



RAPPORT FINAL

Etude de Faisabilité du Projet d'Installation
d'une Raffinerie Modulaire de 25 000 bbl/j
dans la Zone Méridionale

Pour le

Ministère du Pétrole, des Mines et de la Géologie



République du Tchad

Olive Energy

31/10/2025

TABLE DES MATIERES

1	Acronymes et Abréviations	6
2	Objectifs et Portée	7
3	Contexte Général.....	7
4	Raffinerie Modulaire.....	8
5	Evaluation Technique.....	9
5.1	Introduction au raffinage du pétrole brut.....	9
5.1.1	Caractéristiques physiques du pétrole brut :	10
5.1.2	Composition du pétrole brut :	12
5.2	Données du pétrole brut Doba	22
5.2.1	Les caractéristiques du pétrole brut de Doba.....	22
5.2.2	Echantillonnage et analyse	25
5.2.3	Spécifications des produits finis	25
5.3	Description du procédé	26
5.3.1	Stockage du pétrole brut	27
5.3.2	Dessalage du pétrole brut	28
5.3.3	Unité de distillation atmosphérique (CDU)	28
5.3.4	Unité de Désasphaltage par Solvant.....	30
5.3.5	Unité de Craquage Catalytique en Lit Fluidisé des Résidus (RFCC) ..	34
5.3.6	Unité de fractionnement des gaz de raffinerie (Refinery Gas Plant) ...	36

5.3.7	Plan d'implantation	38
5.4	Unités Pétrochimiques	39
5.5	Scenarios de raffinage	41
5.5.1	Cas 1 : Raffinerie de 20 Mbbbl/j	42
5.5.2	Cas 2 : Raffinerie de 25 Mbbbl/j	43
5.5.3	Cas3 : Intégration de l'unité pétrochimique à la raffinerie de 25Mbbbl/j	46
6	aNALYSE éCONOMIQUE ET FINANCIÈRE.....	47
6.1	dONNÉES ET HYPOTHÈSES DE BASE	47
6.1.1	Analyse financière – Plan de financement	47
6.1.2	Base de l'évaluation économique.....	48
6.1.3	Facteur de localisation des unités industrielles	48
6.2	Evaluation economique	49
6.2.1	Evaluation économique du Cas 1.....	50
6.2.2	Evaluation économique du Cas2 – Option1	53
6.2.3	Evaluation économique du Cas2 – Option 2	56
6.2.4	Evaluation économique du Cas2 – Option3	59
6.2.5	Evaluation économique du Cas3.....	62
6.3	Analyse de sensibilité de la rentabilité aux differents parametres d'evaluation	66
6.3.1	Comparaison du Cas2 -Option 3 et la Cas3.....	66
6.3.2	Sensibilité au choix d'un plan de financement.....	67
6.3.3	Sensibilité au coût de pétrole brut entrée raffinerie	68

7	Conclusion	71
---	------------------	----

TABLE DES FIGURES

Figure 1: Schéma de flux simplifié des différents fluides	27
Figure 2: Schéma simplifié de dessalage du brut et la CDU	30
Figure 3: Schéma simplifié de l'Unité de Désasphaltage par Solvant.....	33
Figure 4: Schéma simplifié de l'Unité de Craquage Catalytique en lit Fluidisé des Résidus.....	36
Figure 5: Schéma simplifié de l'Unité de Fractionnement des Gaz de Raffinerie	38
Figure 6: Plan d'implantation	39
Figure 7: Schéma simplifié de l'unité de fractionnement des gaz de raffinerie avec dépropaniseur.....	40

TABLE DES TABLEAUX

Tableau 1: Catégories des pétroles bruts	10
Tableau 2: Viscosités des pétrole bruts	11
Tableau 3: Points de trouble des pétrole bruts	12
Tableau 4: Classification des pétroles bruts selon leur composition en familles chimiques	16
Tableau 5: Classement des pétroles bruts selon la teneur en soufre	16

Tableau 6: Classement des pétroles bruts selon le TAN	17
Tableau 7: Spécifications standards du pétrole brut.....	20
Tableau 8: Caractéristiques du pétrole brut de Doba	24
Tableau 9: Scénarios de configuration de la raffinerie modulaire	42
Tableau 10: Ardoise des produits raffinés du Cas 1	43
Tableau 11: Ardoise de produits raffinés Cas2 - Options1	44
Tableau 12: Ardoise de produits raffinés Cas2 - Option2	45
Tableau 13: Ardoise de produits raffinés Cas2 - Option3	45
Tableau 14: Ardoise de produits raffinés Cas3.....	46
Tableau 15: Données et hypothèses de base	47
Tableau 16: facteur de localisation dans quelques pays européens	49
Tableau 17: Résultats d'estimation du chiffre d'affaires et d'estimation des investissements	50
Tableau 18: Résultats d'estimation du coût d'exploitation	51
Tableau 19: Résultats de calcul du remboursement des emprunts et du coût de la dette	52
Tableau 20: Résultats de calcul de la rentabilité des investissements	53
Tableau 21: Résultats d'estimation du chiffre d'affaires et des investissements.....	54
Tableau 22: Résultats de calcul de remboursement des emprunts et du coût de la dette	54
Tableau 23: Résultats de calcul de la rentabilité des investissements	56
Tableau 24: Résultats d'estimation du chiffre d'affaires et d'estimation des investissements	57

Tableau 25: Résultats d'estimation du coût d'exploitation	57
Tableau 26 : Résultats de calcul du remboursement des emprunts et du coût de la dette	58
Tableau 27: Résultats de calcul de la rentabilité des investissements	59
Tableau 28: Résultats d'estimation du chiffre d'affaires et d'estimation des investissements	60
Tableau 29: Résultats d'estimation du coût d'exploitation	60
Tableau 30: Résultats de calcul du remboursement des emprunts et du coût de la dette	61
Tableau 31: Résultats de calcul de la rentabilité des investissements	62
Tableau 32: Résultats d'estimation du chiffre d'affaires et d'estimation des investissements	63
Tableau 33: Résultats d'estimation du coût d'exploitation	64
Tableau 34: Résultats de calcul du remboursement des emprunts et du coût de la dette	64
Tableau 35: Résultats de calcul de la rentabilité des investissements	65
Tableau 36: Comparaison des résultats financiers	66
Tableau 37: Sensibilité au plan de financement : Cas2 - Option3	68
Tableau 38: Sensibilité au plan de financement : Cas3	68
Tableau 39: Sensibilité au coût de pétrole brut entrée raffinerie : Cas1	69
Tableau 40: Sensibilité au coût de pétrole brut entrée raffinerie : Cas3	69
Tableau 41: Classement des configuration de la raffinerie par rentabilité	69

1 ACRONYMES ET ABREVIATIONS

Abréviation	Description
API	American Petroleum Institute
ASTM	American Society for Testing and Materials
Bbl/j	Barils par jour
BS&W	Basic Sediment and Water
BTX	Benzène, Toluène, Xylènes
CAPEX	Capital Expenditures
CDU	Crude Oil Distillation Unit
CPF	Central Processing Facility
cST	Centistokes
DAO	DeAsphalted Oil
EPC	Engineering, Procurement and Construction
FCC	Fluid Catalytic Cracking
HCK	Hydrocraquage
HDM	Hydrodémétallisation
KOH	Potassium Hydroxide
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié
OPEX	Operating Expenditures
PCS	Pouvoir Calorifique Supérieur
PDH	Propane Déshydrogénation
PP	Polypropylène
PWT	Produced Water Treatment
RFCC	Residue Fluid Catalytic Cracking
RGP	Refinery Gas Plant
RNE	Résultat Net d'Exploitation
SDU	Solvent DeAsphalting Unit
TAN	Total Acid Number
TBP	True Boiling Point
TRI	Taux de Rendement Interne
TVR	Tension de Vapeur Reid
VAN	Valeur Actuelle Nette

2 OBJECTIFS ET PORTEE

Le présent rapport a pour objectif de rendre compte des résultats de l'étude de faisabilité concernant le projet d'installation d'une **raffinerie modulaire** d'une capacité de **20 000 ou 25 000 bbl/j** dans la zone méridionale.

Le travail réalisé évalue la **viabilité** du projet d'installation d'une raffinerie de 20 000 ou 25 000 bbl/j dans la zone méridionale. Cette analyse détaillée couvre l'aspect pratique de sa construction et de son exploitation, en intégrant les tendances économiques, les paramètres financiers, les options technologiques et les impacts environnementaux.

Les experts de Olive Energy ont mené une étude minutieuse de tous les aspects en lien avec la faisabilité du projet d'installation d'une raffinerie modulaire dans la zone méridionale.

Cette étude de faisabilité analyse trois scénarios d'implantation d'une raffinerie modulaire et met en lumière les différences entre ces options afin d'identifier le choix offrant la **meilleure rentabilité** et le **profil de produits finis** le plus avantageux.

