sur –function- dans la première fenêtre pour choisir maximiser ou minimiser, finalement le dernier onglet -monitor- on clic sur -calculate- etle logiciel nous donne les résultats.(figure II.16)

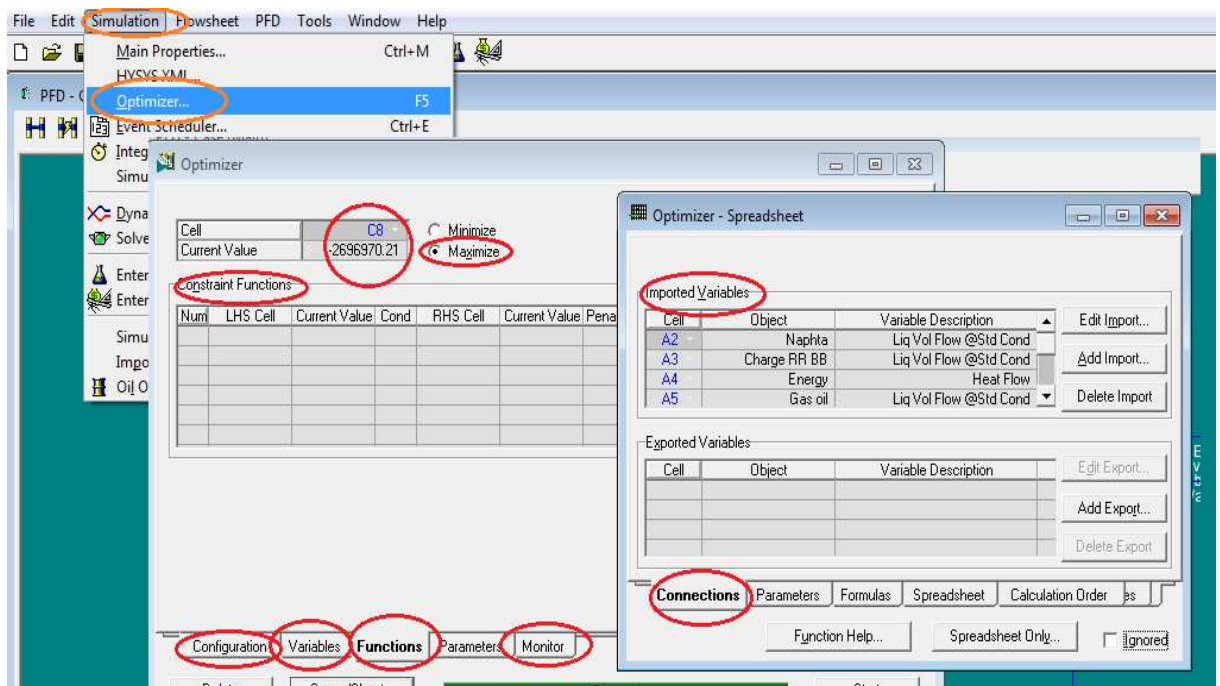


Figure (II.16): présentation d'étape d'optimisation

Tableau (II.4) : les variables de l'optimisation

Les variables de la fonction objective	La variable sur le quel est basé l'optimisation
x_1 =Naphta, x_2 =kérosène, x_3 =gasoil, x_4 =pétrole brut, x_5 = énergie	Température de plateau n° :29 (°C)

III. RESULTATS ET DESCUSSIONS

III.1. Résultats de simulation à l'état d'équilibre en régime stationnaire

III.1.1. Comparaison des résultats

Le tableau (III.1) présente une comparaison entre les résultats d'analyse de laboratoire de la raffinerie et les résultats d'analyse obtenus d'après le simulateur :

Tableau (III.1) comparaison entre les résultats de l'ASTM de raffinerie et de simulateur

	ASTM			
	Résultats de labo de raffinerie		Résultats de simulateur	
	Point initial	Point final	Point initial	Point final
Kérosène	151	203	134.5	201.5
Naphta	82	159	89.6	188.6
Gas-oil	160	385	171.2	409.2

D'après les résultats de tableau (III.1) on remarque que la simulation à l'état d'équilibre en régime stationnaire a été bien simulée, car les résultats de simulateur et de la raffinerie sont proches

Tableau (III.2) Comparaison de TBP de la charge, entre les résultats de la raffinerie et les résultats de simulateur

Fraction N°	Température °C de raffinerie	Température °C de simulateur
0,0	-	-117,544
1	12-65	-83,466
2	65-70	-36,571
3,5	70-75	11,813
5,0	80-85	48,794
7,5	90-95	90,501

10,0	105-110	116,149
12,5	115-120	131,954
15,0	130-135	144,104
17,5	140-145	156,099
20,0	155-160	170,116
25,0	180-185	199,109
30,0	205-210	227,923
35,0	230-240	254,586

D'après les résultats de tableau (III.2) on remarque que les résultats sont très proches d'après la septième point ce qui se traduit que la simulation à l'état d'équilibre en régime stationnaire a été bien simulée.

