

	الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية	
	People's Democratic Republic of Algeria	
	وزارة التعليم العالي والبحث العلمي	
	Ministry of Higher Education and Scientific Research	
	جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم	
	Abdel Hamid Ibn Badis University - Mostaganem	
	كلية العلوم والتكنولوجيا	
	Faculty of Sciences and Technology	
	قسم هندسة الطرائق	
	Department of Process Engineering	

N° d'ordre : M2...../GP/2025

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Génie Chimique

Thème

Optimisation des paramètres du splitter 11C-5 pour l'amélioration qualitative du naphta au niveau de la Raffinerie RA1/Z

Présenté par

CHOUARFIA Hadjer

Soutenu le 25/06/2025 devant le jury composé de :

Président(e) :	MEZOUAGH Amina	Maitre de Conférences "A"	Université de Mostaganem
Examineurs :	BENMEKKI Fadela	Maître Assistant "A"	Université de Mostaganem
Encadrant (e) :	ABSAR Belkacem	Professeur	Université de Mostaganem

Année universitaire 2024/ 2025

Dédicaces

Je dédie ce travail à mes très chers parents.

Je les remercie pour leurs sacrifices, leurs patiences, leurs soutiens, ainsi que pour l'aide et les encouragements qui m'ont apporté durant toutes ces années d'étude.

Sans eux, je ne serais pas ce que je suis aujourd'hui. Je dédie ce travail également:

A mon frère et mes sœurs.

A toute ma famille.

Je voudrais exprimer ma profonde gratitude à la famille Khalifa pour son précieux soutien dans mon travail. Votre aide me motive et me permet d'avancer avec confiance.

A tous mes amis.

Merci beaucoup.

Remerciements

Avant tout et en premier lieu, nous remercions ALLAH, notre créateur qui nous a donné le courage, la volonté, la force ainsi que la patience pour accomplir ce modeste travail.

Nous adressons nos profonds remerciements à notre encadrant Mr. **ABSAR Belkacem** pour son aide, sa disponibilité, ses précieux conseils et ses remarques pertinentes durant toute la période de préparation de ce travail. Nous adressons aussi à Mme MEZOUAGH Amina et Mme BENMEKKI Fadela qui ont accepté d'expertiser ce travail.

Nous tenons à remercier tous les enseignants du département de Génie des procédés, qui nous ont aidées par le fruit de leur connaissance pendant toute la période de nos études.

Nous adressons également nos vifs remerciements à tout le personnel de l'unité des carburants de la raffinerie d'Arzew.

En fin notre reconnaissance va à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail dans les meilleures conditions.

Liste des figures

Figure IV-1: Schéma de la simulation du cas design.....	- 18 -
Figure IV-2: Variation de pression dans la colonne.	- 22 -
Figure IV-3: Variation de la température dans la colonne.....	- 22 -
Figure IV-4: Profil de la composition massique en phase liquide.	- 23 -
Figure IV-5: Profil de la composition en phase gazeuse.	- 23 -
Figure IV-6: Schéma de la simulation du cas actuel.....	- 26 -
Figure IV-7: Variation de pression dans la colonne.	- 28 -
Figure IV-8: Variation de la température dans la colonne.....	- 28 -
Figure IV-9: Profil de la composition massique en phase liquide.	- 29 -
Figure IV-10: Profil de la composition massique en phase gazeuse.	- 29 -

Liste des tableaux

Tableau IV-1 : Composition massique et paramètres opératoires de la charge 11C-5.....	- 13 -
Tableau IV-2 : Composition massique du naphta issu de la tête de colonne topping 11C-1.-	14 -
-	
Tableau IV-3 : Composition massique du naphta sortant en bas de l'absorbeur 11C-7.....	- 14 -
Tableau IV-4 : Composition massique du GPL.....	- 15 -
Tableau IV-5 : Composition massique du naphta.....	- 15 -
Tableau IV-6 : Paramètres opératoires de la colonne (cas design).....	- 17 -
Tableau IV-7 : Résultats obtenus pour le distillat.....	- 18 -
Tableau IV-8 : Erreur relative (en %) décelée pour chacun des modèles thermodynamiques utilisés.....	- 19 -
Tableau IV-9 : Résultats obtenus pour le résidu.....	- 20 -
Tableau IV-10 : Erreur relative (en %) décelée pour chacun des modèles thermodynamiques utilisés.....	- 20 -
Tableau IV-11 : Résultats obtenus pour le fuel.	- 20 -
Tableau IV-12 : Erreur relative (en %) décelée pour chacun des modèles thermodynamiques utilisés.....	- 21 -
Tableau IV-13 : Caractéristique du naphta.	- 24 -
Tableau IV-14 : Caractéristiques des produits de la colonne.	- 27 -
Tableau IV-15 : Compositions massiques des différents produits de splitter.....	- 27 -
Tableau IV-16 : Composition massique du distillat cas design et actuel simulé.....	- 30 -
Tableau IV-17 : Composition massique du fuel dans le cas design et actuel simulé.	- 31 -
Tableau IV-18 : Composition massique du résidu cas design et actuel simulé.....	- 31 -

Tableau V-1 : Comparaison entre la composition massique de LSRN+GPL entre cas actuel et optimisé.	- 36 -
Tableau V-2 : Comparaison entre la composition massique de HSRN entre cas actuel et optimisé.	- 37 -
Tableau V-3 : Conditions opératoires optimisés de la colonne 11C-5.....	- 37 -
Tableau V-4 : Comparaison des paramètres opératoires entre cas actuel et optimisé.	- 38 -

Liste des abréviations

RA1/Z	Raffinerie d'Arzew
HSRN	High straight run naphta (naphta lourd)
LSRN	Light straight run naphta (naphta léger)
LGO	Gasoil léger
HGO	Gasoil lourd
LNHT	Hydrotraitement du naphta léger
UOP	Universel oil Product

Résumé

Notre travail consiste à étudier la distillation d'un mélange complexe par simulateur « ASPEN HYSYS ». Dans ce contexte, on a choisi la colonne de distillation de splitter 11C-5 du complexe RA1/Z. La colonne 11C-5 est destinée à séparer l'essence lourde du mélange d'essence légère et du GPL. Cette étude a été réalisée à l'aide du logiciel de simulation HYSYS version 10.0, en utilisant deux modèles thermodynamiques : Peng-Robinson(PR) et Chao-Seader(CS) pour vérifier le modèle le plus fiable. L'objectif principal de cette étude est de garantir le bon fonctionnement de la colonne 11C-5 afin d'assurer une séparation efficace, conforme aux spécifications des produits finis, tout en optimisant les performances opérationnelles de l'unité. Pour y parvenir, l'étude s'appuie sur l'analyse des paramètres clés de fonctionnement de la colonne (température, pression, profils de composition et reflux,...etc.), ainsi que l'amélioration qualitative des produits finis.

Mots clés : colonne de distillation (splitter 11C-5), simulation, ASPRN HYSYS, Peng-Robinson et Chao-Seader.

Abstract

Our work consists in studying the 11C-5 splitter distillation column of RA1/Z plant using ASPEN HYSYS simulator. The 11C-5 column is designed to separate heavy gasoline from a mixture of light gasoline and LPG. This study was carried out using the simulation software HYSYS version 10.0, using two thermodynamic models: Peng-Robinson(PR) and Chao-Seader(CS) to verify the most reliable model. The main objective of this study is to guarantee the correct operation of the 11C-5 column to ensure efficient separation, in line with end-product specifications, while optimizing the unit's operational performance. The study is based on the analysis of the column's key operating parameters (temperature, pressure, composition and reflux profiles, etc.), as well as qualitative improvement of the end products.

Keywords : distillation column (splitter 11C-5), simulation, ASPRN HYSYS, Peng-Robinson and Chao-Seader.

المخلص

يتمثل عملنا في دراسة تقطير خليط معقد بواسطة برنامج محاكاة ASPEN HYSYS. وفي هذا السياق، اخترنا عمود التقطير المقسم 11C-5 لمجمع مصفاة أرزيو RA1/Z. تم تصميم العمود 11C-5 لفصل البنزين الثقيل عن خليط من البنزين الخفيف وغاز البترول المسال. أُجريت هذه الدراسة باستخدام برنامج المحاكاة الطبعة 10.0، باستخدام نموذجين ديناميكين حراريين: Peng-Robinson (PR) و Chao-Seader (CS) للتحقق من النموذج الأكثر موثوقية.

الهدف الرئيسي من هذه الدراسة هو ضمان السير الحسن لعمود 11C-5 لضمان الفصل الفعال، وفقا لمواصفات المنتجات النهائية، مع تحسين الأداء التشغيلي للوحدة. ولتحقيق ذلك، تستند الدراسة على تحليل معلمات التشغيل الرئيسية للعمود (درجة الحرارة، والضغط، والتركييب وملامح الارتداد، وما إلى ذلك)، وكذلك على تحسين جودة المنتجات النهائية.

الكلمات الرئيسية: عمود التقطير المقسم 11C-5، المحاكاة Chao-Seader (CS) و Peng-Robinson (PR).

Table des matières

Dédicaces.....	i
Remerciements	ii
Liste des figures	iii
Liste des tableaux	iv
Liste des abréviations	vi
Résumé	vii
Introduction Générale.....	- 1 -
Chapitre I : Description du procédé étudié et problématique	- 3 -
I.1 Introduction.....	- 3 -
I.2 Description du procédé global	- 3 -
I.2.1 Système de dessalage.....	- 3 -
I.2.2 Distillation atmosphérique (Unité 11)	- 3 -
I.2.3 Reformage catalytique (Unité 12)	- 4 -
I.2.4 Récupération et fractionnement des GPL (Unité 13)	- 5 -
I.2.5 Isomérisation du LSRN (Unité 17).....	- 5 -
I.3 Problématique	- 6 -
I.3.1 Efficacité de la séparation.....	- 7 -
I.3.2 Conformité aux spécifications des produits	- 7 -
I.3.3 Contrôle de la qualité.....	- 7 -
I.3.4 Optimisation des performances	- 7 -

Chapitre II : Présentation du simulateur HYSYS	- 9 -
II.1 Introduction.....	- 9 -
II.2 Principe de fonctionnement du logiciel HYSYS	- 9 -
II.3 Les différents environnements dans “ASPEN HYSYS”	- 9 -
II.3.1 Environnement propriétés « Properties Environment »	- 10 -
II.3.2 Environnement de simulation « Simulation Environment »	- 10 -
II.4 Méthodologie de simulation suivie.....	- 10 -
II.5 L’importance de HYSYS.....	- 11 -
Chapitre III : Simulation et résultats	- 12 -
III.1 Introduction	- 12 -
III.2 Simulation de la colonne 11C-5.....	- 12 -
III.2.1 Caractéristiques de la charge	- 12 -
III.2.2 Caractéristiques de la charge dans le cas design.....	- 13 -
III.3 Choix du modèle thermodynamique	- 16 -
III.4 Paramètres opératoires des différentes opérations unitaires utilisées	- 16 -
III.5 Schéma de simulation du procédé étudié	- 18 -
III.6 Résultats de la simulation du cas design	- 18 -
III.6.1 Résultats obtenus du distillat	- 18 -
III.6.2 Résultats obtenus pour le résidu	- 20 -
III.6.3 Résultats obtenus pour les gaz incondensables «fuel»	- 20 -
III.6.4 Représentations graphiques des résultats obtenus (cas design)	- 21 -
III.6.5 Interprétation.....	- 24 -
III.7 Simulation du cas actuel de la colonne 11C-5	- 24 -

III.7.1	Caractéristiques de la charge	- 24 -
III.7.2	Paramètres opératoires des différentes opérations unitaires utilisées	- 25 -
III.7.3	Schéma de simulation du procédé.....	- 26 -
III.8	Résultats de simulation du cas actuel de la colonne 11C-5.....	- 26 -
III.8.1	Représentations graphiques des résultats obtenus (cas actuel).....	- 27 -
III.9	Etude comparative entre la composition des résultats de design et actuel.....	- 30 -
III.9.1	Etude comparative entre les résultats de design et actuel du distillat.....	- 30 -
III.9.2	Etude comparative entre les résultats de design et actuel de fuel.....	- 31 -
III.9.3	Etude comparative entre les résultats de design et actuel de résidu	- 31 -
Chapitre IV : Optimisation des paramètres opératoires		- 33 -
IV.1	Introduction	- 33 -
IV.2	Objectif de l'optimisation.....	- 33 -
IV.3	Méthodologie	- 33 -
IV.4	V-4 Etude l'effet des paramètres opératoires sur la qualité de LSRN+GPL et HSRN - 34 -	
IV.4.1	Etude de l'effet de la variation du débit de reflux sur la composition de LSRN+GPL	- 34 -
IV.4.2	Etude de l'effet de la variation de pression du fond sur la pureté d'HSRN	- 35 -
IV.4.3	Etude de l'effet de la variation de pression du fond sur les fractions massiques de LSRN+GPL	- 35 -
IV.4.4	Etude de l'effet de la variation de débit de distillat sur la pureté de LSRN+GPL - 36 -	
IV.5	Résultats optimisés.....	- 36 -
IV.5.1	Composition massique de LSRN+GPL	- 36 -

IV.5.2	Propriété d'HSRN.....	- 37 -
IV.5.3	Etude comparative entre le cas actuel et optimisé	- 37 -
	Conclusion générale et recommandations.....	- 39 -
	Annexe A	- 41 -
	Bibliographie.....	- 47 -

Introduction Générale

Le pétrole est une énergie fossile issue de la décomposition de matières organiques végétales et animales qui se sont accumulées au fond des océans il y a des millions d'années. On distingue différents types de pétrole selon leur densité, leur fluidité, leur teneur en soufre et leur teneur en différentes classes d'hydrocarbures:

↳ Les bruts à prédominance paraffiniques.