3 CONTEXTE GENERAL

La présente étude de faisabilité est menée dans le cadre des efforts des hautes autorités pour le développement de l'industrie pétrolière sur toute sa chaîne et essentiellement l'aval pétrolier pour la production et la gestion des produits raffinés issus des ressources pétrolières de la zone méridionale de la République du Tchad.

L'installation de la raffinerie modulaire de 20 000 ou 25 000 bbl/j dans la zone méridionale vise à produire le maximum de carburants susceptibles de couvrir une partie des besoins considérables en énergie et en infrastructures de la République du Tchad.

Le choix de raffinerie modulaire est motivé essentiellement par les deux facteurs principaux à savoir les coûts d'acquisition et les délais d'installation réduits comparativement aux raffineries conventionnelles.

Le projet de la raffinerie de la zone méridionale envisage une extension des capacités de raffinage à 50 000 bbl/j à moyens termes afin de couvrir entièrement les besoins énergétiques internes.

4 RAFFINERIE MODULAIRE

Les raffineries modulaires représentent une solution technologique mature, particulièrement adaptée aux marchés émergents et aux projets nécessitant une **mise en service rapide**, une **gestion stricte des coûts d'investissement** et une **capacité d'expansion future**. Elles permettent d'assurer une sécurité d'approvisionnement en produits pétroliers finis dans des zones qui dépendent fortement des importations.

Une **raffinerie modulaire** est une installation de raffinage d'hydrocarbures dont les unités de traitement sont conçues, fabriquées et pré-assemblées en **modules autonomes hors site**. Ces modules sont ensuite transportés vers le site d'implantation final pour un assemblage rapide. Ce concept est à l'opposé de celui de la construction traditionnelle des raffineries, où l'essentiel de l'assemblage et du raccordement est effectué sur place. Les raffineries modulaires sont généralement de petite ou moyenne capacité (allant des quelques centaines de barils par jour à 30000 bbl/j).

La modularité des raffineries est rendue possible par l'utilisation de **skids** ou de structures en acier qui contiennent les équipements essentiels (pompes, échangeurs, colonnes, tuyauteries et instrumentation).

Les raffineries modulaires peuvent implémenter divers schémas de procédé, allant de la simple séparation (Unité de Distillation Atmosphérique (CDU)) à la conversion profonde nécessitant des unités complexes comme le Craquage Catalytique (RFCC), l'Hydrocraquage (HCK), le Désasphaltage par Solvant (SDU).

L'utilisation de la technologie modulaire offre des avantages substantiels, notamment dans les régions isolées ou à infrastructures limitées telle que la zone méridionale où la raffinerie, objet de l'étude, doit être construite.

•

L'avantage le plus significatif des raffineries modulaires est la **réduction drastique du calendrier de projet** en réalisant les **travaux parallèlement**. La fabrication des modules en usine et la préparation du site (fondations, infrastructures off-sites) sont menées **simultanément**.

Le temps total de l'EPC (Ingénierie, Approvisionnement, Construction) est généralement réduit de 30 à 50 % par rapport à une raffinerie traditionnelle de même capacité. En effet, une raffinerie modulaire de 25 000 bbl/j peut être opérationnelle en **18 à 30 mois**.

Les délais réduits des raffineries modulaires impactent directement sur la réduction des coûts de construction sur site avec un assemblage très rapide. Le concept modulaire permet de mieux **fixer les coûts** et de réduire les risques d'augmentation des dépenses de construction imprévues.

La construction en environnement d'usine contrôlé permet aussi une meilleure supervision de la qualité des skids, réduisant ainsi les défauts et les reprises sur le site d'installation.

5 EVALUATION TECHNIQUE

5.1 INTRODUCTION AU RAFFINAGE DU PETROLE BRUT

Le raffinage du pétrole brut est un ensemble de procédés industriels et des techniques de séparation et de transformation dont l'objectif principal est de maximiser la valorisation du pétrole brut en le transformant en produits énergétiques et chimiques à forte valeur ajoutée répondant aux besoins du marché, comme le gaz de pétrole liquéfié (GPL), l'essence, le kérosène, le gasoil, les lubrifiants, les bitumes et les matières premières pour la pétrochimie.

Le procédé d'une raffinerie simple ou complexe dépend principalement du volume et les caractéristiques du pétrole brut, les spécifications des produits commerciaux ainsi que les contraintes environnementales. Alors, un procédé simple ou complexe a un impact direct et significatif sur les coûts d'investissement initial (CAPEX) et d'exploitation (OPEX).

A titre indicatif, les caractéristiques du pétrole brut qui ont un impact direct sur les coûts sont détaillées ci-dessous :

5.1.1 CARACTERISTIQUES PHYSIQUES DU PETROLE BRUT :

- **Densité et Degré API :**

Plus la densité est élevée (°API plus bas) plus le pétrole brut est lourd et contient moins de fractions légères et plus de fractions lourdes. Le tableau ci-dessous indique les catégories des pétroles bruts selon la densité et le degré API :

Densité (d_{20}^4)	°API	Catégorie du pétrole brut
< 0.825	> 40	Très léger
0.825 – 0.870	31 – 40	Léger
0.870 – 0.920	22 – 31	Moyen
0.920 – 1.000	10 – 22	Lourd
> 1.000	< 10	Extra-lourd

TABLEAU 1: CATEGORIES DES PETROLES BRUTS

Afin de valoriser les pétroles bruts lourds et extra-lourds il est nécessaire d'installer des unités spécifiques, selon les besoins et les objectifs, telles que :

- L'Unité de Craquage Catalytique Fluidisé (FCC) ;
- L'Unité de Craquage Catalytique Fluidisé des Résidus (RFCC) ;
- L'Unité d'Hydrocraquage ;
- L'Unité de Désasphaltage au Solvant ;
- et l'Unité de Cokéfaction.

- **Viscosité cinématique :**

Plus la viscosité cinématique est élevée, plus le pétrole brut est épais et difficile à pomper. Cette caractéristique donne une idée sur la présence de paraffines, résines et asphaltènes.

Le tableau ci-dessous présente des valeurs typiques de la viscosité cinématique des pétroles bruts selon leurs catégories :

Catégorie du pétrole brut	°API	Viscosité cinématique à 40°C (cSt)	Viscosité cinématique à 100°C (cSt)	Commentaires
Très léger	> 40	1 – 3	0.5 – 1	S'écoule très facilement
Léger	31 – 40	3 – 5	1 – 2	Facile à transporter
Moyen	22 – 31	5 – 20	2 – 5	Fluide à chaud
Lourd	10 – 22	100 – 10000+	10 – 500	Nécessite chauffage pour transport
Extra-lourd	< 10	10000 - 1000000+	500 – 20000+	Très visqueux, parfois pâteux ou quasi-solide

TABLEAU 2: VISCOSITES DES PETROLE BRUTS

Afin de faciliter le transport des pétroles bruts lourds, il est impératif d'installer un système de chauffage renforcé et des pompes de haute performance.

- **Point de trouble et point de coulée :**

Le point de trouble et le point de coulée indiquent le risque de cristallisation du brut à basse température. Le tableau ci-dessous montre les valeurs typiques du point de trouble et du point de coulée respectifs pour chaque type de pétrole brut :

Catégorie du pétrole brut	°API	Point de trouble (°C)	Point de coulée (°C)	Commentaires
Très léger	> 40	-10 à -25	-20 à -40	Très fluide, peu de cires
Léger	31 – 40	-5 à -20	-10 à -35	Faible en paraffines
Moyen	22 – 31	0 à -10	-5 à -25	Risque modéré de solidification
Lourd	10 – 22	+5 à +20	0 à +15	Teneur importante de cires
Extra-lourd	< 10	+20 à +40	+25 à +50	Très visqueux, solide à température ambiante

TABLEAU 3: POINTS DE TROUBLE DES PETROLE BRUTS

Il est important d'installer un système de chauffage, isolation thermique (calorifuges) et un système d'injection de produits chimiques pour baisser le point de trouble et le point de coulée dans le but d'éviter la solidification des pétroles bruts lourds.

5.1.2 COMPOSITION DU PETROLE BRUT :

- **Teneur en fractions légères et lourdes :**

Un pétrole brut contenant majoritairement des fractions légères (essence, kérosène, gasoil) est un pétrole léger et est plus facile et moins coûteux à raffiner.

Par ailleurs, un pétrole brut avec moins de fractions légères et plus de fractions lourdes est un brut plus dense et plus visqueux, contenant plus d'impuretés et des molécules

complexes, longues et lourdes nécessitant un traitement intensif. Ce qui rend le procédé complexe et les coûts plus élevés.

- **Teneur en familles chimiques :**

Le pétrole brut est composé naturellement des hydrocarbures aliphatiques saturés linéaires (n-paraffines) ou ramifiés (iso-paraffines), des hydrocarbures alicycliques saturés (paraffines cycliques 'naphtènes'), et des hydrocarbures aromatiques (BTX). Chaque famille chimique présente des avantages et inconvénients pour l'industrie du raffinage du pétrole.