Tableau (III.3) Comparaison des débits des produits soutirés, entre les résultats de la raffinerie et les résultats de simulateur

	Résultats de la raffinerie	Résultats de simulateur
	Débit (m ³ /h)	Débit (m ³ /h)
Kérosène	20	13,5
Gasoil	39,60	39,60
Naphta	32.4	34,1
Résidu	35	36.16

Les résultats de tableau (III.3), sont proches sauf celle de Kérosène.

III.1.2.présentation des résultats obtenus par le simulateur

Tableau (III.4) présentation des résultats de TBP et d'ASTM de la charge

Fraction n°	TBP (°C)	ASTM (°C)
0.00	-117.5	-161.0
1.00	-83.47	-136.8
2.00	-36.57	-102.6
3.50	11.81	-66.44
5.00	48.79	-38.27
7.50	90.50	-6.020
10.00	116.1	14.01
12.50	132.0	26.42
15.00	144.1	35.98
17.50	156.1	45.45
20.00	170.1	56.53
25.00	199.1	79.50
30.00	227.9	102.4
35.00	254.6	123.5
40.00	277.9	142.0
45.00	295.7	155.8
50.00	307.6	165.4

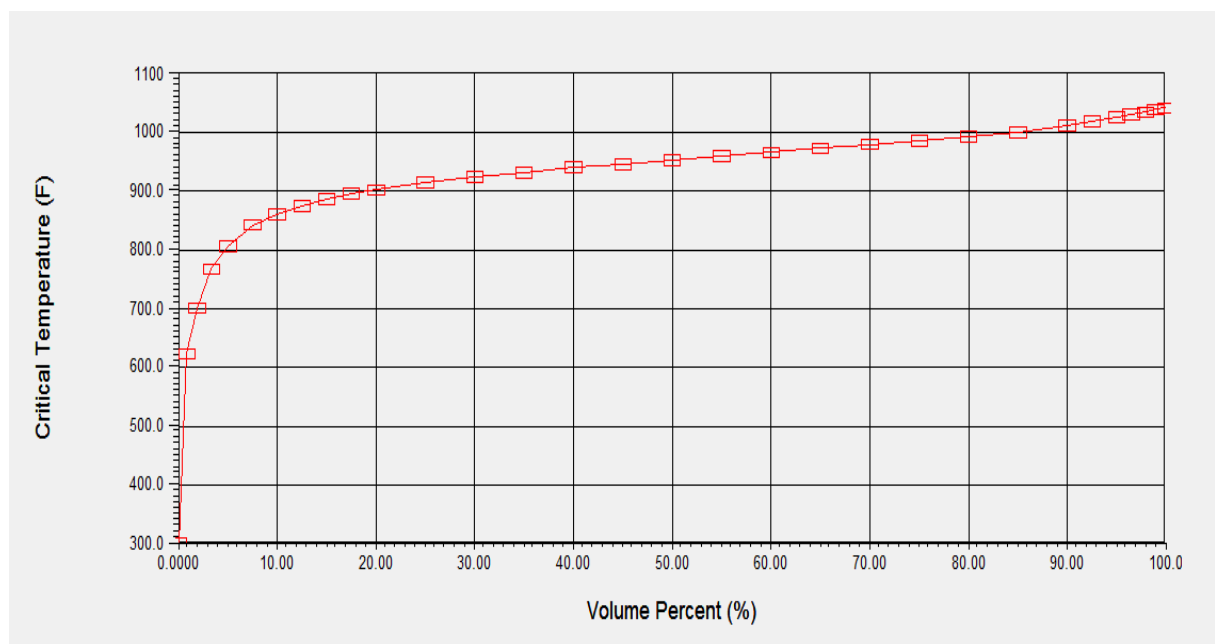


Figure (III.1): température critique de la charge en fonction du pourcentage volumique