↳ Les bruts à prédominance naphthéniques.

↳ Les bruts à prédominance aromatiques.

Le pétrole brut a pris une place considérable dans notre civilisation, non seulement parce qu'il est un potentiel d'énergie depuis plus de cinquante ans, mais aussi parce qu'il est la source de dérivés indispensables à la vie quotidienne tel que les hydrocarbures, les lubrifiants, les bitumes et les produits finis issus de la pétrochimie.

Cependant, avant de pouvoir être utilisé par l'homme, il doit subir de nombreuses transformations chimiques : la distillation du pétrole, le craquage et le reformage catalytique.

En matière de carburant, les raffineries algériennes doivent s'adapter aux marchés des hydrocarbures et répondre aux exigences internationales. L'industrie du raffinage met en œuvre des techniques de séparation et de transformation permettant de produire, à partir de pétrole brut, un éventail complet des produits commerciaux.

Les hydrocarbures restent la source d'énergie la plus utilisée pour le bon fonctionnement de l'économie mondiale et ils continueront à jouer ce rôle stratégique aussi longtemps que possible. Depuis les années 1970, et après avoir observé les répercussions du premier choc pétrolier sur la majorité des économies mondiales importatrices de pétrole, les économistes considèrent l'évolution du cours du baril de pétrole brut comme étant l'une des principales sources des fluctuations de l'activité économique.

Ce présent projet vise précisément à contribuer par l'étude de la possibilité d'améliorer la séparation dans l'unité de stabilisation entre l'essence légère, GPL et l'essence lourde provient des sources variées connectées à différentes unités de la zone 4 du complexe RA1/Z.

La simulation du procédé concerné par cette étude au moyen de logiciel adéquat s'avère être très précieuse et souvent nécessaire dans ces cas.

C'est dans cette stratégie qu'a été axé notre travail de simulation (au moyen de logiciel Aspen HYSYS) de la colonne de fractionnement au niveau de ce complexe.

Chapitre I :

Description du procédé étudié et problématique

I.1 Introduction

Ce chapitre est consacré à la description du procédé global de séparation du naphta. Cette opération est réalisée au niveau de la zone 04. Cette dernière existe depuis la construction de la raffinerie d'Arzew. Elle a été développée afin de répondre à l'augmentation soutenue et significative de la demande nationale en carburant.

I.2 Description du procédé global

Les installations de production de cette zone sont constituées de plusieurs unités opérationnelles.

I.2.1 Système de dessalage

Les sels dans les pétroles bruts sont généralement contenus dans l'eau résiduelle qui est en suspension dans le pétrole. La composition chimique de ces sels varie, mais les sels les plus souvent trouvés sont les chlorures de sodium, calcium et magnésium. Selon les caractéristiques du brut à dessaler, la température optimum de dessalage sera dans la gamme de 90 à 150°C [1].

I.2.2 Distillation atmosphérique (Unité 11) (voir annexe II)

L'unité 11 traite une charge de 640 m³/h de brut issu du processus de dessalage. Ce brut est aspiré par une pompe et refoulé à 25×10^5 Pa et 150°C. Il subit ensuite un préchauffage graduel dans une batterie d'échangeurs. L'échange thermique se fait entre le brut et les coupes sortantes du topping jusqu'à atteindre 250°C, puis dans un four jusqu'à 330°C. La charge chauffée alimente le 44^{ème} plateau de la colonne de distillation atmosphérique 11C-1 (48 plateaux) où le rebouillage est assuré par la vapeur. A ce niveau, le brut est fractionné en plusieurs coupes.

La partie la plus légère représente le naphta soutiré en tête de colonne à une température de 120°C. Elle comprend :

- Le Kérosène, à une température de 190°C.
- Le LGO (gasoil léger), à une température de 275°C.
- Le HGO (gasoil lourd), à une température de 320°C.

La plus lourde coupe est le brut réduit atmosphérique BRA soutiré du fond de la colonne à une température de 330°C dirigé vers la zone 7 après refroidissement.

Le naphta soutiré en tête de colonne est refroidi puis envoyé vers un ballon séparateur afin d'éliminer l'eau et les gaz incondensables (C_1 et C_2). La partie condensée envoyée vers la stabilisation alimente le splitter 11C-5 où le HSRN est récupéré au fond, tandis que le LSRN et les GPL sortent en tête pour être séparés ensuite dans le stabilisateur 11C-6. Le gaz de pétrole liquéfié extrait en tête de la colonne de distillation 11C-6, renferme des traces résiduelles de LSRN. Ce courant est ensuite acheminé vers la colonne d'absorption 11C-7, structurée en 30 plateaux d'équilibre. L'introduction du mélange GPL/LSRN s'effectue au niveau du plateau inférieur (30^{ème} plateau), tandis que le solvant HSRN récupéré en pied de splitter 11C-5 est injecté en contre-courant par le plateau supérieur (1^{er} plateau). Le contact entre les deux phases permet un transfert de masse efficace, favorisant l'absorption sélective du LSRN par le HSRN. Afin d'améliorer davantage l'efficacité de la séparation, une partie du mélange est prélevée au niveau du plateau 14, à la manière d'un reflux interne puis réintroduite au 15^{ème} plateau. Cette recirculation optimise les échanges entre les phases, garantissant une extraction maximale du LSRN. Le solvant chargé en LSRN est récupéré en pied de colonne et dirigé vers l'unité de régénération 11C-5 pour la séparation. En parallèle, le GPL désormais purifié et exempt d'impuretés est récupéré en tête de colonne et transféré vers l'unité 13 pour les traitements en aval. Le LSRN récupéré en pied de splitter 11C-6 et le HSRN récupéré en pied de splitter 11C-5 sont dirigés vers le stockage.

1.2.3 Reformage catalytique (Unité 12)

L'unité 12 est divisée en deux sections:

Hydrobon : pour l'élimination des impuretés, contenus dans le HSRN, considérés comme poison pour le catalyseur du platforming.

Platforming : pour augmenter l'indice d'octane de l'unifinat.

I.2.3.1 Section hydrobon

Le naphta lourd HSRN provenant de l'unité de distillation atmosphérique contient du soufre, de l'azote, de l'oxygène et d'autres composants constituant un poison pour le catalyseur du Platforming. C'est la section d'hydrobon qui est destinée à transformer et à éliminer les composants indésirables par hydrogénation et en même temps à saturer les oléfines pour obtenir des produits de haute qualité.

I.2.3.2 Section platforming

Le platforming est un procédé catalytique où on emploie un catalyseur sélectif afin de transformer en présence de l'hydrogène, l'Unifinat en produit de base de meilleure qualité pour la fabrication des essences. La capacité de l'unité de Platforming est de 56m³/h.

Les réacteurs de Platforming 12C-3, 12C-4 et 12C-5 sont chargés avec le catalyseur R62 bimétallique à base de Platine et Rhénium sur le support d'alumine Al₂O₃ [2].

I.2.4 Récupération et fractionnement des GPL (Unité 13)

Le but de cette unité est de récupérer le propane et le butane à partir des produits de tête du stabilisateur de l'unité de distillation atmosphérique 11C-7 [3].

I.2.5 Isomérisation du LSRN (Unité 17)

I.2.5.1 Description du procédé

La fonction originale du procédé d'isomérisation est de valoriser le naphta léger (LSRN), provenant de la distillation atmosphérique 11C-6 avec un faible indice d'octane.

Pour obtenir un mélange de carburant à indice d'octane élevé en favorisant catalytiquement des groupes spécifiques de réactions chimiques.

L'installation se divise en deux sections:

- Section LNHT (hydrotraitement).
- Section PENEX (Isomérisation).

I.2.5.1.1 Section de prétraitement du naphta (LNHT)

- **Utilité de l'hydrotraitement dans l'isomérisation**

La section hydrotraitement a pour rôle d'éliminer les composants indésirables contenus dans la charge : soufre, azote, métaux (Pb, Cu, Fe, Ni...) afin de protéger le catalyseur d'isomérisation (à base de platine R86).

Il s'agit d'un traitement à l'hydrogène qui permet d'éliminer le soufre et l'azote sous forme d'hydrogène sulfuré « H₂S » et d'ammoniac « NH₃ » volatils et en même temps à saturer les oléfines et de piéger les métaux ; pour obtenir des produits de haute qualité, c'est l'unité « LNHT » qui est destinée à transformer et à éliminer ses composants.

Le traitement à H₂ peut être appliqué à toute la coupe gaz avec essences de la distillation atmosphérique, ce qui permet d'éliminer le soufre de toutes les coupes légères.

I.2.5.1.2 Section Isomérisation PENEX (UOP)

L'invention concerne un procédé d'isomérisation des n-paraffines en iso-paraffines, ayant notamment pour but d'améliorer l'indice d'octane de certaines coupes pétrolières, plus particulièrement de celles qui contiennent des pentanes et des hexanes normaux ainsi que des pentanes et des hexanes ramifiés (coupes C₅/C₆) [4].

I.3 Problématique

La problématique à laquelle nous sommes confrontés concerne la séparation des produits en provenance des diverses sources connectées à différentes unités de la zone 4 du complexe RA1/Z. Une fraction de ces produits, notamment le naphta non stabilisé, est dirigé vers le splitter 11C-5 afin de le séparer entre l'essence lourde et le mélange d'essence légère et le GPL.

Notre étude se concentre sur la vérification des paramètres de fonctionnement de la colonne 11C-5, qui est chargée de cette séparation.

L'objectif principal est de garantir que cette unité fonctionne de manière optimale tout en respectant rigoureusement les spécifications des produits générés par cette colonne, ainsi que l'amélioration qualitative des produits finis.

Pour cela, plusieurs aspects doivent être pris en considération.

I.3.1 Efficacité de la séparation

Notre mission principale consiste à garantir l'efficacité du processus de séparation dans la colonne 11C-5. Cela requiert une surveillance attentive de paramètres clés tels que les températures, les pressions et les débits à différents niveaux de la colonne, afin d'assurer une séparation optimale entre l'essence lourde et l'essence légère.

I.3.2 Conformité aux spécifications des produits

Les produits provenant de la colonne 11C-5 doivent satisfaire à des spécifications rigoureuses en matière de composition et de qualité. Il est donc crucial de contrôler en continu leurs caractéristiques afin de garantir leur conformité aux normes exigées pour les usages futurs.

I.3.3 Contrôle de la qualité

Il est indispensable de mettre en place des systèmes de contrôle de qualité solides afin de détecter immédiatement toute déviation par rapport aux spécifications des produits. Cela implique la mise en œuvre de procédures de surveillance régulières pour assurer la conformité constante des produits.

I.3.4 Optimisation des performances

En plus de veiller à ce que les produits respectent les spécifications, il est essentiel d'explorer des méthodes pour optimiser les performances de la colonne 11C-5. Cela pourrait impliquer des modifications des conditions d'exploitation, tout en recourant à un logiciel de simulation et d'optimisation pour intégrer de nouvelles technologies visant à améliorer l'efficacité du processus de séparation.

En résumé, notre étude a pour objectif de garantir le bon fonctionnement de la colonne 11C-5 tout en s'assurant que les produits obtenus répondent aux spécifications nécessaires. Cela implique une surveillance minutieuse des paramètres opérationnels, un contrôle strict de la qualité et une quête continue d'amélioration des performances.

Chapitre II :

Présentation du simulateur HYSYS

II.1 Introduction

La simulation peut être considérée comme un outil qui utilise un modèle mathématique ou un ensemble de modèles pour représenter le comportement d'un système ou d'un processus particulier. Cet outil est utilisé dans divers domaines de l'ingénierie et de la recherche.

Le nombre de programmes de simulation a considérablement augmenté ces derniers temps. Parmi les programmes les plus populaires dans le domaine du génie chimique pour la conception de nouvelles unités et l'amélioration des processus industriels, on trouve : ASPEN PLUS, ChemCAD, PROSIM et ASPEN HYSYS. Nous avons choisi ce dernier comme programme de simulation dans notre recherche.

II.2 Principe de fonctionnement du logiciel HYSYS

Le simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques qui représentent des opérations unitaires, décrivant le fonctionnement d'appareils spécifiques tels que des ballons, des compresseurs, des colonnes de distillation et des échangeurs de chaleur. Ces processus sont liés entre eux dans le diagramme de processus PFD par le courant d'informations généré par ces processus [5].

II.3 Les différents environnements dans "ASPEN HYSYS"

ASPEN HYSYS est disponible dans plusieurs environnements d'exploitation. L'environnement de ce simulateur est un espace de travail qui permet à l'utilisateur d'accéder ou de saisir des informations liées à la simulation. Ces environnements peuvent être classés en deux catégories : l'environnement propriétés et l'environnement de simulation.