Les aromatiques possèdent un excellent indice d'octane (95 – 120) mais, ils sont toxiques, polluants et nocifs pour la santé humaine, en particulier le benzène qui est cancérigène ce qui limite leurs teneurs dans les essences (aromatiques totaux : 35% volume, benzène : 1% volume).

Les iso-paraffines ont un indice d'octane très élevé (90 – 100). En revanche, ces molécules sont peu présentes naturellement dans les pétroles bruts. Ce qui nécessite l'installation des unités d'isomérisation et/ou de reformage catalytique.

Les paraffines linéaires sont faciles à séparer par distillation et sont excellents pour le gasoil, avec un indice de cétane de 60 à 100. Par contre, ils se solidifient à basse température, d'où la nécessité d'un traitement chimique ou thermique.

Les naphtènes sont également utiles dans le gasoil où ils contribuent à la densité et à la stabilité thermique du carburant. Ils sont néanmoins moins stables chimiquement (plus sensibles à l'oxydation) que les n-paraffines, et peuvent contenir des impuretés comme les soufres cycliques. Donc, un traitement supplémentaire s'impose.

Ci-dessous, la classification des pétroles bruts selon leur composition en familles chimiques :

Type de pétrole brut	Famille chimique dominante	Avantages	Inconvénients
Paraffinique	n-paraffines, iso-paraffines	Léger ($31 < \text{API} < 40$), bonne fluidité, facile à raffiner, haut rendement en carburants, bonne stabilité chimique (à l'oxydation), Pouvoir calorifique plus important que les naphthènes et aromatiques, indice de cétane très élevée (n-paraffines)	Indice d'octane très faible, Problèmes de fluidité à froid, formation de cire à basse température, peu de matières premières pour la pétrochimie, très peu d'asphaltènes et de composés lourds
Naphénique	Cycloparaffines (ou Naphthènes)	Moyen ($22 < \text{API} < 31$), bonne base pour les lubrifiants, solvants et bitumes, les naphthènes se convertissent facilement en aromatiques lors du reformage catalytique ce qui permet l'obtention des essences à haut	Risque de corrosion (présence possible d'acides naphéniques, très corrosifs à haute température), Nécessitent l'utilisation d'alliages résistants à la corrosion, rendement en carburants plus faible, indice de cétane moyen à faible, indice

		indice d'octane, bonne fluidité à froid	d'octane moyen à faible
Aromatique	Hydrocarbures aromatiques	Riche en produits pétrochimiques, thermiquement stable (moins de décomposition à haute température), les aromatiques sont adaptés aux procédés de craquage catalytique (FCC et RFCC), et ils donnent de bons rendements en essence à haut indice d'octane	Difficile à raffiner, densité élevée ($^{\circ}\text{API} < 22$), visqueux, polluant, mauvaise fluidité à froid, ne sont pas adaptés par nature à la production de kérosène et gasoil de haute qualité (faible rendement en carburants), indice de cétane très faible, pouvoir calorifique plus faible que les paraffines, teneurs élevées en impuretés, empoisonnement des catalyseurs, dépôts, mauvaise stabilité chimique (à l'oxydation)
Mixte (Intermédiaire)	Mélange équilibré des familles	Contient un mélange équilibré de paraffines, naphthènes et aromatiques, Bon compromis entre carburants et pétrochimie, bonne	Composition instable et imprévisible, indices d'octane et de cétane pas toujours suffisants sans traitement, présentent le risque de cires à froid, risque d'incompatibilité

		polyvalence, adapté à divers procédés, moins corrosifs que les bruts acides ou très lourds	chimique et encrassement des équipements, Les prévisions en produits deviennent moins fiables, risque d'empoisonnement des catalyseurs, nécessite plus de contrôle et d'ajustement,
--	--	--	---

TABLEAU 4: CLASSIFICATION DES PETROLES BRUTS SELON LEUR COMPOSITION EN FAMILLES CHIMIQUES

- **Teneur en impuretés :**

Les impuretés sont un fardeau industriel, car elles augmentent les coûts de traitement, les coûts d'entretien et le risque environnemental.

- **Teneur en Soufre :**

Le soufre est présent dans le pétrole brut sous deux formes : organique (majoritairement) comme les mercaptans, thiophènes, et inorganique comme l'hydrogène sulfuré (H₂S).

Selon la teneur en soufre, les pétroles bruts sont classés comme suit :

Type de pétrole brut	Teneur en soufre
Brut doux (Sweet)	< 0,5 % poids
Brut acide (Sour)	≥ 0.5 % poids

TABLEAU 5: CLASSEMENT DES PETROLES BRUTS SELON LA TENEUR EN SOUFRE

Le soufre présente plusieurs impacts négatifs :

☞ **Sur les installations :**

- ✓ Corrosion interne des équipements (notamment à haute température) ;
- ✓ Empoisonnement des catalyseurs ;
- ✓ Augmentation des besoins en entretien.

☞ **Sur l'environnement :**

- ✓ Emission de dioxyde de soufre (SO₂) lors de la combustion ;
- ✓ Pollution de l'atmosphère (pluies acides).

☞ **Sur la santé et la sécurité :**

- ✓ Le H₂S est toxique, mortel à forte concentration ;
- ✓ Besoin de précautions rigoureuses en transport, stockage et traitement.

La réduction de la teneur en soufre devient une nécessité absolue pour éviter ses effets négatifs et valoriser davantage les produits finis (carburants ≤ 10 ppm). Cet objectif peut être atteint par désulfuration, Stripping de H₂S, ou mélange de bruts (Blending).

- **Teneur en acides naphthéniques :**

Les acides naphthéniques sont un mélange complexe d'acides carboxyliques aliphatiques et cycliques naturellement présents dans certains pétroles bruts. La teneur en acides naphthéniques est caractérisée par l'indice d'acidité totale (TAN : Total Acid Number), qui mesure la masse d'hydroxyde de potassium (mg de KOH) nécessaire pour neutraliser un (01) gramme de pétrole brut. Donc, cette mesure permet de classer les pétroles bruts selon leur acidité.

Classe du pétrole brut	TAN (mg KOH/g)
Brut faiblement acide	< 0,3
Brut moyennement acide	0,3 – 0,5
Brut acide	0,5 – 1,0
Brut fortement acide	> 1,0

TABLEAU 6: CLASSEMENT DES PETROLES BRUTS SELON LE TAN

Les acides naphthéniques présentent un risque de corrosion à haute température (200 – 400°C), en particulier au niveau des fours, colonnes de distillation,

échangeurs de chaleur. Ce qui pourrait engendrer des conséquences lourdes pour la raffinerie :

- ✓ Perforation et fuites dans les équipements ;
- ✓ Risque d'incendie (sécurité HSE) ;
- ✓ Arrêts non planifiés des unités, manques à produire et coût élevé de la maintenance.

Afin d'assurer une protection contre la corrosion due aux acides naphthéniques, il est impératif de :

- ✓ Réduire le TAN (Blending) ;
- ✓ Utiliser des matériaux plus résistants (alliages, inox) ;
- ✓ Injecter des inhibiteurs chimiques ;
- ✓ Renforcer la surveillance (inspection régulière).

- **Teneur en sédiments et en eau (BS&W) :**

Les sédiments sont des particules solides insolubles qui se trouvent naturellement dans le pétrole brut ; comme les minéraux (sable, argile, limon) transportés dans le brut depuis le réservoir pétrolier avec l'huile, l'eau et le gaz, ou qui se forment pendant le stockage ou le transport du pétrole brut ; comme les résidus organiques (cires, asphaltènes) à cause du changement des conditions de pression/température et les oxydes métalliques provenant de la corrosion.

L'eau contenue dans le pétrole brut provient généralement de l'eau de formation, souvent saline dont les sels inorganiques sont dissous sous forme de chlorure de sodium (NaCl), chlorure de calcium (CaCl₂), et chlorure de magnésium (MgCl₂). Ces deux derniers sont très corrosifs à chaud, même avec des teneurs très faibles à cause de l'hydrolyse thermique de ces sels et la formation de l'acide chlorhydrique, HCl, très corrosif.

L'eau dans le brut se trouve sous trois formes :

- ✓ Eau libre : C'est la portion d'eau qui tend naturellement à se décanter en fond des réservoirs ou séparateurs grâce à la gravité. Donc, c'est la partie d'eau physiquement séparée et qui forme une phase distincte du pétrole brut.
- ✓ Eau émulsionnée : Elle est formée de gouttelettes d'eau dispersée dans le pétrole brut, stabilisées par des composés naturels appelés agents tensioactifs, comme les acides naphthéniques, les résines et les asphaltènes, et ayant pour rôle d'émulsifiants qui stabilisent l'interface eau/huile. On parle souvent de l'émulsion directe où le pétrole brut est la phase continue et l'eau est la phase dispersée.
- ✓ Eau dissoute : Elle est liée physico-chimiquement aux composants polaires du pétrole brut, notamment les acides naphthéniques, les résines et les asphaltènes. Elle se trouve en faible quantité, mais son élimination est difficile.