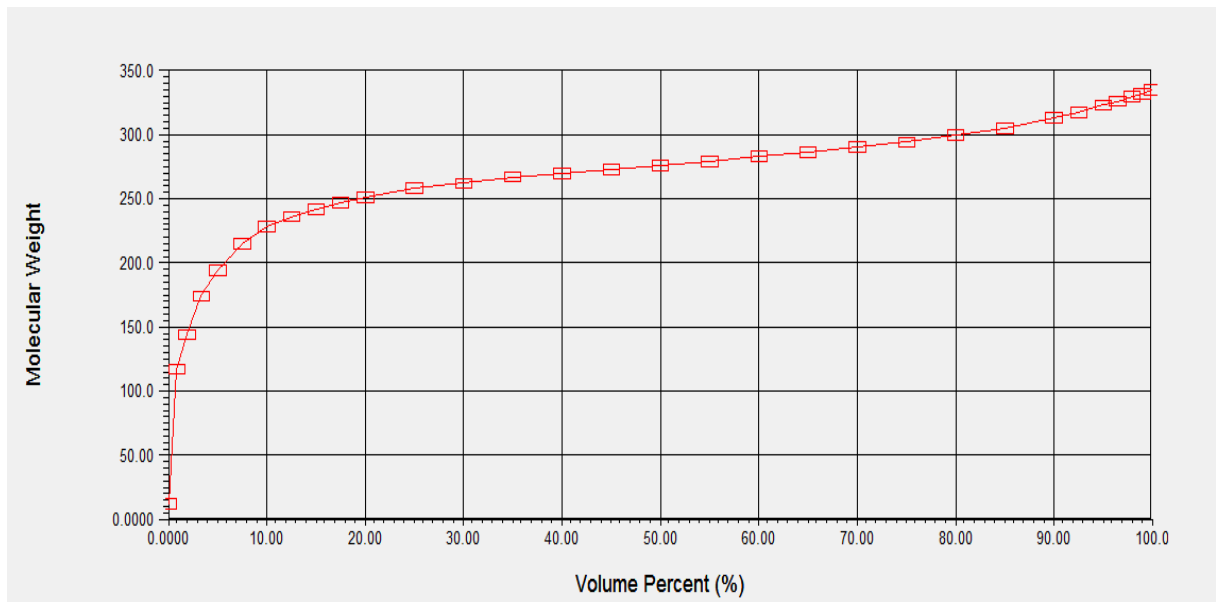


Figure (III.2): poids moléculaire de la charge en fonction du pourcentage volumique