II.3.1 Environnement propriétés « Properties Environment »

Après la création d'une (new case), le premier environnement qui apparaît est celui qui vise à créer, définir ou modifier les propriétés physiques et thermiques des différents composants. Cet environnement est appelé « Properties package », qui comprend un ensemble d'outils et d'options nécessaires pour y parvenir. Il englobe :

- La liste des composés purs.
- La liste des modèles thermodynamiques.
- Les pseudo-composés « Hypotheticals » : ce sont les nouveaux composés chimiques qui n'existent pas dans la banque de données du logiciel et que l'utilisateur va créer.
- Les différents paramètres des réactions chimiques si elles existent.

II.3.2 Environnement de simulation « Simulation Environment »

Il s'agit de l'environnement de base pour la simulation. Son but est de créer les diagrammes « flowsheet » (un ensemble de processus connectés les uns aux autres). Cet environnement peut contenir d'autres environnements, par exemple:

- ✓ Environnement de sous-flowsheet.
- ✓ Environnement de sous flowsheet de la colonne.

II.4 Méthodologie de simulation

Pour une meilleure compréhension, nous décrivons ci-après la méthodologie de simulation sous le logiciel ASPEN HYSYS:

- ✓ Pour créer un nouveau cas, il suffit de sélectionner New Case dans le menu file.
- ✓ Dans l'onglet 'components', on doit créer la liste des composées, en cliquant sur « add».
- ✓ Ensuite, dans l'onglet « fluide package », on doit choisir le modèle thermodynamique approprié.
- ✓ On passe ensuite de l'environnement « Properties » à l'environnement de simulation.
- ✓ On crée un flux de matière en cliquant sur la flèche bleue dans la palette d'opérations.

- ✓ La définition des différentes propriétés du flux de matière crée se fait en cliquant deux fois sur le flux ainsi créé.

II.5 Importance de HYSYS

Le logiciel HYSYS offre des avantages tels que :

- Estimation de la capacité de production.
- Calcul des dimensions de l'équipement qui compose une unité particulière.
- Détermination de la plage de fonctionnement de cette unité ainsi que les étapes critiques du processus.
- Evaluation des risques en fonction de l'élaboration des normes (P, T,..., etc.) [6].

Chapitre III :

Simulation et résultats

III.1 Introduction

Ce chapitre est consacré à la simulation de l'unité de stabilisation, dénommée unité 11. Il sera aussi procédé au calcul de la colonne splitter 11C-5 du naphta. Il est à noter que la charge admise à cette colonne provient de sources variées connectées à différentes unités de la zone 4.

Notre étude vise à assurer le bon fonctionnement de cette colonne tout en garantissant que les produits générés respectent les spécifications requises. Cela nécessite une surveillance attentive des paramètres de fonctionnement, un contrôle rigoureux de la qualité et une recherche constante d'amélioration des performances.

III.2 Simulation de la colonne 11C-5

La simulation de la colonne 11C-5 passe d'abord par la spécification de la charge et des paramètres opératoires.

III.2.1 Caractéristiques de la charge

La composition chimique du naphta a été déterminée à partir des analyses effectuées au centre de recherche et de développement (CRD) de Boumerdes en 2023. La composition massique de cette charge est donnée dans le Tableau III-1.

Les constituants NBP100°C, NBP100-150°C et NBP150-200°C sont des pseudos composés «Hypothetical component». Pour définir leurs propriétés, il suffit de spécifier la température d'ébullition, lorsque cette dernière est inférieure à 700°F (371.11°C).

Tableau III-1 : Composition massique et paramètres opératoires de la charge 11C-5.

Paramètres	Cas design	Cas actuel
Eaux (H_2O)	4,34E-04	3,00E-04
Sulfure d'hydrogène(H_2S)	1,44E-03	0
Hydrogène (H_2)	1,39E-05	0
Méthane(C_1)	7,97E-04	0
Ethane(C_2)	3,40E-03	0
Propane (C_3)	1,95E-02	0,0064
Iso-butane ($i - C_4$)	1,59E-02	0,022
Butane ($n-C_4$)	6,25E-02	0,1134
Iso-pentane ($i - C_5$)	3,85E-02	0,0955
Pentane ($n-C_5$)	5,83E-02	0,0814
NBP100°C	2,44E-01	0,2431
NBP100-150°C	4,38E-01	0,3781
NBP150-200°C	1,18E-01	0,0598
Débit (kmol/h)	767	685,7
Débit (kg/h)	71444	55570,22
Débit (m ³ /h)	102	83,6
T(°C)	151,3	113
P (Pa)	$10,5 \times 10^5$	12×10^5

Nous remarquons une légère variation de la composition de la charge qui alimente la colonne 11C-5 notamment les composants $n-C_4$, $i - C_5$, $n-C_5$ et NBP150-200°C. On constate aussi une diminution du débit de la charge, ce qui a conduit à une modification des paramètres opératoires. Cette variation est principalement due à l'instabilité de la charge du brut alimentant la raffinerie d'Arzew.

III.2.2 Caractéristiques de la charge dans le cas design

La simulation du cas de design est basée sur la nature de la charge et sa composition. La charge de l'unité de stabilisation provient de différentes sources, qui sont:

a) Courant 234

Ce courant représente le naphta issu de la tête de colonne topping 11C-1 de l'unité de distillation atmosphérique, caractérisé par une température de 45°C et d'une pression de 14×10^5 Pa avec un débit massique de 44990 kg/h. La composition massique du naphta regroupée dans le Tableau III-2.

Tableau III-2: Composition massique du naphta issu de la tête de colonne topping 11C-1.

Constituants	Composition massique
Eaux (H_2O)	0.0007
Sulfure d'hydrogène(H_2S)	0.0008
Hydrogène (H_2)	0
Méthane(C_1)	0.0010
Ethane(C_2)	0.0007
Propane (C_3)	0.0027
Iso-butane ($i - C_4$)	0.0140
n-butane ($n-C_4$)	0.0727
Iso-pentane ($i - C_5$)	0.0616
n-pentane ($n-C_5$)	0.0956
NBP100°C	0.2028
NBP100-150°C	0.4294
NBP150-200°C	0.1181

b) Courant 235

Ce courant représente le naphta sortant en bas de l'absorbeur 11C-7, caractérisé par une température de 59.6°C et une pression de 7.4×10^5 Pa avec un débit massique de 18880 kg/h. La composition massique du naphta est donnée dans le Tableau III-3.

Tableau III-3: Composition massique du naphta sortant en bas de l'absorbeur 11C-7.

Constituants	Composition massique
Eaux (H_2O)	0.0001
Sulfure d'hydrogène(H_2S)	0.0038
Hydrogène (H_2)	0.0001
Méthane(C_1)	0.0009
Ethane(C_2)	0.0114
Propane (C_3)	0.0593
Iso-butane ($i - C_4$)	0.0184
Butane ($n-C_4$)	0.0509
Iso-pentane ($i - C_5$)	0.0006
Pentane ($n-C_5$)	0.0010
NBP100°C	0.1577
NBP100-150°C	0.5315
NBP150-200°C	0.1643

c) Courant 240

Ce courant contient le GPL sortant en tête du débutaniseur 12C-6 de la section de Platforming. Le gaz de pétrole liquéfié est caractérisé par une température de 40°C, une pression de

11.2×10^5 Pa et un débit massique de 314 kg/h. La composition massique du GPL est donnée dans le Tableau III-4.

Tableau III-4: Composition massique du GPL.

Constituants	Composition massique
Eaux (H_2O)	0
Sulfure d'hydrogène (H_2S)	0.0032
Hydrogène (H_2)	0
Méthane (C_1)	0
Ethane (C_2)	0.0064
Propane (C_3)	0.0796
Iso-butane ($i - C_4$)	0.1242
Butane ($n - C_4$)	0.7771
Iso-pentane ($i - C_5$)	0.0096
Pentane ($n - C_5$)	0
NBP100°C	0
NBP100-150°C	0
NBP150-200°C	0

d) Courant 281

Ce courant contient le naphta sortant en tête du stripper 12C-2 de la section de Platforming. Le naphta est caractérisé par une température de 40°C, une pression de 11.2×10^5 Pa et un débit massique de 7210 kg/h. sa composition massique est donnée dans le Tableau III-5.

Tableau III-5: Composition massique du naphta.

Constituants	Composition massique
Eaux (H_2O)	0
Sulfure d'hydrogène (H_2S)	0
Hydrogène (H_2)	0
Méthane (C_1)	0
Ethane (C_2)	0
Propane (C_3)	0.0167
Iso-butane ($i - C_4$)	0.0239
Butane ($n - C_4$)	0.0244
Iso-pentane ($i - C_5$)	0.0136
Pentane ($n - C_5$)	0.0071
NBP100°C	0.2356
NBP100-150°C	0.4516
NBP150-200°C	0.2271

III.3 Choix du modèle thermodynamique

Les modèles thermodynamiques sont utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques ainsi que l'état physique des constituants des mélanges. L'exactitude et la pertinence des résultats obtenus dépendent fortement du choix de ce modèle.

HYSYS propose une multitude de modèles en fonction de la nature des composants constituant les flux de matière. La simulation a été effectuée en utilisant deux modèles thermodynamiques : Peng-Robinson et Chao-Seader.

III.4 Paramètres opératoires des différentes opérations unitaires utilisées

Les principales opérations unitaires utilisées dans cette simulation sont les suivantes.

a) Mixeur

Les courants (234, 235, 240 et 281) sont mélangés dans un mixeur. La sortie est un mélange homogène caractérisé par une température de 48.5°C, une pression de 7.4×10^5 Pa et un débit massique de 71444 kg/h.

b) Echangeur de chaleur 11E-19A/B

De l'essence lourde « HSRN » chaude à 187°C et 8.7×10^5 Pa est utilisée pour chauffer un courant de naphta froid dans un échangeur de chaleur. Cette essence passe dans le tube avec une ΔP (tube) = ΔP (Shell) = 0.1×10^5 Pa. La température et la pression du courant froid sont 48.67°C et 10.6×10^5 Pa respectivement. Le courant froid sort de l'échangeur de chaleur à 151.3°C et le chaud à 53.4°C.

c) Colonne de distillation 11C-5

La séparation de l'essence lourde et du mélange d'essence légère avec GPL, est réalisée avec une colonne de distillation.

La charge alimente la colonne au 17^{ème} Plateau, avec un débit de 71444kg/h, une température 151.3°C et une pression de 10.5×10^5 Pa. La simulation du cas design est réalisée sur la colonne 11C-5 en utilisant les modèles thermodynamiques Peng Robinson et Chao-Seader pour savoir lequel s'avère efficace lors de la simulation et donne des résultats proches de l'état de design.

- Nombre des plateaux : 27 plateaux
- Nombre de plateau d'alimentation : 17^{ème} plateau
- Type de condenseur : Avec reflux partiel
- T Condenseur =116°C
- P Condenseur = 7.4×10^5 Pa
- T Rebouilleur =225.7°C
- P Rebouilleur = 8.7×10^5 Pa

La colonne a les spécifications actives suivantes:

- Débit de distillat =31.4 m³/h
- Débit de reflux =31.5 m³/h
- Débit de fond =70.3m³/h

Les paramètres opératoires de la colonne 11C-5 de cas design sont regroupés dans le Tableau III-6.

Tableau III-6 : Paramètres opératoires de la colonne (cas design).

Nombre des plateaux	27
Le niveau d'alimentation	17 (de haut en bas)
Débit de reflux (kg/h)	19298
Débit de distillat (kg/h)	2654
Pression dans le ballon de reflux (Pa)	8.1×10^5
Pression de fond (Pa)	$8,7 \times 10^5$
Température du ballon de reflux (°C)	49.9

d) Refroidisseur « Cooler 11E-22 »

Le courant qui sort de l'échangeur de chaleur à 53.4°C et 8.6×10^5 Pa. On utilise l'opération unitaire de refroidissement « Cooler » pour diminuer la température de ce courant à 32°C avec une ΔP de 0.1×10^5 Pa.

e) Pompe 11G-19

L'essence lourde sort du refroidisseur 11E-22 à 32°C et $8,5 \times 10^5$ Pa. Une pompe est utilisée pour augmenter sa pression à 20×10^5 Pa et 32.49°C puis la diriger vers le stockage.

III.5 Schéma de simulation du procédé étudié

Le schéma de la simulation est donné sur la Figure III-1.