Quelles que soient l'origine des sédiments et la forme de l'eau, ces impuretés causent plusieurs effets négatifs pour l'industrie du raffinage du pétrole brut, spécifiquement la corrosion, la formation d'émulsions, encrassement et colmatage. Comme conséquences, ces impuretés peuvent :

- ✓ Réduire les performances et endommager rapidement les équipements (colonnes, échangeurs de chaleur...) ;
- ✓ Augmenter les risques d'incendie (perforation des tubes des fours) ;
- ✓ Pousser à des arrêts non planifiés et engendrer des manques à produire ;
- ✓ Occasionner des eaux de rejet en dehors des normes environnementales.

Dans le but de limiter les effets négatifs et les conséquences provoqués par l'eau et les sels contenus dans le pétrole brut, il est primordial de réduire leurs

teneurs à des spécifications et pratiques industrielles standards, comme indiqué ci-dessous :

Paramètre	Spécifications et pratiques industrielles standards
Teneur en sédiments et en eau (BS&W)	≤ 0.5 % vol
Teneur en sels	< 2.85 mg/l (< 1 PTB)

TABLEAU 7: SPECIFICATIONS STANDARDS DU PETROLE BRUT

Afin d'atteindre cet objectif, plusieurs solutions techniques se présentent :

- ✓ Décantation et drainage ;
- ✓ Injection de dispersants/inhibiteurs de corrosion ;
- ✓ Chauffage et injection des désémulsifiants pour briser les émulsions ;
- ✓ Dessalage électrostatique pour extraire les sels ;
- ✓ Filtration ;
- ✓ Purge périodique des boues accumulées au fond des réservoirs/séparateurs.

- **Teneur en Azote (N) :**

Dans le pétrole brut, l'azote se trouve principalement sous forme de composés organiques azotés. Si la teneur dépasse un certain seuil (~0.15% poids), l'azote pose plusieurs problèmes pour les raffineries :

- ✓ Empoisonnement et réduction des rendements des catalyseurs (entre 0.05% et 0.1% poids, début des effets négatifs de l'Azote).
- ✓ Dégradation de la qualité des carburants si des composés azotés subsistent dans les produits finis
- ✓ Augmentation de la formation du coke, de l'ammoniac (gaz NH₃) et de l'hydrogène (H₂).
- ✓ Augmente le risque de surcharge du régénérateur, et les émissions de NO_x.

Afin de réduire les teneurs de l'Azote à des seuils acceptables, ainsi que ses effets négatifs, le prétraitement par l'Hydrodénitrogénéation (HDN) est fortement recommandé.

Par ailleurs, il existe d'autres solutions pour limiter les impacts défavorables de l'Azote. Nous citons, l'utilisation des catalyseurs à forte activité acide (plus tolérant à l'Azote) ; comme les catalyseurs Resid-Tolerant (Grace RCC plus, BASF Valor), et injection des additifs anti-N (de 5 à 10% poids) ; comme Demet et PassivCat de Grace et Supermet de BASF.

- **Teneur en métaux lourds : Nickel (Ni) et Vanadium (V) :**

Les métaux lourds, principalement le Nickel (Ni) et le Vanadium (V), sont parmi les contaminants les plus critiques pour les raffineries, notamment pour les procédés de conversion utilisant les catalyseurs (Reformage, FCC, RFCC et l'hydrocraquage).

Dans le pétrole brut, le Nickel et le Vanadium ne se présentent pas sous forme métallique libre mais, sous forme organométallique appelés porphyrines de Nickel / de Vanadium (Complexes aromatiques stables thermiquement), et les complexes non-porphyriniques (Sulfures, oxydes) liés aux asphaltènes et résines lourdes ; qui se concentrent dans les résidus.

Dès que la teneur totale en Nickel et Vanadium est égale ou supérieure à 20 ppm (0.002% poids), plusieurs soucis surgissent dans la raffinerie :

- ✓ Désactivation accélérée du catalyseur
- ✓ Perte de conversion (Donc, réduction de rendement)
- ✓ Excès de de coke et d'hydrogène (H₂)
- ✓ Hausse des coûts d'exploitation

Donc, pour des pétroles bruts dont la teneur totale en Nickel et Vanadium est égale ou supérieure à 20 ppm, le prétraitement devient nécessaire. Plusieurs solutions techniques se présentent pour réduire les teneurs en métaux lourds :

- ✓ Désasphaltage au solvant (SDU) : Réduire la teneur totale en Nickel et Vanadium dans la charge d'alimentation du RFCC entre 10 à 20 ppm, en retirant les asphaltènes.
- ✓ Hydrodémétallisation (HDM) : Permet de réduire la teneur totale en Nickel et Vanadium dans la charge d'alimentation du FCC ou hydrocraquage (HCK) à une valeur inférieure à 5 ppm
- ✓ Combinaison désasphaltage au solvant (SDU) et Hydrodémétallisation (HDM) : Souvent utilisée pour traiter les bruts extra-lourds ou bitumineux. Cette solution sert à abaisser la teneur totale en Nickel et Vanadium dans la charge d'alimentation du RFCC à une valeur inférieure à 10 ppm

Des additifs anti-métaux peuvent être envisagés comme solution de mitigation (pas d'élimination), comme l'anti-Ni (MgO/Sb) et l'anti-V (CeO₂/ZrO₂) ou bien l'anti-Ni/V combinés (Ce-Mg-Zr). Ils sont suffisants pour des teneurs totales en Nickel et Vanadium inférieures à 20 ppm en présence de catalyseurs Résid-tolérant (RCC plus, Fortress, OptiCrack, Valor, Prox-S ou Xtreme). Au-delà de cette limite, le prétraitement devient obligatoire.

5.2 DONNEES DU PETROLE BRUT DOBA

La raffinerie modulaire de la zone méridionale est destinée au raffinage du pétrole brut de Doba dont une partie des données de ses caractéristiques a été utilisée pour la réalisation de l'étude technique afin de déterminer les processus optimaux du traitement qui s'imposent pour la satisfaction des attentes de l'Etat.

5.2.1 LES CARACTERISTIQUES DU PETROLE BRUT DE DOBA

Les principales caractéristiques du pétrole brut de Doba issues des données mises à notre disposition par le Ministère du Pétrole, des Mines et de la Géologie sont résumées dans le tableau ci-dessous.

Caractéristique	Valeur	Observation
Densité API	21° – 24°	Brut lourd

Teneur en soufre (S)	0.5 – 0.7 % en poids	Considéré comme doux (Low Sulfur).
Acidité (TAN - Total Acid Number)	Typiquement entre 1.5 à 3.0 mg KOH/g	Élevée
Viscosité	/	Élevée (Plusieurs centaines de cP à température ambiante, caractéristique des bruts lourds).
Teneur en Eau et Sels (BS&W)	< 1%	Après traitement de surface standard (Séparation).
Teneur en Métaux	Vanadium (V) : 100 - 150 ppm poids Nickel (Ni) : 30 - 50 ppm poids	Élevé Élevé Ces niveaux impactent négativement les catalyseurs en raffinage.
Azote (N)	~0.2% poids	Niveau modéré
Pouvoir Calorifique Supérieur (PCS)	~39-40 MJ/kg	Typique des bruts lourds

Teneur en Résidu Conradson (TVR/Coke)	~10% poids	Élevée, indiquant une forte proportion de résidus lourds après distillation.
Courbe de Distillation (Typique)	/	Très faible rendement en fractions légères (naphta). Rendement moyen en gazole/kérosène. Forte proportion de gasoil lourd et surtout de résidus atmosphériques (> 50%).
Composition en Hydrocarbures	/	Dominée par les hydrocarbures naphthéniques et aromatiques, avec une proportion plus faible de paraffines (expliquant la densité élevée, la viscosité et le faible point d'écoulement).

TABLEAU 8: CARACTERISTIQUES DU PETROLE BRUT DE DOBA

En résumé, le pétrole brut du sud du Tchad (Doba) est un brut lourd (21-24°API), doux (0.5-0.7% S) mais très acide (TAN 1.5-3.0), avec une forte teneur en vanadium et nickel, et une courbe de distillation montrant une forte proportion de résidus.

Il est essentiel de noter les **incertitudes** qui pèsent sur les valeurs exactes de plusieurs propriétés du pétrole brut de Doba. Ces propriétés affichent en effet des **écarts significatifs** selon la source de données consultée, ce qui nécessite une grande vigilance sur la cohérence des informations disponibles et leur utilisation dans l'étude technique.