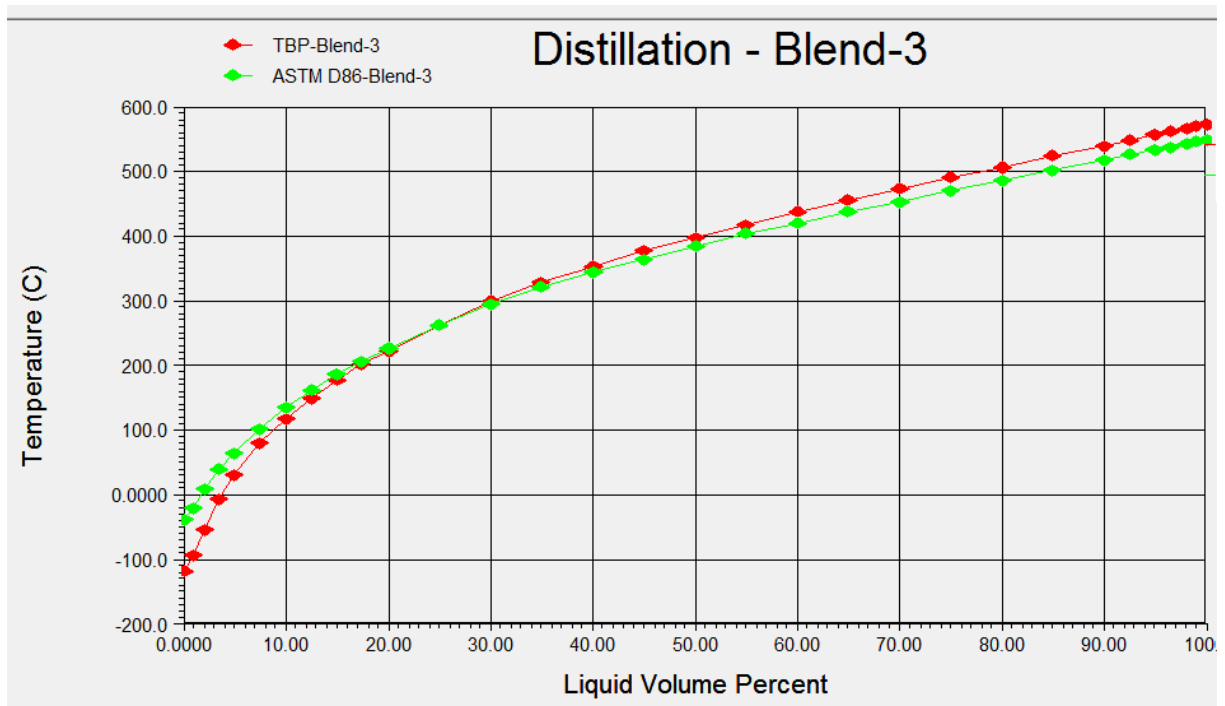


Figure (III.3): présentation des points d'ébullition de la charge

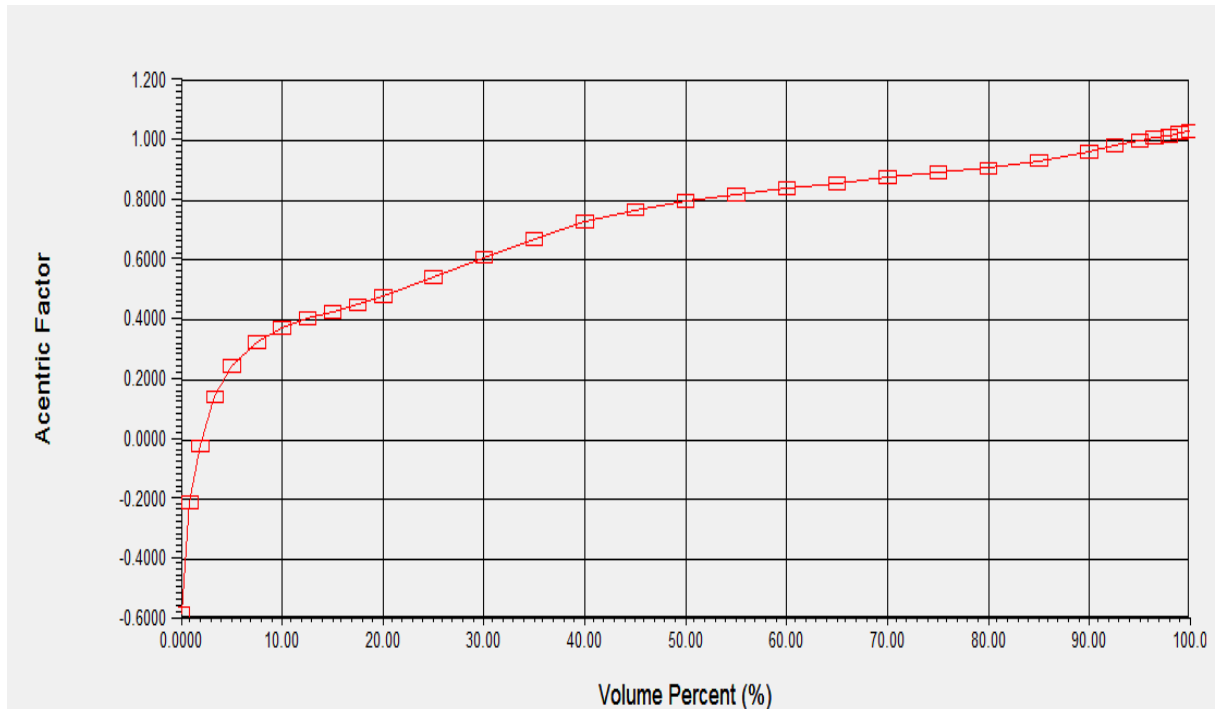


Figure (III.4): présentation de facteur acentrique en fonction de pourcentage volumique