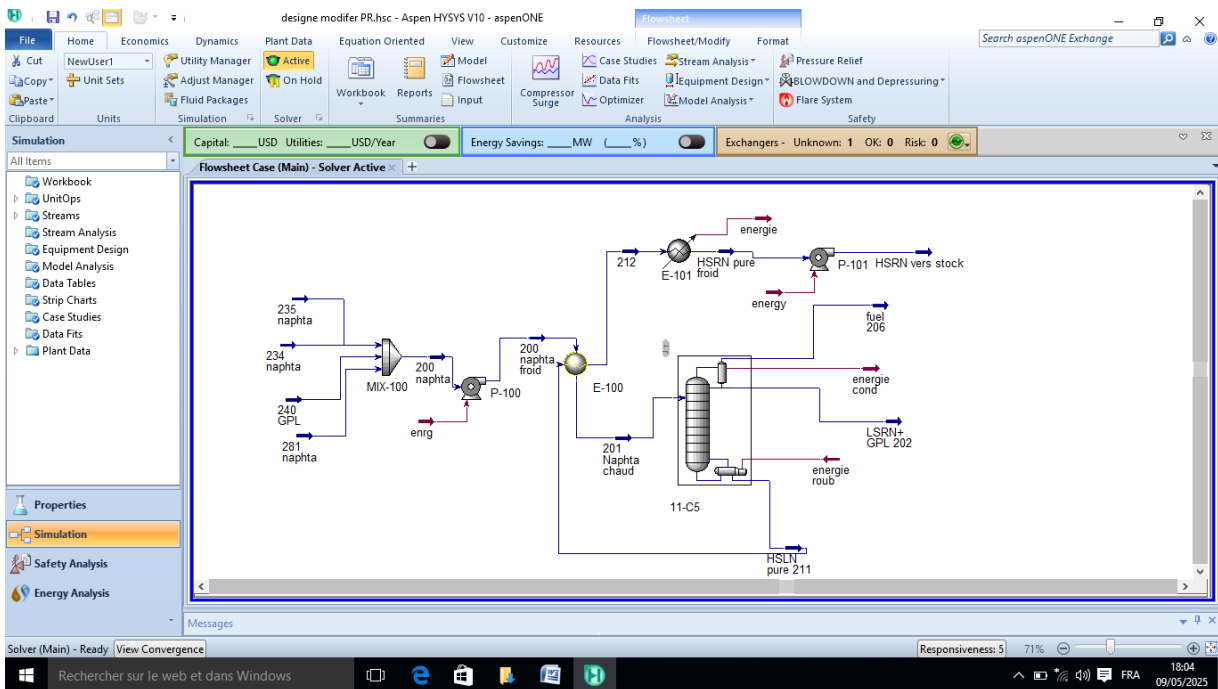


Figure III-1: Schéma de la simulation du cas design.

III.6 Résultats de la simulation du cas design

III.6.1 Résultats obtenus du distillat

Pour simuler la colonne, on a une équation de trois degrés de liberté. Donc, il faut spécifier trois données supplémentaires. Dans notre cas on a spécifié le débit de distillat, le débit de fond et le débit de reflux de design. La simulation de la colonne a convergé et les résultats de simulation sont regroupés dans les tableaux suivants.

Tableau III-7: Résultats obtenus pour le distillat.

Paramètres	Design	Peng-Robinson	Chao-Seader
T (°C)	49,3	68	69,02
P (Pa)	$7,4 \times 10^5$	$7,4 \times 10^5$	$7,4 \times 10^5$
Débit (kg/h)	19233	19202,8	19195,5
Eaux (H_2O)	4,67E-04	8,00E-04	9,00E-04
Sulfure d'hydrogène(H_2S)	5,14E-03	3,60E-03	3,40E-03
Hydrogène (H_2)	0	0	0
Méthane(C_1)	2,39E-03	9,00E-04	9,00E-04
Ethane(C_2)	1,20E-02	8,00E-03	7,70E-03
Propane (C_3)	7,11E-02	0,0579	0,0579
Iso-butane ($i - C_4$)	5,89E-02	0,0551	0,0552
Butane ($n-C_4$)	2,31E-01	0,2199	0,2207
Iso-pentane ($i - C_5$)	1,42E-01	0,1127	0,114
Pentane ($n-C_5$)	2,13E-01	0,1509	0,1543
NBP100°C	6,23E-04	0	0
NBP100-150°C	0	0	0

Il est constaté une certaine différence plus ou moins appréciable observée pour certains paramètres. Cette différence est mieux mise en évidence lorsqu'on calcule l'erreur relative décelée suite à l'utilisation de chacun des deux modèles thermodynamiques essayés par comparaison avec les valeurs du design. Les résultats obtenus sont retranscrits dans le Tableau III-8.

Tableau III-8 : Erreur relative (en %) décelée pour chacun des modèles thermodynamiques utilisés.

Paramètres	Peng-Robinson	Chao-Seader
Température	37,93	40
Pression	48,25	48,25
Débit massique(Kg)	0,167	0,19
C_3	18,58	18,59
$n-C_5$	27,15	29,56

On constate que les résultats de la simulation réalisée en utilisant le modèle Peng Robinson concordent mieux avec les résultats du cas de design.

III.6.2 Résultats obtenus pour le résidu

Les résultats de simulation du résidu avec les différents modèles thermodynamiques sont illustrés dans le Tableau III-9.

Tableau III-9: Résultats obtenus pour le résidu.

Paramètres	Design	Peng-Robinson	Chao-Seader
T (°C)	219,1	187	187,9
P (Pa)	$8,7 \times 10^5$	$8,7 \times 10^5$	$8,7 \times 10^5$
Débit (kg/h)	52074	50744,3	50747,54
n-C ₄	1,92E-05	5,00E-04	3,00E-04
i-C ₅	3,45E-04	0,0121	0,0117
n-C ₅	1,17E-03	0,0268	0,0255
NBP100-150°C	0,6	0,6426	0,6426
NBP150-200°C	0,161	0,1981	0,1981

Tableau III-10 : Erreur relative (en %) décelée pour chacun des modèles thermodynamiques utilisés.

Paramètres	Peng Rob	Chao-Seader
Débit massique	2,54	2,54
NBP 100-150°C	7,1	7,1

Dans ce cas aussi, le modèle Peng Robinson est le plus approprié.

III.6.3 Résultats obtenus pour les gaz incondensables «fuel»

Les résultats de la simulation pour les gaz incondensable, appelés aussi « fuel », en utilisant les différents modèles thermodynamiques sont illustrés dans le Tableau III-11.

Tableau III-11 : Résultats obtenus pour le fuel.

Paramètres	Design	Peng Rob	Chao-Seader
T (°C)	49,5	67,99	69,02
P (Pa)	$7,4 \times 10^5$	$7,4 \times 10^5$	$7,4 \times 10^5$
Débit (kg/h)	117	1449	1451
Eaux (H ₂ O)	8,55E-03	0,0114	0,0104
Sulfure d'hydrogène(H ₂ S)	0,0427	0,0263	0,0281
Hydrogène (H ₂)	0,094	0,0286	0,0286
Méthane(C ₁)	0,1026	0,0712	0,0676
Ethane(C ₂)	0,2222	0,189	0,1891

Propane (C_3)	0,0855	0,0895	0,0879
Iso-butane($i - C_4$)	0,2556	0,2781	0,2771
Butane ($n-C_4$)	0,0684	0,0707	0,0718
Iso-pentane ($i - C_5$)	0,0855	0,0778	0,0801
Pentane ($n-C_5$)	0	0	0

Tableau III-12 : Erreur relative (en %) décelée pour chacun des modèles thermodynamiques utilisés.

Paramètres	Peng Rob	Chao-Seader
Température	37,5	39,43
Pression	0	0
Débit massique	1138,36	1140,2
Ethane(C_2)	30,11	34,6
Iso-pentane ($i - C_5$)	3,36	4,97

On peut conclure que le modèle thermodynamique de Peng Robinson donne des résultats satisfaisants dans la simulation du cas de design. Ce modèle montre son efficacité et sa fiabilité pour les mélanges des hydrocarbures. Il sera utilisé pour effectuer la simulation du cas actuel.

III.6.4 Représentations graphiques des résultats obtenus (cas design)

Dans cette partie, les représentations graphiques des différents profils : pression, température et les compositions massiques dans les phases liquide et vapeur, sont données dans les Figure III-2, Figure III-3,

Figure III-4 et

Figure III-5.

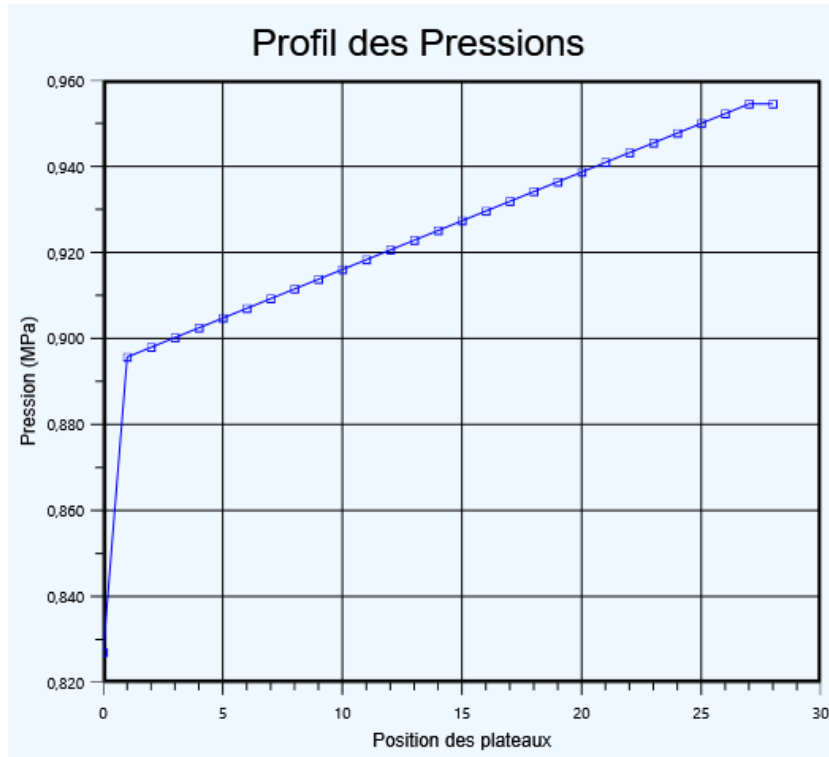


Figure III-2: Variation de pression dans la colonne.

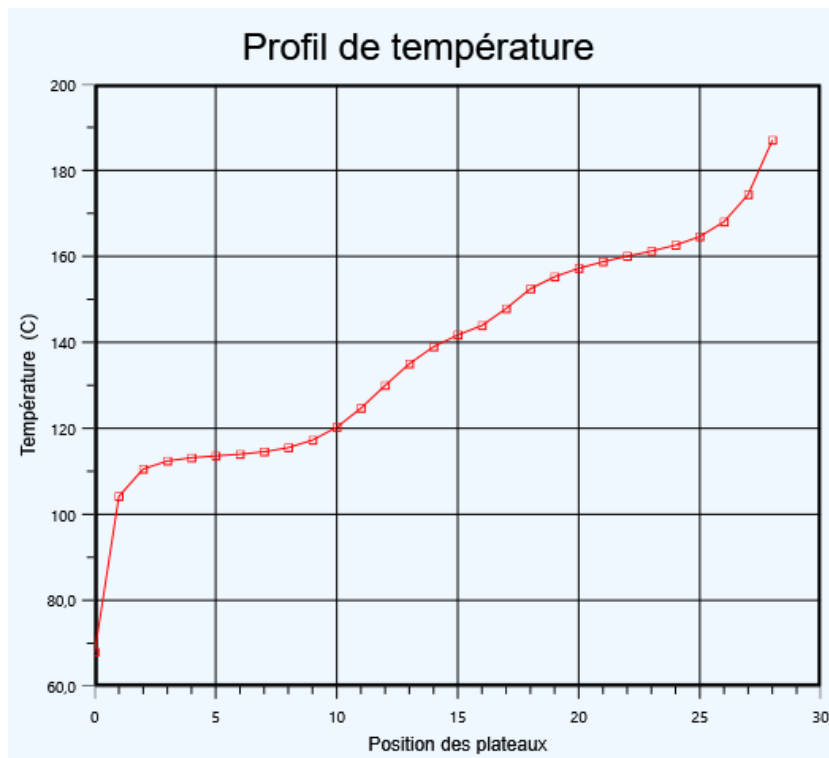


Figure III-3: Variation de la température dans la colonne.

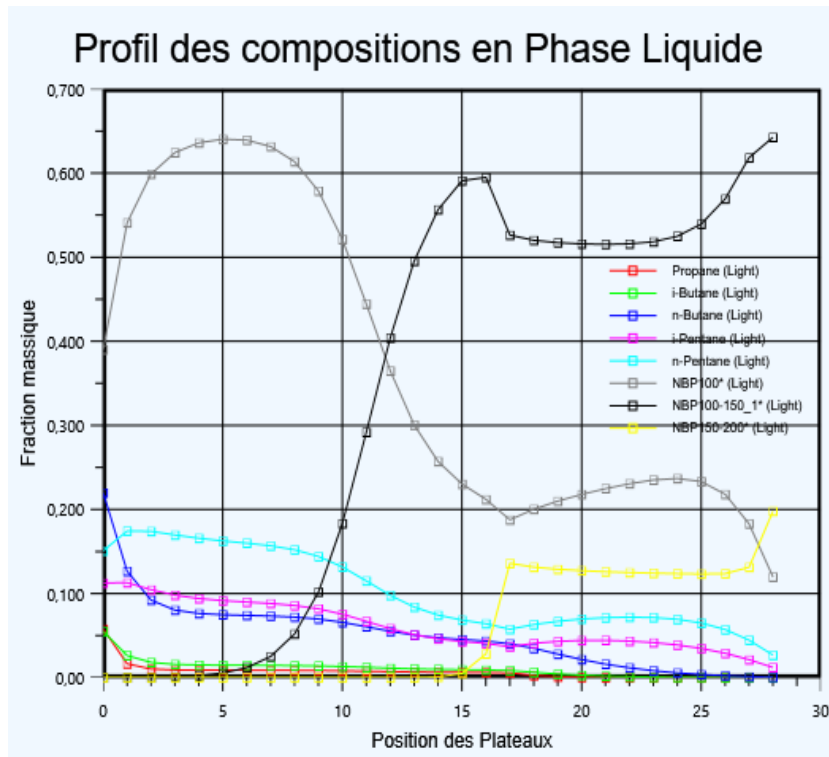


Figure III-4: Profil de la composition massique en phase liquide.