Au regard de caractéristiques et des données, le raffinage du pétrole brut de Doba est un processus complexe. Le procédé proposé dans cette étude sera révisé et modifié

au fur et à mesure de l'avancement dans les différentes phases du projet, notamment l'ingénierie conceptuelle, l'ingénierie de base et l'ingénierie de détail.

5.2.2 ECHANTILLONNAGE ET ANALYSE

Outre les incertitudes constatées concernant les données, il est important de noter leur ancienneté relative : la majorité d'entre elles remontent à dix ans ou plus.

Pour les besoins des prochaines étapes d'ingénierie (conceptuelle, de base et de détail), nous recommandons fortement d'effectuer l'échantillonnage et l'analyse en laboratoire du pétrole brut de Doba.

L'élaboration des procédures d'échantillonnage doit viser à garantir l'obtention des échantillons caractéristiques du pétrole brut de Doba, qui est la matière première de la raffinerie modulaire. Pour assurer leur représentativité, ces prélèvements devraient être réalisés à l'aval du CPF de traitement, point d'où le brut sera acheminé vers les installations de raffinage.

Les principales analyses de laboratoire à effectuer sont les suivantes :

- Les analyses pour la détermination des propriétés physico-chimiques (la densité °API, la viscosité, BS&W, Point d'Eclair, Point d'Écoulement) ;
- Les analyses pour la composition chimique et contaminants (teneurs en soufre, en azote, en sel, en métaux (nickel, vanadium), indice d'acidité totale (TAN)) ;
- Les analyses de distillation brute et fractionnée ASTM D-86 ;
- Les analyses de la distillation sous vide simulée ASTM D-5307 ;
- Les analyses de distillation atmosphérique TBP ASTM D-2892 ;
- Les analyses de distillation sous vide TBP ASTM D-5236.

5.2.3 SPECIFICATIONS DES PRODUITS FINIS

Les procédés de raffinage du pétrole brut de Doba ont été élaborés dans le but de satisfaire les besoins exprimés par le Ministère du Pétrole, des Mines et de la Géologie, à savoir la production en priorité :

- Du Diesel avec un indice de cétane de 45 au minimum ;

- De l'Essence avec un indice d'octane de 90 au minimum ;
- De l'Asphaltène ;
- Du GPL ;
- Et du Kérosène du grade JET-A1.

5.3 DESCRIPTION DU PROCEDE

La demande du client porte sur la production de carburants (Essence et Gasoil) à partir du pétrole brut de Doba, ce qui implique le traitement d'une matière première lourde, acide et contaminée.

Le procédé a été élaboré en tenant compte des impératifs techniques et opérationnels, ainsi que des orientations stratégiques édictées par le Ministère du Pétrole, des Mines et de la Géologie. Les éléments clés considérés sont :

- **Capacité et Croissance** : Une capacité de production minimale de 20 000 bbl/j, avec une flexibilité nécessaire pour une extension ultérieure visant 50 000 bbl/j à moyen terme ;
- **Rendement Produit** : L'obtention d'une production optimale de carburants (gasoil et essence) tout en incluant une production suffisante d'asphaltènes ;
- **Maîtrise Économique** : La maîtrise des montants d'investissement (CAPEX) et des coûts de fonctionnement (OPEX) ;
- **Délais** : La réduction des délais de réalisation du projet d'installation de la raffinerie ;
- **Contenu Local** : L'utilisation de procédés et de technologies maîtrisables par le personnel local.

Afin d'atteindre les objectifs de production tout en respectant les contraintes établies, l'étude technique et les simulations ont permis de déterminer le **procédé de raffinage optimal**, lequel intègre les unités principales suivantes :

- l'unité de distillation atmosphérique (CDU) ;
- l'unité de craquage catalytique en lit fluidisé des résidus (RFCC),
- l'unité de désasphaltage par solvant (SDU) ;

- l'unité de fractionnement des gaz de raffinerie (RGP), cette dernière étant directement associée à l'unité RFCC.

La Figure 1 présente le schéma simplifié de flux des différents fluides (pétrole brut, produits intermédiaires et produits finis) ainsi que leurs volumes respectifs, exprimés en milliers de barils par jour (Mbbbl/j).

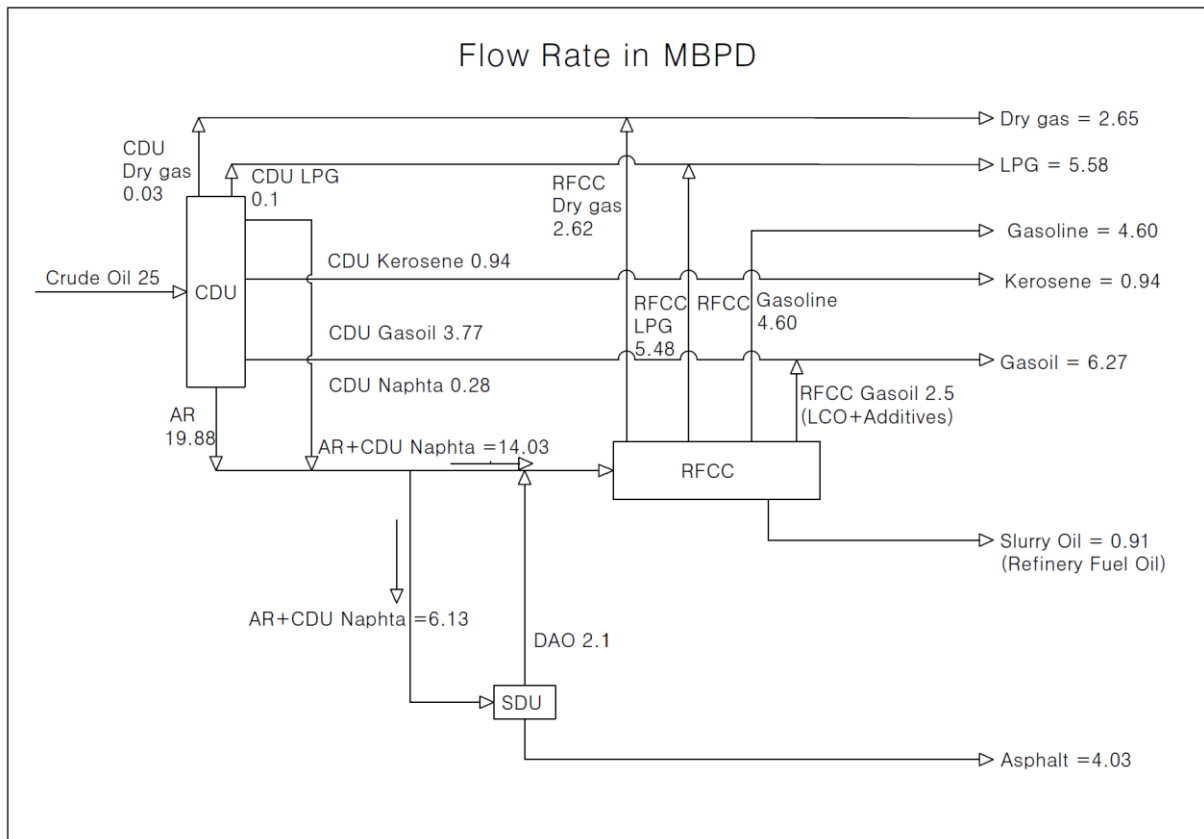


FIGURE 1: SCHEMA DE FLUX SIMPLIFIE DES DIFFERENTS FLUIDES

Afin d'atteindre les teneurs en Eau et Sédiments (BS&W) et en sel exigées pour la colonne de distillation, le pétrole brut subit initialement des étapes de stockage et de dessalage.

5.3.1 STOCKAGE DU PETROLE BRUT

À son arrivée, le pétrole brut est réceptionné et stocké dans des bacs à toit flottant. Cette étape assure une double fonction : elle permet d'une part l'élimination partielle des particules solides lourdes par décantation, et d'autre part, une alimentation continue et régulée de l'unité de dessalage du brut.

5.3.2 DESSALAGE DU PETROLE BRUT

Comme indiqué sur la Figure 2, le pétrole brut provenant des bacs de stockage passe tout d'abord par des échangeurs de chaleur (côté calandre) où il est préchauffé par les produits de la colonne de la distillation atmosphérique. Par le kérosène puis par le gasoil pour porter la température du brut généralement entre 120°C et 150°C. Cela va diminuer sa viscosité et déstabiliser l'émulsion eau dans l'huile.

Le brut ainsi préchauffé est ensuite mélangé à une quantité d'eau douce (3 à 10% en volume du brut) pour dissoudre les sels minéraux, notamment les chlorures de calcium (CaCl₂) et de magnésium (MgCl₂), qui sont très corrosifs à chaud, même faibles concentrations. Un agent désémulsifiant est souvent injecté aussi.