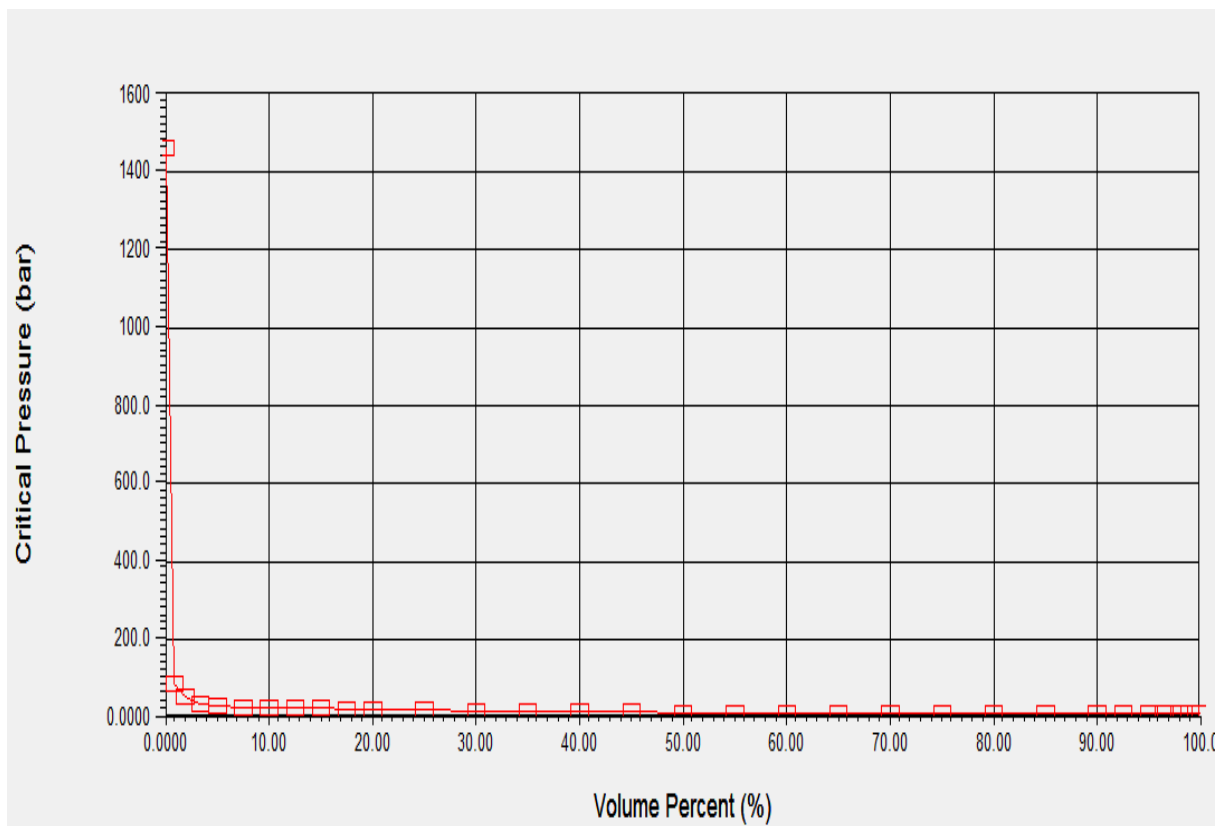


Figure (III.5): présentation de pression critique de la charge en fonction du pourcentage volumique