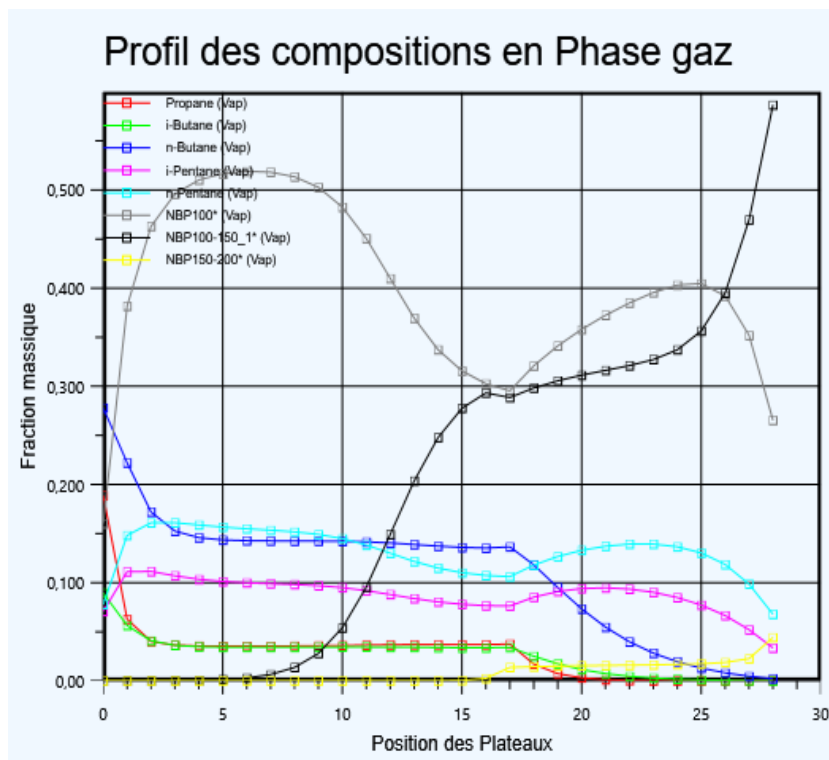


Figure III-5: Profil de la composition en phase gazeuse.

III.6.5 Interprétation

D'après la

Figure III-4, on constate qu'il y a une bonne séparation des constituants légers dans la tête de colonne. Ceci implique l'élimination des composants légers en haut de colonne tel que le butane, le propane et le NBP100°C. On constate aussi une bonne séparation en bas de colonne avec des composants lourds tels que le NBP 100-150°C.

III.7 Simulation du cas actuel de la colonne 11C-5

Dans la suite de ce travail, nous allons procéder à la simulation du cas actuel. Ceci permet d'analyser la qualité des produits finaux actuels et de détecter les défauts et de fournir des solutions appropriées applicables aux équipements existants.

III.7.1 Caractéristiques de la charge

Les caractéristiques de la charge et les paramètres opératoires ont été pris en compte pour les besoins de la simulation du cas actuel.

Les caractéristiques du naphta dans le cas actuel sont regroupées dans le Tableau III-13.

Tableau III-13 : Caractéristique du naphta.

Paramètres	Fraction massique
Eaux (H_2O)	3,00E-04
Sulfure d'hydrogène(H_2S)	0
Hydrogène (H_2)	0
Méthane(C_1)	0
Ethane(C_2)	0
Propane (C_3)	0,0064
Iso-butane ($i - C_4$)	0,022
n-butane ($n-C_4$)	0,1134
Iso-pentane ($i - C_5$)	0,0955
n-pentane ($n-C_5$)	0,0814
NBP100°C	0,2431
NBP100-150°C	0,3781
NBP150-200°C	0,0598
Débit (m^3/h)	83.6
Température (°C)	113

Pression (Pa)	12×10^5
----------------------	------------------

III.7.2 Paramètres opératoires des différentes opérations unitaires utilisées

a) Echangeur de chaleur 11E-19A/B

De l'essence lourde « HSRN » chaude à 167.2°C et $8.4 \times 10^5 \text{Pa}$ est utilisée pour chauffer un courant de naphta froid dans un échangeur de chaleur (l'essence lourde « HSRN » chaude passe du coté tube avec $\Delta P (\text{tube}) = \Delta P (\text{Shell}) = 0.1 \times 10^5 \text{Pa}$). La température et la pression du courant froid sont 40°C et $12.1 \times 10^5 \text{Pa}$ respectivement. Le courant froid sort de l'échangeur de chaleur à 113°C et le chaud à 53.58°C .

b) Colonne de distillation 11C-5

Pour la séparation de l'essence lourde et le mélange d'essence légère avec le GPL, nous allons utiliser une colonne de distillation ayant les caractéristiques suivantes.

La charge alimente la colonne au 17^{ème} Plateau, avec un débit de 55570.22 kg/h , une température de 113°C et une pression de $12 \times 10^5 \text{Pa}$. La simulation du cas actuel est réalisée sur la colonne 11C-5 en utilisant le modèle thermodynamique Peng Robinson qui a montré son efficacité lors de la simulation du cas de design.

- Nombre des plateaux : 27 plateaux
- Nombre de plateau d'alimentation : 17^{ème} plateau
- Type de condenseur : Avec reflux partiel
- T Condenseur = 116°C
- P Condenseur = $6.2 \times 10^5 \text{Pa}$
- T Rebouilleur = 208.4°C
- P Rebouilleur = $8.4 \times 10^5 \text{Pa}$

La colonne a les spécifications actives suivantes:

- Débit de distillat = $32.32 \text{ m}^3/\text{h}$
- Débit de reflux = $21 \text{ m}^3/\text{h}$
- Débit de fond = $49.28 \text{ m}^3/\text{h}$.

c) Cooler 11E-22

Nous avons un courant qui sort de l'échangeur de chaleur à 53.58°C et $8.3 \times 10^5 \text{Pa}$. On utilise l'opération unitaire de refroidissement « Cooler » pour diminuer la température de ce courant jusqu'à 29.7°C avec une ΔP de l'opération est $0.1 \times 10^5 \text{Pa}$.

d) Pompe 11G-19

Notre essence lourde sort 11E-22 à $29, 7^{\circ}\text{C}$ et $8,4 \times 10^5 \text{Pa}$. Nous avons utilisé une pompe pour augmenter sa pression à $20 \times 10^5 \text{Pa}$ et 30.22°C puis dirige vers le stockage.

III.7.3 Schéma de simulation du procédé

Le schéma de la simulation est donné sur la Figure III-6.

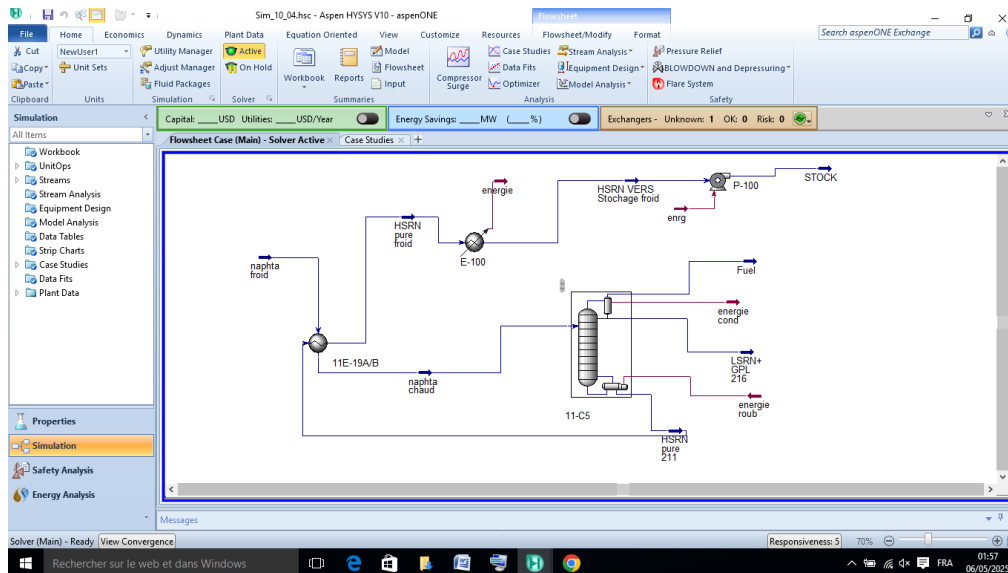


Figure III-6: Schéma de la simulation du cas actuel.

III.8 Résultats de simulation du cas actuel de la colonne 11C-5

Les résultats de simulation sont regroupés dans le Tableau III-14.

Tableau III-14: Caractéristiques des produits de la colonne.

Paramètres	Distillat	Fuel	Résidu
Température (°C)	80.80	80.80	168,7
Pression (Pa)	$6,2 \times 10^5$	$6,2 \times 10^5$	$8,4 \times 10^5$
Débit massique (kg/h)	19750	1193	3,40E+04
Débit molaire (kmol/h)	295.9	19.61	361,7
Débit volumique (m ³ /h)	32,32	2	48,28

Les compositions massiques des différentes charges sont regroupées dans le Tableau III-15.

Tableau III-15: Compositions massiques des différents produits de splitter.

Constituants	Distillat	Fuel	Résidu
Propane (C_3)	0,0148	0,0533	0
<i>Iso – butane</i> ($i - C_4$)	0,2921	0,4340	0.0004
<i>n – butane</i> ($n - C_4$)	0,0556	0,104	0
<i>Iso – pentane</i> ($i - C_5$)	0,2	0,1540	0,0339
<i>n – pentane</i> ($n - C_5$)	0,1385	0,0893	0,0485
Eaux (H_2O)	0,0007	0,0098	0
NBP100°C	0,2983	0,1555	0,2145
NBP100-150°C	0	0	0,6067
NBP 150-200°C	0	0	0,096

III.8.1 Représentations graphiques des résultats obtenus (cas actuel)

Les graphes de simulation du cas actuel de la colonne 11C-5 sont illustrés comme suit : le profil de la variation de pression (Figure III-7), le profil de température (Figure III-8) et les fractions massiques liquide et vapeur (Figure III-9 et Figure III-10).

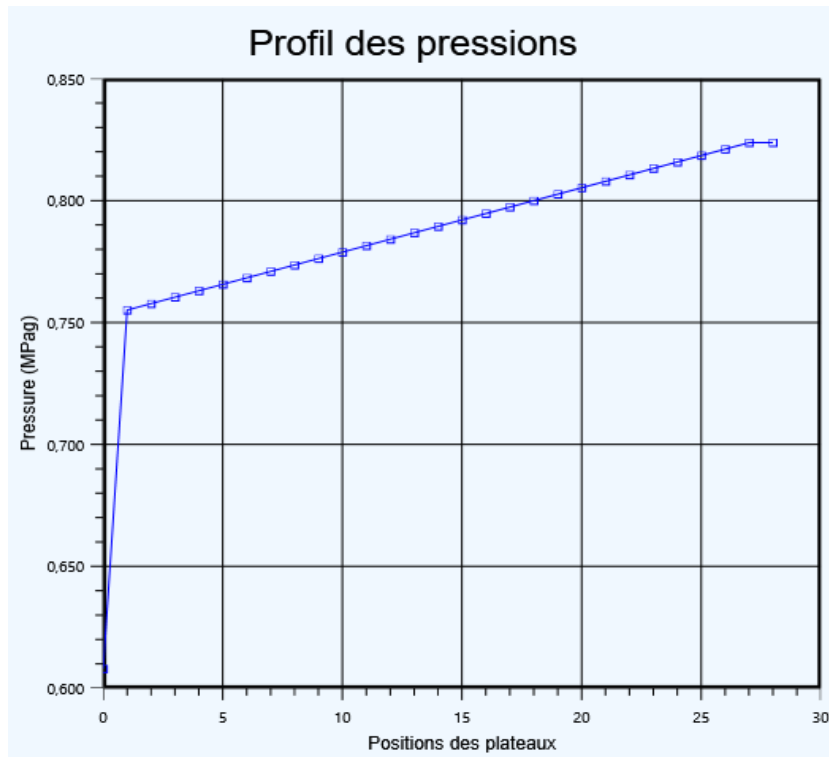


Figure III-7: Variation de pression dans la colonne.