Le mélange pétrole brut préchauffé/eau douce/désémulsifiant passe dans un dessaleur électrostatique où un champ électrique de haute tension (généralement entre 15 à 35 Kilovolts) est appliqué pour accélérer la coalescence des gouttelettes d'eau, qui se séparent ensuite par gravité et s'accumulent au fond de l'appareil.

L'eau salée et les sédiments retirés sont évacués par le bas du dessaleur et acheminés vers l'unité de traitement des eaux produites en passant par un échangeur à plaque afin d'échanger des calories avec l'eau douce d'appoint.

Le brut traité désormais conforme aux spécifications de teneurs en sels et en eau, sort par le haut du dessaleur et est envoyé vers l'unité de distillation atmosphérique (CDU).

5.3.3 UNITE DE DISTILLATION ATMOSPHERIQUE (CDU)

Le pétrole brut dessalé subit un autre préchauffage supplémentaire, passant dans un échangeur de chaleur (côté calandre) où il est chauffé par le résidu atmosphérique jusqu'à environ 250 °C.

Le brut est ensuite chauffé dans un four pour atteindre une température élevée, généralement entre 350-370°C.

Le mélange liquide/vapeur est introduit dans la partie inférieure de la colonne de distillation atmosphérique équipée de plateaux ou de garnissage. Les composants légers plus volatils montent vers le haut de la colonne où ils se refroidissent

progressivement pour obtenir les gaz (C₁- C₄) en tête de colonne à une température inférieure à 70°C.

Les gaz (C₁- C₄) sont soutirés pour alimenter l'unité de fractionnement des gaz de raffinerie (Refinery Gas Plant (RGP)).

Étant donné la nature lourde du pétrole brut, celui-ci ne contient qu'une faible proportion de produits légers. Le peu de naphta qui est récupéré de la colonne (entre 70-180°C) passe par le stripper où il y a un flash. Les composés plus légers libérés (gaz) vont être réintroduits dans la colonne de distillation atmosphérique.

Par ailleurs, pour des raisons techniques et économiques, le naphta récupéré, à la sortie du stripper, est mélangé avec le Résidu Atmosphérique avant qu'il ne soit envoyé vers les unités de craquage catalytique en lit fluidisé des résidus (RFCC) et de désasphaltage par solvant (SDU).

Au milieu de la colonne de distillation, le Kérosène est soutiré par le côté latéral entre 180-250°C, puis passe par le stripper afin de se débarrasser des éléments plus légers qui sont réinjectés dans la colonne. Ensuite il est redirigé vers le stockage, en passant par un échangeur de chaleur (côté tube) pour préchauffer le pétrole brut avant le dessalage.

Un peu plus bas, le gasoil est soutiré à des températures entre 250-350°C. Il passe aussi par un stripper pour éliminer le kérosène piégé qui est réintroduit dans la colonne de distillation. Le gasoil continue son acheminement vers le stockage tout en échangeant des calories avec le pétrole brut avant le dessalage.

À un niveau inférieur de la colonne de distillation atmosphérique, le gasoil est soutiré à une température comprise entre 250 et 350 °C. Le flux est ensuite dirigé vers un stripper de gasoil afin d'éliminer les fractions légères résiduelles, principalement le kérosène, qui est réintroduit dans la colonne principale. Le gasoil épuré est ensuite acheminé vers la section de stockage après avoir échangé sa chaleur avec le pétrole brut d'alimentation au niveau d'un échangeur de chaleur situé en amont de l'unité de dessalage. Cette étape permet d'optimiser le bilan énergétique du procédé.

Le résidu atmosphérique est soutiré par le bas de colonne à des températures comprises entre 350 °C à 370 °C. Ce résidu est ensuite combiné avec le naphta et la charge ainsi obtenue est fractionnée en deux parties pour alimenter les unités selon la répartition suivante :

- Une fraction est dirigée vers l'Unité de Craquage Catalytique en Lit Fluidisé des Résidus (RFCC) ;
- L'autre fraction est transférée à l'Unité de Désasphaltage par Solvant (SDU).

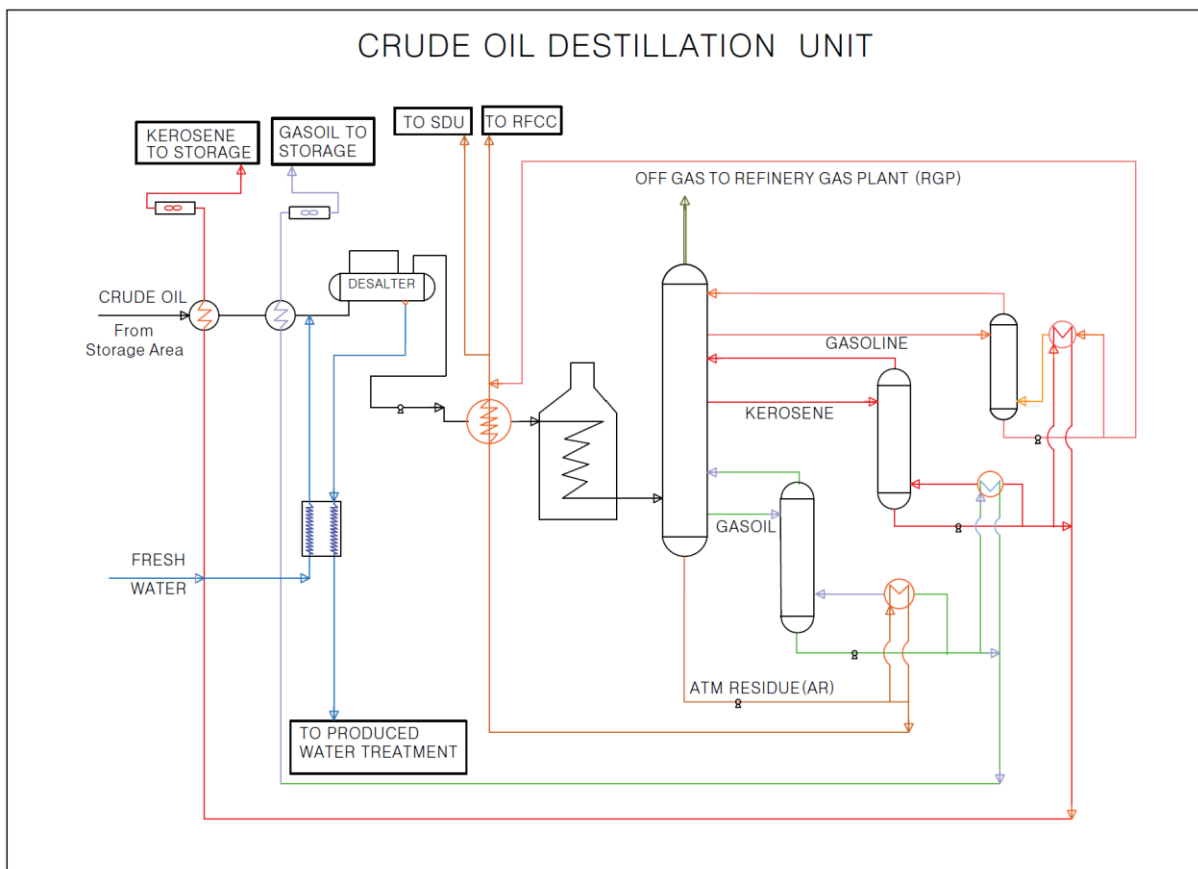


FIGURE 2: SCHEMA SIMPLIFIE DE DESSALAGE DU BRUT ET LA CDU

5.3.4 UNITE DE DESASPALTAGE PAR SOLVANT

Le procédé de désasphaltage par solvant est subdivisé en trois sections :

5.3.4.1 L'EXTRACTION

Le résidu atmosphérique chaud, provenant de la Colonne de Distillation Atmosphérique est initialement refroidi à la température d'injection requise pour le processus d'extraction, soit environ 54°C.

Simultanément, le propane, utilisé comme solvant d'extraction, est injecté à 50 °C sous haute pression (30 à 50 bars) pour garantir son maintien en phase liquide.

Le résidu atmosphérique (la charge) est ensuite pompé dans la partie supérieure de la tour d'extraction, tandis que le propane liquide, utilisé comme solvant, est injecté, à contre-courant, dans la partie inférieure de la tour. L'objectif de cette injection de solvant est de réguler la viscosité de la charge pour optimiser le contact et l'extraction.

Le propane, agissant comme un solvant hautement paraffinique, assure une dissolution préférentielle des composants les moins polaires et les plus légers contenus dans le résidu atmosphérique (les huiles désasphaltées).

Inversement, les composants les plus lourds, polaires et complexes (tels que les asphaltènes et les résines) ne sont pas solubles dans le propane et se séparent par précipitation, s'accumulant au fond de la tour d'extraction.

Pour maintenir le gradient de température essentiel au processus de séparation liquide-liquide, un système de chauffage indirect est mis en œuvre. Celui-ci utilise de la vapeur d'eau circulant dans un serpentin installé dans la partie supérieure de la tour d'extraction, évitant tout contact direct avec les fluides de traitement.