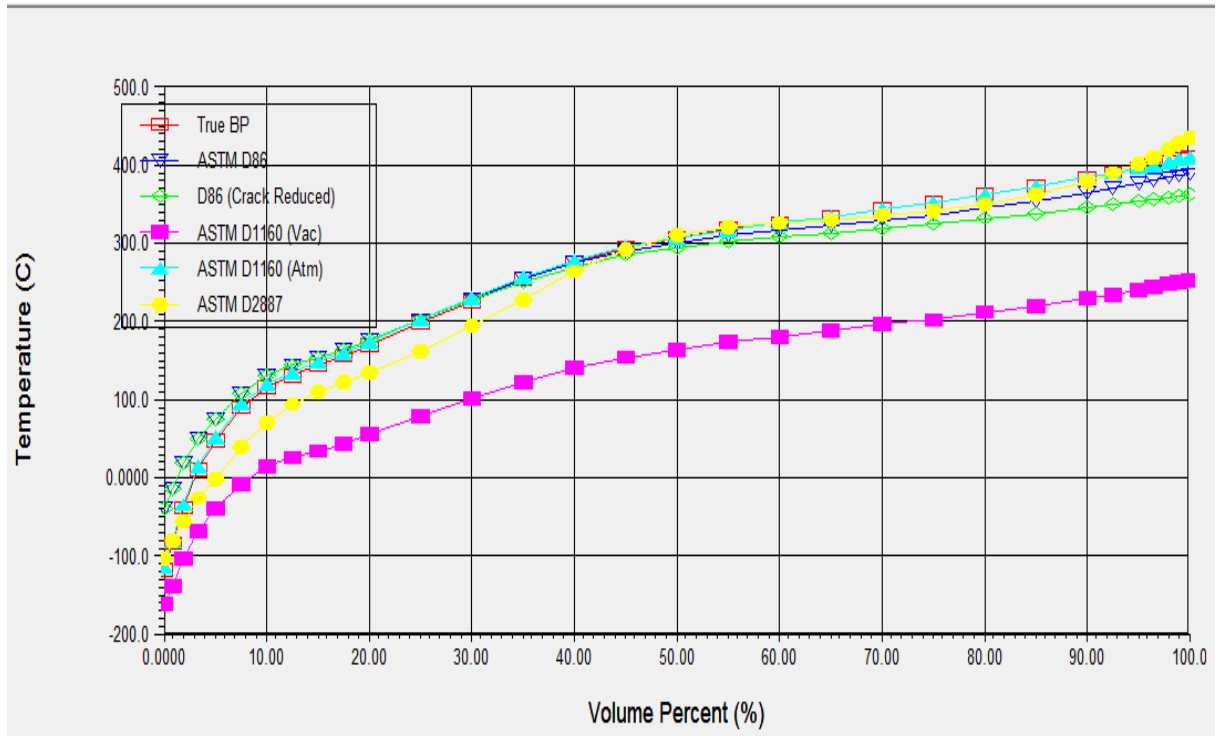


Figure (III.6): présentation de point d'ébullitions de la charge en fonction du pourcentage volumique

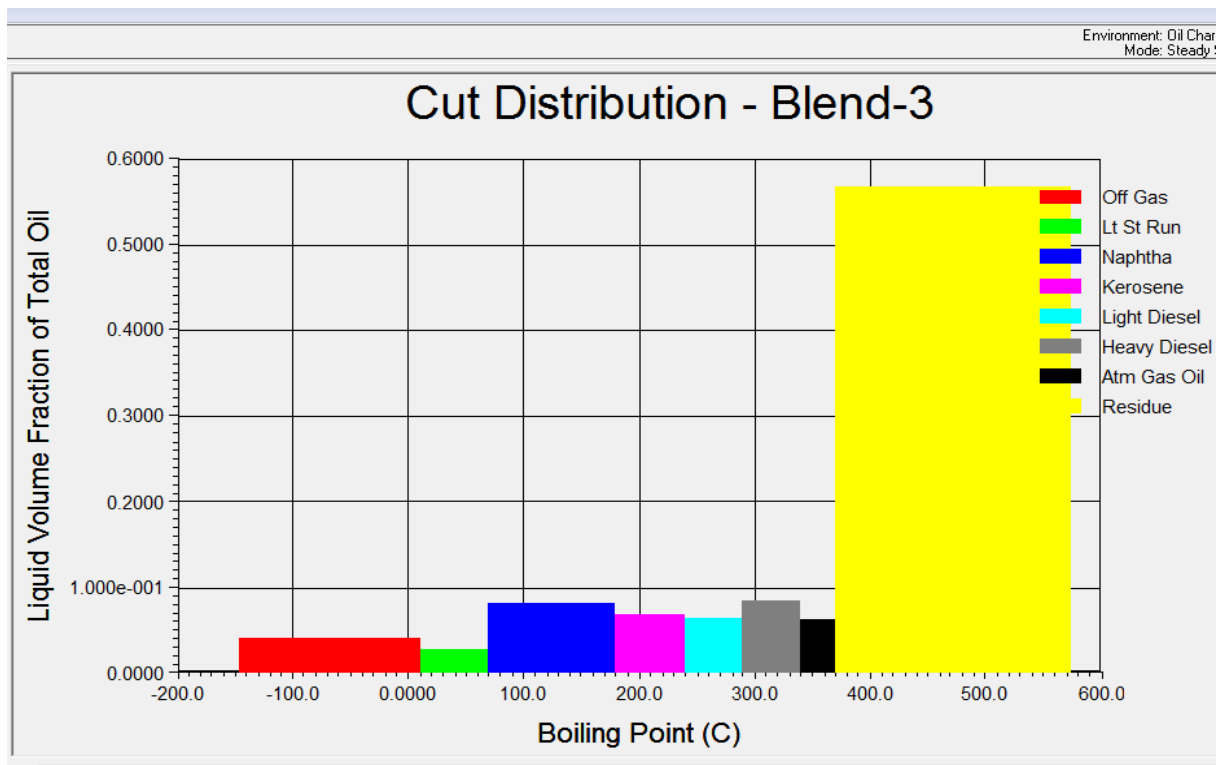


Figure (III.7): présentation volume de chaque coupe en fonction du température d'ébullition