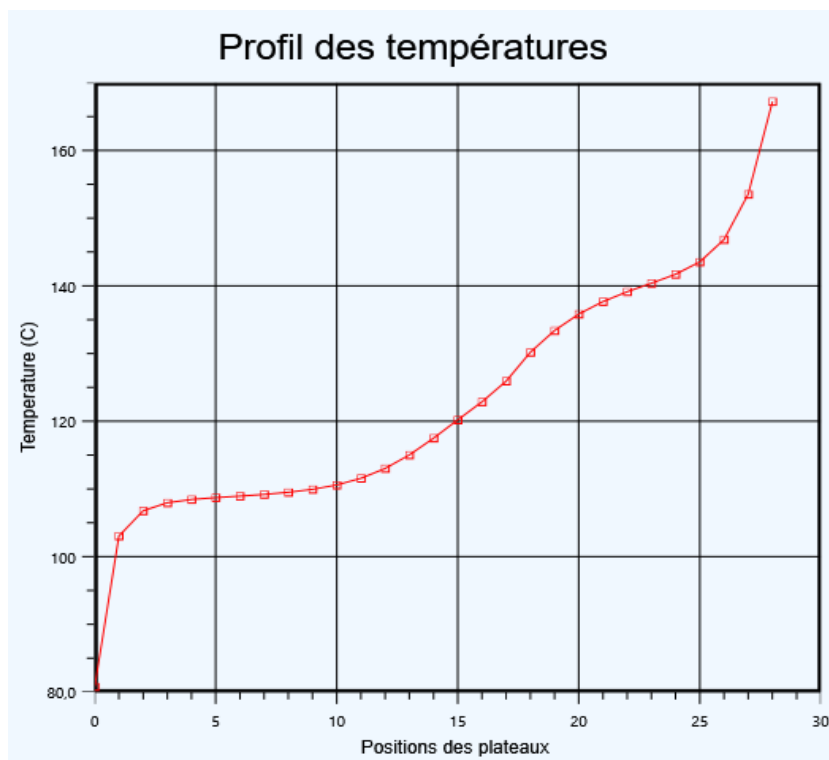


Figure III-8: Variation de la température dans la colonne.

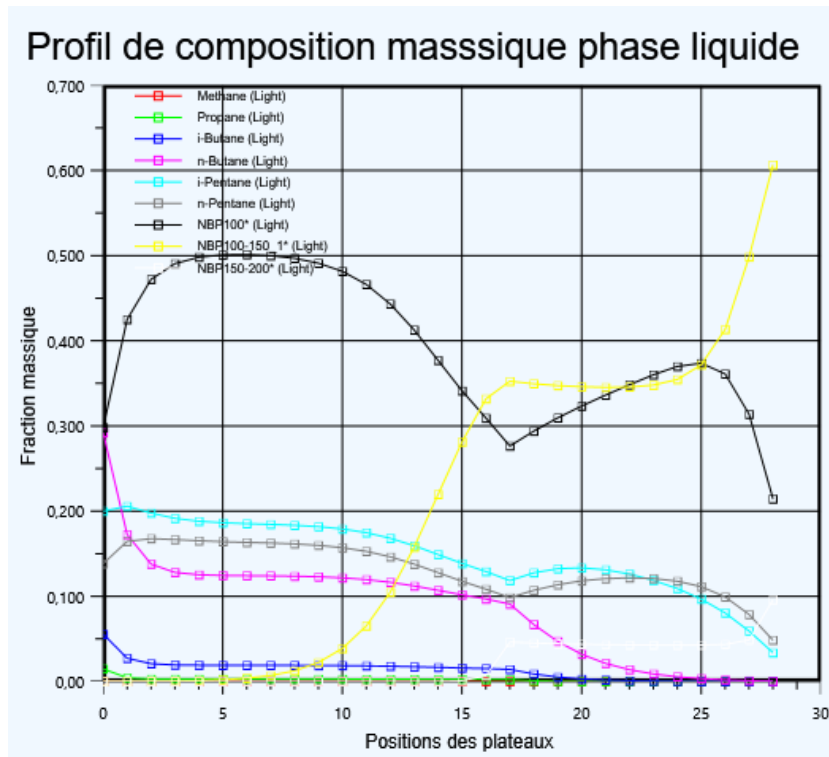


Figure III-9: Profil de la composition massique en phase liquide.

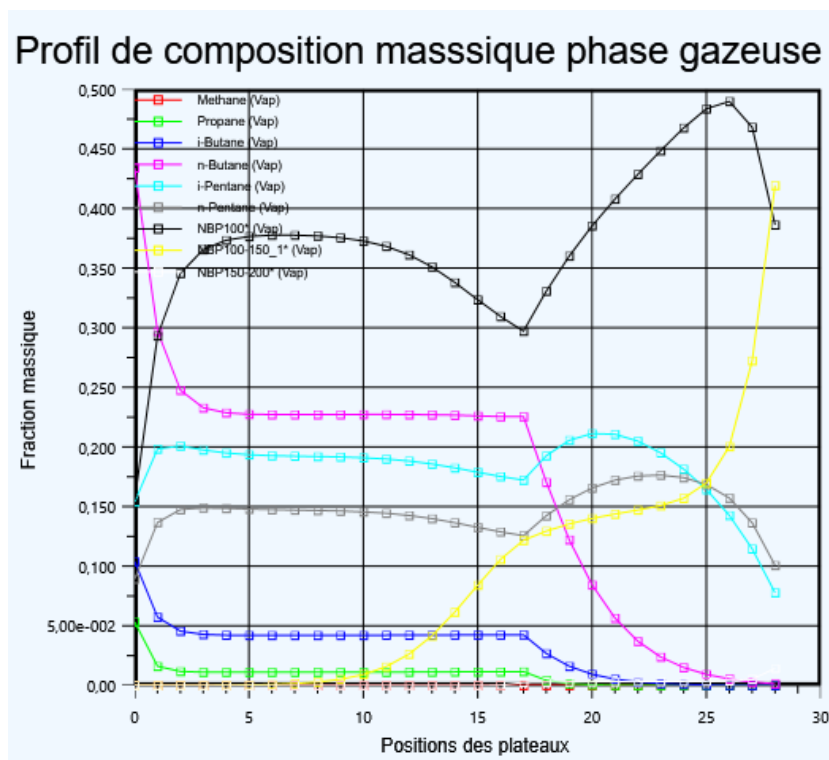


Figure III-10: Profil de la composition massique en phase gazeuse.

Interprétation

On observe dans la Figure III-9 que la diminution de débit de la charge et les conditions actuelles de la marche a influencé sur la qualité de fractionnement. Les compositions comme les $n-C_4$, $i-C_4$ et NBP100°C se trouvent avec une faible quantité au milieu de colonne. Ce résultat est totalement différent par rapport au design.

III.9 Etude comparative entre la composition des résultats de design et actuel

On compare entre la composition des résultats de cas design et actuel des différents produits de splitter 11C-5.

III.9.1 Etude comparative entre les résultats de design et actuel du distillat

La composition massique du distillat de cas de design et le cas actuel simulé sont regroupés dans le Tableau III-16.

Tableau III-16 : Composition massique du distillat cas design et actuel simulé.

Constituants	% Massique design	% Massique actuel
Propane (C_3)	5,79	1,48
<i>Iso – butane</i> ($i - C_4$)	5,51	5,56
<i>n – butane</i> ($n - C_4$)	21,99	29,21
<i>Iso – pentane</i> ($i - C_5$)	11,27	20
<i>n – pentane</i> ($n - C_5$)	15,09	13,85
Eaux (H_2O)	0,08	0,07
NBP100°C	39,02	29,83

Interprétation

Les résultats obtenus dans cas actuel, montrent une présence très importante des composants ayant $n - C_4$ et $i - C_5$ dans le distillat et une faible quantité en NBP100°C. Ceci nous montre une bonne séparation dans la colonne.

III.9.2 Etude comparative entre les résultats de design et actuel de fuel

La comparaison entre la composition massique de fuel de cas de design et cas actuel simulé.

Tableau III-17 : Composition massique du fuel dans le cas design et actuel simulé.

Constituants	% Massique (design)	% Massique (actuel)
Propane (C_3)	18,9	5,33
<i>Iso – butane</i> ($i - C_4$)	8,95	10,4
<i>n – butane</i> ($n - C_4$)	27,81	43,4
<i>Iso – pentane</i> ($i - C_5$)	7,07	15.40
<i>n – pentane</i> ($n - C_5$)	7,78	8,93
Eaux (H_2O)	1,14	0,98
NBP100°C	16,02	15,55

Interprétation

Nous constatons deux quantités, une quantité de propane très faible et l'autre très importante des composants $n - C_4$ et $i - C_5$ dans le fuel ce qui nécessite une diminution de la pression du ballon de reflux de tête de la colonne pour diminuer la présence de ces composants dans le fuel.

III.9.3 Etude comparative entre les résultats de design et actuel de résidu

La comparaison entre la composition massique de fuel de cas de design et cas actuel simulé sont regroupé dans le Tableau III-18.

Tableau III-18 : Composition massique du résidu cas design et actuel simulé.

Constituants	% Massique (design)	% Massique (actuel)
NBP100°C	11,97	21,45
NBP100-150°C	64,26	60.67
NBP150-200°C	19.81	9.6

Interprétation

Nous constatons qu'il n'existe pas une grande différence entre le cas design et actuel sauf la présence de 21.45 % des composants ayant NBP100°C et 9.6% des composants ayants NBP100-

150°C dans le résidu ceci implique qu'il nécessite augmentation de la pression au fond de colonne.

Chapitre IV :

Optimisation des paramètres opératoires

IV.1 Introduction

La simulation et l'optimisation sont utilisées pour réduire les coûts de production, raccourcir le temps de recherche et développement et augmenter l'efficacité. Ces processus contribuent également à améliorer la qualité des produits. Un simulateur de processus, tel qu'Aspen HYSYS, est un outil très important pour atteindre ces objectifs, car il peut également être utilisé pour concevoir des installations ou améliorer les paramètres de fonctionnement.

IV.2 Objectif de l'optimisation

L'objectif principal de l'optimisation est d'améliorer la quantité des produits :

- Fond de la colonne : Purification de HSRN (minimisé la composition de $i-C_5$, $n-C_5$ et NBP100°C).
- Tête de la colonne : LSRN+GPL (maximisé la composition de $i-C_5$, $n-C_5$ et NBP100°C).

IV.3 Méthodologie

Après avoir choisi le modèle thermodynamique et l'algorithme de résolution, et les avoir validés par le simulateur, plusieurs autres paramètres opératoires jouent un rôle très important dans la détermination de la qualité des produits, tels que le débit de reflux, débit de distillat, pression de la colonne;...etc. Notre étude d'optimisation sera concentrée sur ces paramètres pour minimiser le pourcentage massique d' $i-C_5$, $n-C_5$ et NBP100°C dans HSRN et maximiser le pourcentage massique des constituants $i-C_5$, $n-C_5$ et NBP100°C dans LSRN+GPL.

Les conditions actuelles de fonctionnement de splitter 11C-5 sont: le débit de reflux ($21\text{m}^3/\text{h}$) et la pression du fond ($8.4 \times 10^5 \text{Pa}$) à 167.2°C .

Notre étude consiste à déterminer l'intervalle de l'optimisation en variant chaque fois le débit du distillat, la pression du fond et le débit de reflux de la colonne et enregistrer le pourcentage d' $i\text{-C}_5$, $n\text{-C}_5$ et NBP 100°C dans HSRN et le pourcentage, $i\text{-C}_5$, $n\text{-C}_5$ et NBP 100°C dans LSRN+GPL.

Afin d'étudier l'effet de la variation de la pression du fond sur les spécifications d'HSRN, on effectuera une étude comparative entre le cas actuel et le cas optimisé en présentant les résultats de simulation du cas optimisé.

IV.4 V-4 Etude l'effet des paramètres opératoires sur la qualité de LSRN+GPL et HSRN

IV.4.1 Etude de l'effet de la variation du débit de reflux sur la composition de LSRN+GPL

Dans cette étude, on présente la variation de la composition de LSRN+GPL et les conditions opératoires tout en fixant la température au fond à $166,2^\circ\text{C}$ et en variant le débit de reflux entre 17.04 à $23 \text{m}^3/\text{h}$ et en tenant compte de la variation des fractions massiques des constituants ($i\text{-C}_5$, $n\text{-C}_5$ et NBP 100°C) de LSRN+GPL. Les résultats de simulation de l'effet de la variation du débit de reflux sur les fractions massiques de LSRN+GPL.

Interprétation

On constate que les teneurs des fractions $i\text{-C}_5$, $n\text{-C}_5$ et NBP 100°C augmentent dans le distillat LSRN + GPL lorsque le débit de reflux atteint environ $22 \text{m}^3/\text{h}$ commencent à augmenter, donc la valeur de débit de reflux optimal est $22.04 \text{m}^3/\text{h}$.

IV.4.2 Etude de l'effet de la variation de pression du fond sur la pureté d'HSRN

Dans cette étude, on va étudier l'effet de la variation de pression du fond de la colonne 11C-5 sur les caractéristiques d'HSRN. Notre travail sera muni, en fixant le débit de reflux à 22.04 m³/h, la pression de tête à $6.2 \times 10^5 Pa$ et en variant la pression du fond entre 8 à 8.7×10^5 .

Interprétation

L'effet du changement de pression du fond sur les rapports i-C₅, n-C₅ et NBP100°C dans le HSRN est clairement illustré par les observations.

On constate que :

- Le débit de fond varie légèrement lors de la diminution de la pression, juste au-delà de $8.2 \times 10^5 Pa$ commence à augmenter.
- Le pourcentage d'i-C₅, n-C₅ et NBP100°C diminue lorsque la pression du fond diminue.
- La valeur de la pression optimale est de l'ordre de $8 \times 10^5 Pa$.