À la sortie supérieure de la tour d'extraction, la phase légère est soutirée à environ 74°C. Cette phase est principalement constituée de l'Huile Désasphaltée (DAO) dissoute dans une proportion importante de propane.

Simultanément, la phase lourde est récupérée par le fond de la tour à 43 °C. Elle est composée de l'asphalte et d'une quantité résiduelle de propane entraîné.

Ces deux flux distincts sont ensuite dirigés et traités séparément dans leurs sections de récupération du solvant respectives, assurant la séparation et le recyclage du propane.

5.3.4.2 *RECUPERATION DU SOLVANT DANS LA PHASE HUILE DESASPHALTEE (DAO)*

L'objectif de cette section est de séparer l'Huile Désasphaltée (DAO) du propane solvant pour permettre le recyclage de ce dernier.

Le mélange d'Huile Désasphaltée (DAO) soutiré en tête de la colonne d'extraction est dirigé vers une séquence d'évaporateurs :

- Premier Évaporateur : La charge est chauffée par un fluide caloporteur, ce qui permet de vaporiser environ 75% du propane dissous ;
- Deuxième Évaporateur : La DAO partiellement dépropanisée passe ensuite dans un second évaporateur pour maximiser la désorption du propane résiduel.

Le propane gazeux quittant les évaporateurs traverse un aéroréfrigérant avant d'entrer dans un ballon de flash. Le condensat extrait de ce ballon est recyclé vers le deuxième évaporateur pour revaporisation. Le propane gazeux restant est ensuite envoyé vers l'accumulateur de propane, après avoir été liquéfié dans un réfrigérant.

Afin d'éliminer toute trace résiduelle de propane, la DAO est transférée vers une colonne de stripping. De la vapeur d'eau surchauffée est injectée à contre-courant pour entraîner et épurer les dernières molécules de propane. La DAO récupérée en fond de stripper est alors considérée comme une charge conforme et est acheminée vers l'unité de Craquage Catalytique en Lit Fluidisé des Résidus (RFCC).

5.3.4.3 *RECUPERATION DU SOLVANT DANS LA PHASE ASPHALTE*

Le fond de la tour d'extraction, composé d'asphalte et de propane résiduel, sort à 43°C et est dirigé vers un four. La température du mélange est apportée à environ 260 °C avant son introduction dans le dégazeur.

Dans le dégazeur, la majorité du propane dissout est libérée par flashage. Le propane gazeux quitte le dégazeur et traverse un aéroréfrigérant avant d'entrer dans un séparateur destiné à piéger et à réintroduire les éléments lourds entraînés (gouttelettes d'asphalte) dans le dégazeur. Le propane gazeux épuré est ensuite liquéfié dans un réfrigérant et envoyé à l'accumulateur de propane.

L'asphalte dégazé, contenant encore environ 1% en poids de propane, est transféré par différence de pression du fond du dégazeur vers le stripper. L'injection de vapeur d'eau surchauffée à contre-courant permet d'éliminer totalement le propane résiduel.

L'asphalte épuré est soutiré par pompe à environ 249°C. Il est ensuite refroidi à 157°C avant d'être envoyé au stockage de bitumes. Pour ajuster la viscosité, l'asphalte peut être fluxé avec du gazole provenant de l'unité RFCC (à raison de 15 à 25 % en volume).

Les vapeurs d'eau et de propane issues des strippers d'asphalte et de DAO sont refroidies et dirigées vers un séparateur unique. Cet équipement permet de condenser et de récupérer l'eau liquide, qui est ensuite envoyée vers l'Unité de Traitement des Eaux Produites (PWT). Le propane récupéré en tête du séparateur est comprimé à la pression de l'accumulateur, refroidi à 50 °C, puis renvoyé sous forme liquide à l'accumulateur pour être recyclé.

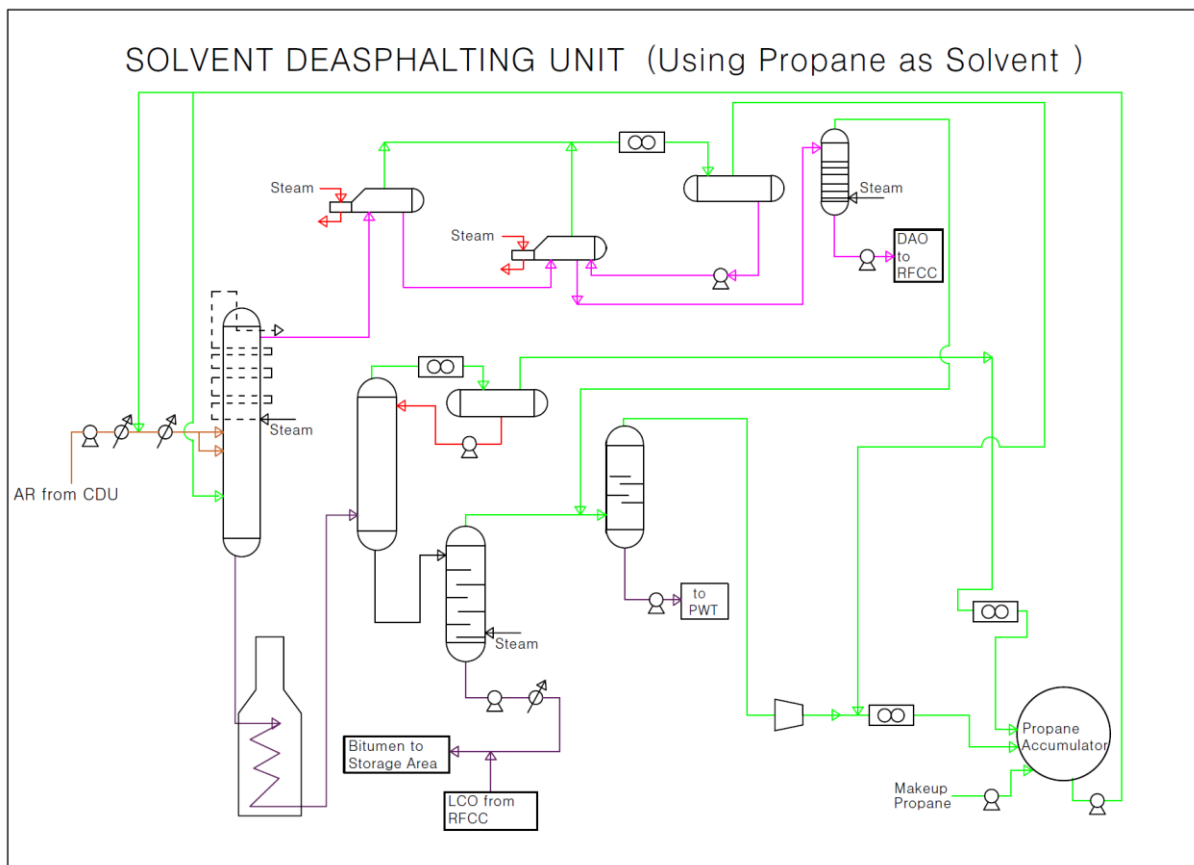


FIGURE 3: SCHEMA SIMPLIFIE DE L'UNITE DE DESASPALTAGE PAR SOLVANT

5.3.5 UNITE DE CRAQUAGE CATALYTIQUE EN LIT FLUIDISE DES RESIDUS (RFCC)

Le rôle principal du craquage catalytique est d'induire la décomposition thermique et catalytique des longues chaînes d'hydrocarbures, transformant ainsi les fractions lourdes en molécules plus courtes et à haute valeur.

La charge, composée du résidu atmosphérique (AR), est préparée par un préchauffage en deux étapes via échangeurs de chaleur (côté tube) :

- Récupération de chaleur par l'Huile de Cycle Léger (LCO) ;
- Récupération de chaleur par le Slurry Oil.

Cette récupération de chaleur augmente la température résidu atmosphérique à environ 220°C avant que celui-ci ne soit porté à 320°C dans un four.

Le résidu atmosphérique préchauffé est injecté dans le Riser du réacteur, où il entre en contact avec un catalyseur chaud (environ 700 °C). La réaction de craquage est extrêmement rapide (2 à 5 secondes) pour limiter le craquage thermique non sélectif qui favorise la formation de coke.

Le craquage des molécules lourdes génère des vapeurs d'hydrocarbures plus légères et du catalyseur usé (coke). La séparation des vapeurs d'hydrocarbures et des particules de catalyseur est assurée par des cyclones.

Le catalyseur usé, désactivé par le dépôt de coke, est transféré vers le régénérateur. Le coke est brûlé par injection d'air, ce qui non seulement régénère l'activité du catalyseur, mais génère également un fort dégagement de chaleur. Un système d'injection d'eau pulvérisée est prévu pour contrôler l'excès de température. Le catalyseur chaud est ensuite recyclé vers le riser.