Tableau (III.5) présentation des résultats de caractéristiques de la charge

Point réel de vaporisation (bar)	6.1892
Point de vapeur Reid (bar)	1.8990
Viscosité à 37.8 °C,(cp)	1.231
Viscosité à 98.9 °C,(cp)	0.668

Tableau (III.6) présentation des résultats de Pourcentage de PNA

Paraffine (mole%)	53.63
Naphtène (mole%)	27.07
Aromatique (mole%)	19.29

III.2.Résultats de l'optimisation

On a basé l'optimisation sur la température de la colonne au plateau n29 pour maximisé le profite les résultats sont présentés au : (Tableau III.7)

Tableau (III.7) résultats d'optimisation de simulateur

itérations	Fonction objectif	Température du plateau 29 de la colonne °C
2	40588400 \$	433
1	40548400 \$	355

D'après les résultats de tableau (III.7) on remarque qu'il y'a une petite augmentation de profite lors de l'augmentation de température de plateau n29,ce qui signifie qu'il faut augmenter la température de plateau n 29 de 355°C au 433°C

Remarque : le logiciel a fait beaucoup d'itération mais il présente que les itérations ou il trouve une variation.

L'objectif de ce travail a été faire une optimisation des paramètres de marche d'une procédé industrielle par une simulation pour atteindre à une exploitation maximale de brut plus profitable, pour atteindre ce objective avec une procédé compliqué tel une colonne de distillation de pétrole brute et pour faciliter la tâche et ne pas perdre de temps à la simulation statique et pour passer rapidement à l'étape d'optimisation de préférence on utilise les modèles des procédés du bibliothèque de simulateur et on fait des modifications sur le modèle choisi pour le faire semble comme la notre, concernant l'optimisation il faut baser cette optimisation sur le maximum des paramètres possibles, pour avoir une optimisation satisfaite.

Instrumentation de l'unité topping de la raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2)

1. Température

Tableau (1) : les contrôleurs régulateurs de température

TRC 203	Sortie four sur vanne fuel gaz BA201 PICV 208
TRC 204	Sortie four sur vanne fuel gaz BA202 PICV 217
TRC 205	Gaz de tête DA201 vers FRC 209 : vanne reflux de tête
TRCV 206	Alimentation fractionnateur vers vanne de retour vers sone de flash.
TRCV 207	Rebouillage DA202 A vers vanne sortie RCI du rebouilleur EA207.
TRCV 208	Rebouillage DA202 B vers vanne à 3 voies résidu à l'entrée EA208.
TRCV 209	Gasoline sortie rebouilleur EA209 vers TRC 209 sortie RCI du EA209
TRCV 218	Température RCI pour by passer l'aéro EA212

2. Pression

Tableau (2) : les vannes contrôleurs indicateurs de pression

PICV 208	Fuel gaz vers vanne fuel gaz vers BA201 lié avec TRC 203
PICV 217	Fuel gaz vers vanne fuel gaz vers BA202 lié avec TRC 204
PRCV 224 A/B	Ballon FA 201 vers CIS ou torche
PRCV 226 A/B	Ballon FA 202 vers CIS ou torche
PRCV 255	Brut sortie FA 205 vers vanne au refoulement GA 212 A/B
PRCV 275	Pression dans le FA214

3. Différence de pression

Tableau (3) : les vannes contrôleurs indicateurs de Différence de pression

DPICV 228	ΔP sur la ligne du RCI Amont EA207/ EA209
DPICV 254	Vanne mélangeuse brut/eau entrée dessaleur
DPICV 273	Vanne mélangeuse kérosène/soude entrée FA214

4. Débit

Tableau (4) : les contrôleurs régulateurs de débit

FRC 201 A/F	Débit brut dans chaque passe du four BA201
FRC 206 A/B	Débit gas-oil vers BA202
FRC 209	Débit reflux de tête de DA201 lié avec temp. de tête DA201, TRC 205
FRC 212	Reflux DA203 lié avec LRC 218 niveau ballon FA202
FRC 214	Débit RCI refoulement GA 208 A/B
FRC 215	Débit de charge
FRC 217	Naphta sortie EC 215
FRC 218	Kérosène sortie EC 216 vers mélange
FRC 222	Débit eau traitée vers dessaleur
FRC 227	Alimentation FA 214
FRC 231	Kérosène vers réformât pour mélange TR 04