IV.4.3 Etude de l'effet de la variation de pression du fond sur les fractions massiques de LSRN+GPL

On va étudier l'effet de la variation de pression du fond de la colonne 11C-5 sur les caractéristiques de LSRN+GPL. Notre travail sera mené en fixant le débit de reflux à 22.04 m³/h, la pression de tête à $6.2 \times 10^5 Pa$ et en variant la pression de fond entre 8 à $8.7 \times 10^5 Pa$.

Interprétation

L'effet de la variation de pression du fond sur les fractions massiques de différents composants (i-C₅, n-C₅ et NBP100°C) dans un mélange de LSRN+GPL. Cela implique que la pression du fond a un impact direct sur la composition de ces fractions.

On constate une légère augmentation des compositions de LSRN+GPL en fonction de diminution de pression du fond de splitter, alors que la valeur optimale de la pression est de l'ordre de $8 \times 10^5 Pa$.

IV.4.4 Etude de l'effet de la variation de débit de distillat sur la pureté de LSRN+GPL

Dans cette étude, on va étudier l'effet de la variation du débit de distillat sur les caractéristiques de LSRN+GPL, en fixant la pression de tête à 6.2×10^5 Pa et la pression de fond à 8×10^5 et en variant le débit entre 31.32 et 33.32 m³/h.

Interprétation

L'effet de la variation du débit de distillat sur les fractions massiques de composants spécifiques (i-C₅, n-C₅ et NBP100°C) dans un mélange de LSRN+GPL. Cela établit le cadre de l'analyse en soulignant l'importance du débit de distillat dans la composition des produits.

On constate que les compositions du distillat augmentent quand le débit de distillat change, juste au-delà de 31.32 m³/h.

Alors la valeur optimale du débit de distillat est de l'ordre de 31.32 m³/h.

IV.5 Résultats optimisés

IV.5.1 Composition massique de LSRN+GPL

La comparaison des fractions massiques actuelles et optimisées sont illustrées dans le Tableau IV-1.

Tableau IV-1 : Comparaison entre la composition massique de LSRN+GPL entre cas actuel et optimisé.

Constituants	% Massique (cas actuel)	% Massique (cas optimisé)
<i>Iso – pentane</i> (i – C ₅)	20	20.44
<i>n – pentane</i> (n – C ₅)	13.85	14.39
NBP100°C	29.83	31.16
NBP100-150°C	0	0

Interprétation

La variation des fractions massiques entre cas actuel et optimisé est très claire concernant l'augmentation de la teneur en n – C₅ de 13.85% jusqu'à 14.39%, et NBP100°C de 29.83 % au

31.16% ce qui permet d'avoir un mélange LSRN+LPG avec une composition qui facilitera la séparation.

IV.5.2 Propriété d'HSRN

Les résultats de la simulation sont mentionnés dans le Tableau IV-2.

Tableau IV-2 : Comparaison entre la composition massique de HSRN entre cas actuel et optimisé.

Constituants	% Massique (cas actuel)	% Massique (cas optimisé)
<i>Iso – pentane</i> (<i>i – C₅</i>)	3.39	2.93
<i>n – pentane</i> (<i>n – C₅</i>)	4.85	4.5
NBP100°C	21.45	20.95
NBP100-150°C	60.67	61.82
NBP150-200°C	9.6	9.78

Interprétation

La variation des fractions massiques entre cas actuel et optimisé est très claire concernant l'augmentation de la teneur en NBP100-150 de 60.67% au 61.82% et NBP150-200°C de 9.6% au 9.78% ce qui permet d'avoir HSRN plus pure qui garantie l'efficacité de séparateur splitter 11C-5.

Tableau IV-3 : Conditions opératoires optimisés de la colonne 11C-5.

Débit d'alimentation (m ³ /h)	83.6
Débit de reflux (m ³ /h)	22.04
Débit de distillat (m ³ /h)	31.32
Débit de résidu (m ³ /h)	48.28
Pression de fond (Pa)	8 × 10 ⁵

IV.5.3 Etude comparative entre le cas actuel et optimisé

Les résultats de la simulation sont mentionnés dans le Tableau IV-4.

Tableau IV-4 : Comparaison des paramètres opératoires entre cas actuel et optimisé.

Paramètres	Cas actuel	Cas optimisé
Débit d'alimentation (m ³ /h)	83.6	83.6
Débit de distillat (m ³ /h)	32.32	31.32
Débit de résidu (m ³ /h)	49.28	48.28
Débit de reflux (m ³ /h)	21	22.04
Pression de fond (Pa)	8.4×10^5	8×10^5
Température de fond (°C)	208.4	166.2
Température de tête(°C)	116	82.88
Q _{Rebouilleur} (KJ/h)	1.491 ^{e7}	1.464 ^{e7}
Q _{Condenser} (KJ/h)	1.127×10^7	1.123×10^7
$\sum i - C_5, n - C_5, NBP100^\circ C$ Dans LSRN+GPL (%)	63.68	65.99
$\sum i - C_5 et n - C_5$ dans HSRN(%)	8.24	7.43

Après avoir optimisé les paramètres de fonctionnement, nous avons obtenu les produits finaux d'essence légère et d'essence lourde qui répondent aux normes commerciales requises.

Conclusion générale et recommandations

Ce travail s'inscrit dans le cadre d'études dédiées à l'amélioration des paramètres de fonctionnement de la colonne de séparation de naphta de l'unité 11, dans le but d'améliorer les spécifications des produits finaux actuels. La connaissance des données physiques et chimiques est essentielle dans le processus de raffinage, notamment dans les domaines de la simulation et de l'optimisation des procédés de séparation tels que la distillation.

Nous avons observé que l'utilisation de l'équation de Peng-Robinson permet d'obtenir une représentation satisfaisante des équilibres liquide-vapeur lors de la simulation d'hydrocarbures.

Dans ce contexte, un modèle thermodynamique capable de représenter de manière réaliste l'équilibre liquide-vapeur dans les systèmes de traitement des hydrocarbures est crucial lors de la modélisation des colonnes de distillation. L'analyse de la colonne d'alimentation de charge 11C-5 (à la fois la conception et l'état actuel) a montré une diminution significative du débit, actuellement.

L'objectif de ce travail consiste à étudier l'effet du changement de la charge sur les paramètres opératoires et la spécification de l'essence légère et l'essence lourde. La simulation de la colonne effectuée par le simulateur ASPEN HYSYS utilisant les données du design, nous a permis d'établir le modèle de Peng-Robinson. L'analyse de différents résultats de simulation du cas actuel et les comparer avec le cas de design nous a permis également de repérer les points de dysfonctionnement dans la colonne, ainsi que leur influence sur les spécifications de l'essence légère et l'essence lourde.

Une étude comparative de la composition et les caractéristiques HSRN et LSRN+GPL du cas de design et le cas actuel nous a montré que les fractions massiques d'i-C₅, n-C₅ et NBP100°C de la charge sont très élevées, ce qui fait diminuer les propriétés du HSRN de la charge. Pour conclure, les résultats de simulation en utilisant les paramètres optimisés, améliore les propriétés du HSRN.

En règle générale, un mouvement de pression est utilisé pour "ajuster" une colonne plutôt que pour modifier la composition de façon significative dans le cadre d'un système de contrôle d'avance. Des pressions de fonctionnement plus faibles augmentent en général la volatilité relative du composant, ce qui augmente l'efficacité de la séparation. Ceci diminue à son tour l'exigence de reflux pour un nombre donné de plateaux, ce qui entraîne une diminution de la charge du rebouilleur. Quoi qu'il en soit, une bonne opération de colonne exige que la pression soit tenue stable.

La performance de 11-C5 est liée au type de charge qui alimente la colonne. Si l'alimentation est différente des spécifications de design, le splitter ne peut pas être en mesure de réaliser la séparation souhaitée. Si la charge devient légère, il faut baisser la température des plateaux pour maintenir la même quantité de n-C₅ et NBP100°C dans le distillat. L'analyse quotidienne est nécessaire pour connaître le pourcentage de n-C₅ et NBP100°C dans le distillat et NBP100-150°C et NBP150-200°C dans le résidu.



**HEAT AND MASS BALANCE
(HEAVY CRUDE CASE)**

Components Rate	Liquid		Vapor		Total	
	Unit	Value	Unit	Value	Unit	Value
Heavy Crude Case	MIX	233	LIO	234	LIO	235
Phase	high	94456	45041	18880	17869	17869
Mass Rate	ton/h	1206	487	203	185	185
Molar Rate	kmol/h	144.0	64.7	27.0	25.2	25.2
Std Vol Rate @ P, T	m ³ /h	989.0	67.0	28.6	26.4	26.4
Vol Rate @ P, T	m ³ /h	148.2	45.0	59.6	54.3	52.3
Temperature	°C	148.2	45.0	7.40	7.19	7.09
Pressure	kg/cm ² g	11.00	14.00	92.85	96.54	96.54
MW	kg/mol	78.31	92.57	0.567	0.480	0.461
Enthalpy	kJ/mol	9.898	1.020	32.88	32.41	32.41
Critical Pressure	kg/cm ² a	33.73	32.20	0.7000	0.7096	0.7096
SG @ 15°C	kg/m ³	0.6568	0.6972	660.3	676.1	677.8
Density @ P, T	kg/m ³	95.5	672.7	660.3	676.1	677.8
Boiling Point @ T	kg/cm ² a	12.66	2.46	8.42	8.21	8.07
Mass rate	kg/h	26337	n/a	n/a	n/a	873
Molar rate	kmol/h	372.4	n/a	n/a	n/a	50.2
MW	kg/kmol	76.1	n/a	n/a	n/a	17.4
Z	n/a	0.778	n/a	n/a	n/a	0.987
Density @ P, T	kg/m ³	0.598	n/a	n/a	n/a	0.577
Therm Cond	kgal/m ² ·C	0.0242	n/a	n/a	n/a	0.0339
Viscosity	cp	0.0105	n/a	n/a	n/a	0.0119
CP/KV Ratio	n/a	1.15	n/a	n/a	n/a	1.26
Mass Rate	high	66118	45041	18880	17869	17869
Molar Rate	kmol/h	834	487	203	185	185
CP	kgal/m ² ·C	0.692	0.538	0.543	0.534	0.532
Density @ P, T	kg/m ³	504.3	672.7	660.3	676.1	677.8
Surf Tens	dyn/cm	5.07	17.66	15.80	17.13	17.32
Therm Cond	kgal/m ² ·C	0.0723	0.1051	0.0996	0.1012	0.1017
Viscosity	cp	0.091	0.284	0.241	0.268	0.273
H2O	high	0	28	2	2	2
H2	high	0	33	69	78	98
METHANE	high	0	0	1	1	39
ETHANE	high	0	41	16	16	187
PROPANE	high	0	31	210	226	424
BUTANE	high	0	166	1088	1131	48
PENTANE	high	10	600	338	0	0
IBUTANE	high	353	3118	935	0	0
IPENTANE	high	21224	2641	11	6	0
CS-NBP100	high	32413	4100	19	21	1
CS-NBP150	high	40359	11488	3817	3931	43
NBP100-NBP150	high	97	18405	9750	9826	26
NBP150-NBP200	high	0	4408	2624	2630	2
NBP200-NBP250	high	0	0	0	0	0
NBP250-NBP300	high	0	0	0	0	0
NBP300-NBP380	high	0	0	0	0	0
NBP380+	high	0	0	0	0	0