5. Niveau

Tableau (5) : les contrôleurs régulateurs de niveau

LRC 201	Fond DA 201 (Z. Flash) vers LRC 201 Aval EC 218 (résidu vers slop)
LRC 204	Niveau fond DA201 vers LRC 204 Aval EA 217 (gas-oil vers stock)
LRC 207	Fond DA 202 B vers vanne d'alimentation stripper Kérosène
LRC 209	Fond DA 202 A vers vanne d'alimentation stripper Naphta
LRC 211	Ballon de reflux FA 201 vers LRC 211 EA210
LRC 213	Niveau appendice vers LC 213 (eau vers égouts)
LRC 215	Fond DA 203 sur ligne gazoline sortie EC 214
LRC 218	Niveau ballon de reflux FA 202
LRC 221	Niveau dessaleur FA 205 (interface) eau usée sortie dessaleur

6. Soupapes

Tableau (6) : tableau de soupapes

PSV 201 A/B	Tête de colonne DA 201 vers atmosphère
PSV 202	Tête de colonne DA 203 vers torche
PSV 203 A/B	Aspiration GA 210 AB vers FA 207 (inhibiteur de corrosion)
PSV 204 A/B	Refoulement GA 211 AB solution ammoniac
PSV 206	Pompe désémulsifiant GA 214
PSV 207	Dessalage vers zone de flash
PSV 212	Naphta avant aéro EC 215 vers torche
PSV 213	Kérosène avant aéro EC 216 vers torche
PSV 214	Gas-oil avant aéro EC 217 vers zone flash DA201
PSV 215	Résidu Sortie EA 205 vers sone de flash DA 201
PSV 219	Eau traitée avant EA 219 vers égouts
PSV 221	Précipitateur vers torche
PSV 223	Brut avant EA 201 vers zone de flash DA201
PSV 224	Brut avant EA 202 vers zone de flash DA201

Bibliographies

- [1] SONATRACH, division production ,nouvelle raffinerie de Hassi Messaoud (RHM2)
- [2] H.Daha, mémoire de fin d'étude pour l'obtention de diplôme d'ingénieur d'état de faculté des sciences et de la technologie et sciences des matières, Université Kasdi Merbeh Ouargla 2009
- [3] SampathYela, Framework for operability assessment of production facilities : an application to a primary unit of a crude oil refinery. Master thesis. Graduate faculty of the Louisiana state university and mechanical collage, December, 2009
- [4] ACTIVITE AMONT –DIVISION LABORATOIRE Avenue 1^{er} novembre-3500 Boumerdès Algérie
- [5] Wikipédia, site web

Résumé

Due a l'importance de l'énergie a nos jours, l'optimisation dans le domaine industriel est nécessaires car elle fournit des bénéfices pour le l'industrie et pour les ingénieurs et les exploitant, dans un milieu qui n'a pas de risques et qui sa coute pas , le présent travail consiste à faire simuler et optimiser une colonne de distillation de pétrole brute pour atteindre une exploitation maximale et plus profitable de brute ,car l'enjeu ce n'est pas de produire le maximum de pétrole mais de faire obtenir d'avantage de produits pétroliers à partir d'une même quantité de pétrole brut.

Mots clés : simulation, optimisation, brute

ملخص

نظرا لأهمية الطاقة في أيامنا هذه, فإن تحسين مردودية المنشآت الصناعية أصبحت من الضروريات وذلك لما توفره من فوائد بالنسبة للصناعة أو بالنسبة للمهندسين في محيط آمن و غير مكلف, من خلال سنقوم بمحاكاة وتحسين مردودية برج تقطير خاص بالبتترول الخام من أجل الوصول إلى أقصى إستغلال ممكن للخام, إستغلال أكثر ربحية, لأن التحدي ليس إنتاج أكبر قدر ممكن من البترول الخام إنتاج أكبر كمية ممكنة من المنتجات الموجهة للإستعمال من نفس كمية الخام

محاكاة, تحسين مردودية, خام

Abstract

Because of it's importance in our days, the optimization in the industry field is very important there for, it provides many benefits for industry and engineers and operators, in a safe and cheap enverenemment, the present frame work consists about making a simulation and an optimization for a distillation column of crude oil, to riche a maximum exploitation and more profitable, of crude, because the challenge is not to product the maximum of oil but obtain advantages of oil products from the same quantity of crude oil.

Key words: simulation, optimization, crude