HEAT AN
(HE

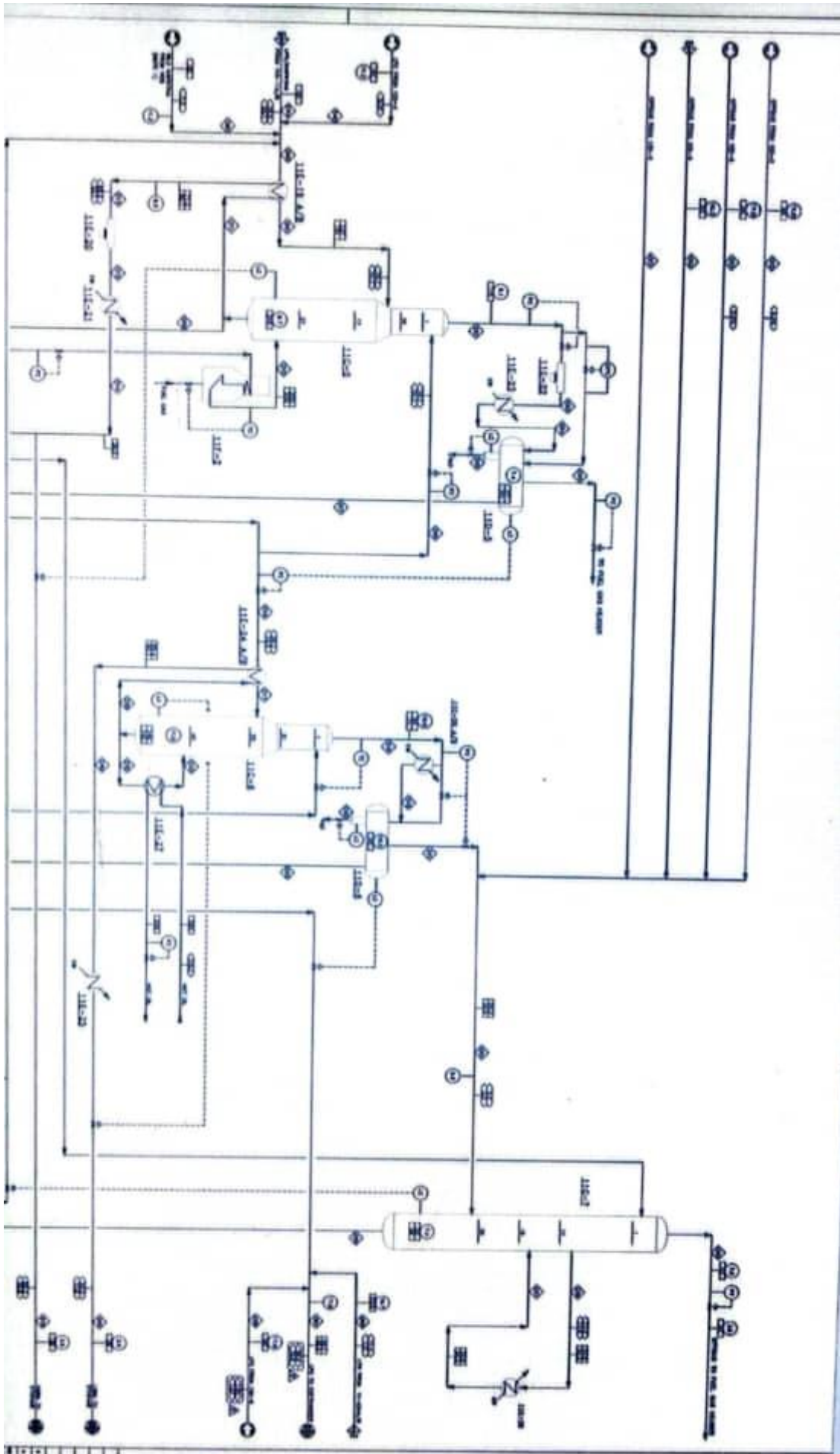
Heavy Crude Case		UoM	279	280	281
Total	Phase		LIQ	MIX	LIQ
	Mass Rate	kg/h	88338	80497	7209
	Molar Rate	kmol/h	954	810	71
	Std. Vol Rate	m ³ /h	126.8	113.1	9.8
	Vol. Rate @ P, T	m ³ /h	156.5	2343.6	10.0
	Temperature	°C	144.4	115.6	40.0
	Pressure	kg/cm ² g	11.20	1.40	11.20
	MW		92.57	99.33	100.96
	Enthalpy	Gcal/h	7.136	6.044	0.136
	Critical Pressure	kg/cm ² a	32.20	30.13	31.48
	SG @ 15°C		0.6972	0.7123	0.7379
	Density @ P,T	kg/m ³	564.3	34.3	718.3
	Boiling Point @ T	kg/cm ² a	11.02	3.07	0.96
	Vapor	Mass rate	kg/h	n/a	15061
Molar rate		kmol/h	n/a	176.5	n/a
MW			n/a	85.3	n/a
Z			n/a	0.937	n/a
CP		kcal/kg*°C	n/a	0.492	n/a
Density @ P,T		kg/m ³	n/a	6.72	n/a
Therm. Cond.		kcal/hm°C	n/a	0.0191	n/a
Viscosity		cP	n/a	0.0087	n/a
CP/CV Ratio			n/a	1.07	n/a
Liquid	Mass Rate	kg/h	88338	65436	7209
	Molar Rate	kmol/h	954	634	71
	CP	kcal/kg*°C	0.637	0.592	0.504
	Density @ P,T		564.3	631.5	718.3
	Surf. Tens.	Dyne/cm	7.97	12.71	20.56
	Therm. Cond.	kcal/hm°C	0.0770	0.0871	0.1059
Components Rate	Viscosity	cP	0.123	0.200	0.350
	H2O	kg/h	55	0	0
		kg/h	65	0	0
	H2	kg/h	0	0	0
	METHANE	kg/h	80	0	0
	ETHANE	kg/h	61	0	0
	PROPANE	kg/h	326	0	115
	IBUTANE	kg/h	1178	4	165
	BUTANE	kg/h	6115	121	168
	IPENTANE	kg/h	5180	5122	94
	PENTANE	kg/h	8040	8012	49
	C5-NBP100	kg/h	22491	22491	2143
	NBP100-NBP150	kg/h	36100	36100	3113
	NBP150-NBP200	kg/h	8646	8646	1363
	NBP200-NBP250	kg/h	0	0	0
	NBP250-NBP300	kg/h	0	0	0
	NBP300-NBP380	kg/h	0	0	0
NBP380+	kg/h	0	0	0	

Hyundai Engineering Co.,Ltd



HEAT AND MATERIAL BALANCE
(HEAVY CRUDE CASE)

Heavy Crude Case	UOM	91	93	94	200	201	202	203	204	205	206	207	208	209	210	211	212	213	214
Phase	LIO	21782	107236	24773	71444	71444	38669	38669	38669	21	117	38531	19298	167951	167951	52074	52073	52073	52073
Mass Rate	kg/h	62	449	74	767	767	591	591	591	1	3	587	294	1515	1515	470	470	470	470
Molar Rate	kmol/h	24.8	127.4	28.3	102.0	102.0	63.2	63.2	63.2	0.0	0.2	62.9	31.5	226.9	226.9	70.3	70.3	70.3	70.3
Std. Vol. Rate	m ³ /h	25.9	162.2	37.3	108.1	261.1	1819.8	162.9	76.1	0.0	9.0	67.1	33.5	313.5	2818.0	97.2	75.5	71.9	38.0
Vol. Rate @ P.T	m ³ /h	80.0	279.1	347.6	48.5	151.3	116.3	65.0	49.5	49.5	49.5	49.5	15.0	149.9	219.1	219.1	80.7	54.0	6.95
Temperature	°C	3.65	2.18	2.24	11.20	10.50	8.10	7.75	7.40	7.40	7.40	7.40	5.00	8.70	8.70	8.70	8.00	8.00	8.00
Pressure	kg/cm ² a	349.62	238.95	336.66	93.16	93.16	65.43	65.43	65.43	18.01	0.013	1.050	0.533	21.044	26.125	6.525	2.107	28.47	28.47
MW	kg/kmol	0.686	16.399	4.903	1.736	6.238	5.210	1.532	1.064	0.001	0.013	1.050	0.533	21.044	26.125	6.525	2.107	28.47	28.47
Enthalpy	kg/cm ² a	13.02	20.45	16.34	32.36	32.36	38.12	38.12	225.54	46.14	37.70	37.70	0.6131	0.6131	0.7410	0.7410	0.7410	0.7410	0.7410
Critical Pressure	kg/cm ² a	0.6783	0.8425	0.8162	0.7011	0.7011	0.6128	0.6128	0.9996	0.4931	0.6131	0.6131	575.2	535.7	59.6	535.7	699.5	711.5	724.0
SG @ 15°C	kg/m ³	841.3	681.1	664.6	673.2	673.6	21.2	237.4	508.2	988.6	13.0	674.2	8.47	9.72	10.77	9.72	0.42	0.15	0.07
Density @ P.T	kg/m ³	0.02	3.21	3.27	3.90	13.99	22.31	11.23	8.93	0.11	97.36	8.42	8.47	9.72	10.77	9.72	0.42	0.15	0.07
Boiling Point @ T	kg/cm ² a	n/a	n/a	n/a	n/a	3348	38669	1530	118	n/a	117	n/a	n/a	n/a	84446	n/a	n/a	n/a	n/a
Mass rate	kg/h	n/a	n/a	n/a	n/a	52.1	591.0	32.9	40.5	3.0	3.0	n/a	n/a	n/a	780.5	n/a	n/a	n/a	n/a
Molar rate	kmol/h	n/a	n/a	n/a	n/a	64.2	65.4	46.5	38.8	n/a	38.8	n/a	n/a	n/a	108.2	n/a	n/a	n/a	n/a
MW	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.855	0.851	0.895	0.922	n/a	0.922	n/a	n/a	n/a	0.785	n/a	n/a	n/a	n/a
Z	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.556	0.536	0.482	0.469	n/a	0.469	n/a	n/a	n/a	0.611	n/a	n/a	n/a	n/a
Density @ P.T	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	23.73	21.25	15.88	12.97	n/a	12.97	n/a	n/a	n/a	31.72	n/a	n/a	n/a	n/a
Therm. Cond	kg/hm ² C	n/a	n/a	n/a	n/a	0.0267	0.0220	0.0205	0.0212	n/a	0.0212	n/a	n/a	n/a	0.0286	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosity	cp	n/a	n/a	n/a	n/a	0.0111	0.0100	0.0099	0.0100	n/a	0.0100	n/a	n/a	n/a	0.0108	n/a	n/a	n/a	n/a
CP/CV Ratio	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1.11	1.13	1.16	1.17	n/a	1.17	n/a	n/a	n/a	1.10	n/a	n/a	n/a	n/a
Mass Rate	kg/h	21782	107236	24773	71444	68098	37138	38552	21	n/a	35531	19298	167951	167951	83505	52074	52073	52073	52073
Molar Rate	kmol/h	52	449	74	767	715	558	588	1	n/a	587	294	1515	1515	735	470	470	470	470
CP	kg/hm ² C	0.488	0.679	0.723	0.536	0.635	n/a	0.606	0.996	n/a	0.589	0.588	0.692	0.689	0.692	0.689	0.548	0.524	0.508
Density @ P.T	kg/m ³	841.3	681.1	664.6	673.2	667.1	n/a	558.5	574.3	988.6	n/a	574.2	575.2	535.7	535.5	535.7	689.5	711.5	724.0
Surf. Tens.	dyn/cm	28.59	11.27	10.28	17.37	7.84414	n/a	9.59	10.97	68.16	n/a	10.85	10.81	5.29	5.19	5.29	17.57	20.17	21.78
Therm. Cond	kg/hm ² C	0.0832	0.0615	0.0546	0.1037	0.07562	n/a	0.0954	0.1009	0.5504	n/a	0.1009	0.1013	0.0631	0.0621	0.0631	0.0968	0.1027	0.1061
Viscosity	cp	4.412	0.239	0.273	0.275	0.12237	n/a	0.134	0.150	0.549	n/a	0.150	0.150	0.098	0.097	0.098	0.293	0.368	0.430
H2O	kg/h	0	125	19	31	31	40	40	40	21	1	18	9	0	0	0	0	0	0
H2	kg/h	0	0	0	103	103	203	203	203	0	5	198	99	0	0	0	0	0	0
ETHANE	kg/h	0	0	0	57	57	104	104	104	0	11	93	47	0	0	0	0	0	0
ETHANE	kg/h	0	0	0	243	243	474	474	474	0	12	461	231	0	0	0	0	0	0
PROPANE	kg/h	0	0	0	1394	1394	2767	2767	2767	0	26	2740	1372	0	0	0	0	0	0
PROPANE	kg/h	0	0	0	1142	1142	2279	2279	2279	0	10	2269	1136	0	0	0	0	0	0
BUTANE	kg/h	0	0	0	4464	4464	8912	8912	8912	0	30	8892	4449	2	2	1	1	1	1
BUTANE	kg/h	0	0	0	2749	2749	5463	5463	5463	0	8	5455	2732	58	58	18	18	18	18
PENTANE	kg/h	0	0	0	4168	4168	8217	8217	8217	0	10	8207	4111	195	195	61	61	61	61
PENTANE	kg/h	0	0	0	2749	2749	5463	5463	5463	0	8	5455	2732	58	58	18	18	18	18
CS-NBP100	kg/h	2	2	3	17428	17428	10186	10186	10186	0	4	10182	5100	39806	12342	12342	12342	12342	12342
NBP100-NBP150	kg/h	2	76	14	31269	31269	25	25	25	0	12	100809	100809	31256	31256	31256	31256	31256	31256
NBP150-NBP200	kg/h	11	1130	53	8396	8396	0	0	0	0	0	0	0	27079	27079	8396	8396	8396	8396
NBP200-NBP250	kg/h	73	9409	216	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0	0	0	0
NBP250-NBP300	kg/h	418	46699	798	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NBP300-NBP350	kg/h	6694	47940	8142	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NBP350+	kg/h	14584	1885	15528	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0



Bibliographie

- [1] Manuel opératoire de l'unité de distillation atmosphérique (Système de dessalage). Raffinerie d'Arzew (RA1Z).
- [2] HADJ, Mimoun. Cours de raffinage. IAP.
- [3] Manuel opératoire de l'unité récupération et fractionnement des GPL (Unité 13). Raffinerie d'Arzew (RA1Z).
- [4] IFP. Procédés et unités de raffinage : reformage catalytique - isomérisation. ENSPM formation industrielle IFP Training, 2005.
- [5] O.Bendas.C.Oukacha, « Optimisation de paramètre de fonctionnement de déethaniseur (C-701) et de débutaniseur (C-702) de la section de fractionnement du gaz à l'UTG de Guellala », mémoire de projet de fin d'étude, (2017).
- [6] F.Rivollet, Thechnology «Etude des propriétés volumétriques, d'hydrocarbures légers (C1-C4 du dioxyde de carbone et de l'hydrogène sulfure», thèse de doctorat, (2005).