Les vapeurs d'hydrocarbures très chaudes (500°C à 550 °C) issues du réacteur sont dirigées vers la colonne principale de fractionnement, où elles sont séparées :

- **Tête de colonne** : Les gaz légers (C₁-C₄) sont soutirés à moins de 100 °C et alimentent l'Unité de Fractionnement des Gaz de Raffinerie (Refinery Gas Plant (RGP)).

- **Coupe essence (Gasoline) :** Soutirée entre 150 °C et 200 °C, elle est refroidie dans un ballon de reflux. Une partie du liquide est recyclée en reflux partiel pour améliorer la pureté, le reste étant stocké comme essence.
- **Coupe gazole (LCO) :** L'Huile de Cycle Léger (LCO) est soutirée au niveau intermédiaire (230°C à 270 °C). Elle est strippée à la vapeur d'eau pour retirer les gaz légers dissous. Le LCO épuré est utilisé pour préchauffer le résidu atmosphérique en passant par un échangeur de chaleur (coté calandre), puis refroidi par un aéroréfrigérant. En raison de sa faible indice de cétane (15-35) due à sa forte teneur en aromatiques, l'ajout d'additifs est requis avant le stockage, bien que l'hydrotraitement reste la solution optimale pour produire un gazole conforme aux spécifications diesel.
- **Fond de colonne :** Le résidu lourd liquide, appelé Slurry Oil, est soutiré entre 360 °C et 380 °C. Une partie est recyclée en reflux chaud. Le reste sert à préchauffer le résidu atmosphérique avant d'être utilisé comme combustible interne pour la raffinerie.

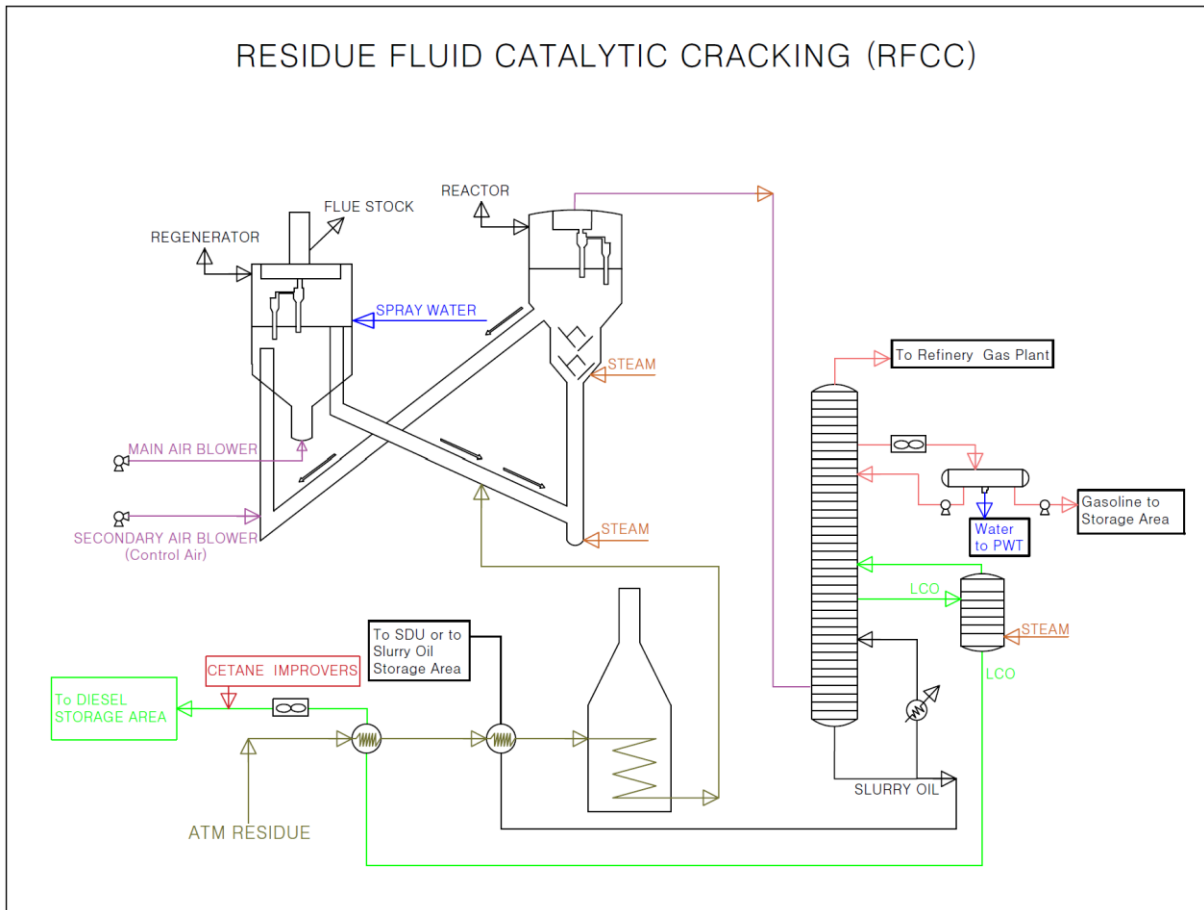


FIGURE 4: SCHEMA SIMPLIFIE DE L'UNITE DE CRAQUAGE CATALYTIQUE EN LIT FLUIDISE DES RESIDUS

5.3.6 UNITE DE FRACTIONNEMENT DES GAZ DE RAFFINERIE (REFINERY GAS PLANT)

Les flux gazeux issus des unités de distillation atmosphérique (CDU) et de craquage catalytique (RFCC) subissent initialement un refroidissement pour condenser les vapeurs d'eau. Ils sont ensuite envoyés à un séparateur (Scrubber) où l'eau liquide est soutirée vers l'Unité de Traitement des Eaux Produites (PWT).

Les gaz sont ensuite comprimés en trois étapes afin d'atteindre la pression requise (20 à 30 bars). Des aéroréfrigérants inter-étages sont utilisés après chaque compression pour refroidir les gaz et condenser les hydrocarbures les plus lourds. Les condensats liquides ainsi formés sont séparés dans des séparateurs inter-étages (Scrubbers) et recyclés vers les sections aval (séparateur froid).

Le gaz comprimé traverse un système de déshydratation (par tamis moléculaires ou déshydratation au glycol) pour éliminer l'eau. En sortie de la section déshydratation, le

gaz est refroidi via un aéroréfrigérant, puis par le réfrigérant au propane, l'équipement clé, pour atteindre des températures allant jusqu'à -5°C .

Ce refroidissement induit une condensation partielle des hydrocarbures. Le mélange biphasique est ensuite dirigé vers un séparateur froid (Cold Separator).

- **Phase Gazeuse** : La phase gazeuse ($\text{C}_1 - \text{C}_2$), soutirée en tête du séparateur, est réchauffée par l'échangeur de chaleur de tête du séparateur froid avant d'être envoyée comme gaz combustible (*Fuel Gas*).
- **Phase Liquide** : La phase liquide (C_3^+) alimente le dééthaniseur. Une partie de cette phase liquide est recyclée vers le fond du séparateur froid afin d'abaisser localement la température, favorisant ainsi la condensation supplémentaire des hydrocarbures légers ($\text{C}_3\text{-C}_4$ et C_5) présent dans la phase vapeur et améliorant le taux de récupération des C_3^+ dans la phase liquide.

Afin d'assurer une séparation plus poussée du C_2 de la phase liquide C_3^+ , le dééthaniseur utilise un rebouilleur pour chauffer le fond de la colonne jusqu'à 120°C . La phase gazeuse de tête du dééthaniseur est dirigée vers la calandre de l'échangeur de chaleur du séparateur froid avant de pénétrer dans le séparateur.

La phase liquide C_3^+ est ensuite envoyée vers la partie supérieure du débutaniseur pour séparer le Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL) (C_3 et C_4) de la gasoline (C_5^+).

- **Préchauffage** : La charge du débutaniseur est préchauffée par échange de chaleur avec la gasoline (fond de colonne) qui est refroidie puis envoyée vers le stockage comme essence ;
- **Rebouilleur** : Le débutaniseur est équipé d'un rebouilleur pour élever la température du fond à 150°C , ce qui est essentiel pour minimiser les C_3 et C_4 dans C_5^+ (la gasoline) et maximiser la récupération du GPL.

Les vapeurs riches en $\text{C}_3\text{-C}_4$ sont récupérées en tête du débutaniseur. Elles sont refroidies par un aéroréfrigérant, puis par échange de chaleur avec les gaz froids ($\text{C}_1 - \text{C}_2$) du séparateur froid à travers la calandre. La phase liquide est acheminée vers un ballon de reflux : une partie est utilisée comme reflux partiel pour maintenir la

spécification en C₅⁺ dans le GPL, et le reste est envoyé au stockage GPL. La gasoline récupérée en fond de débutaniseur est refroidie puis dirigée vers le stockage d'essence.

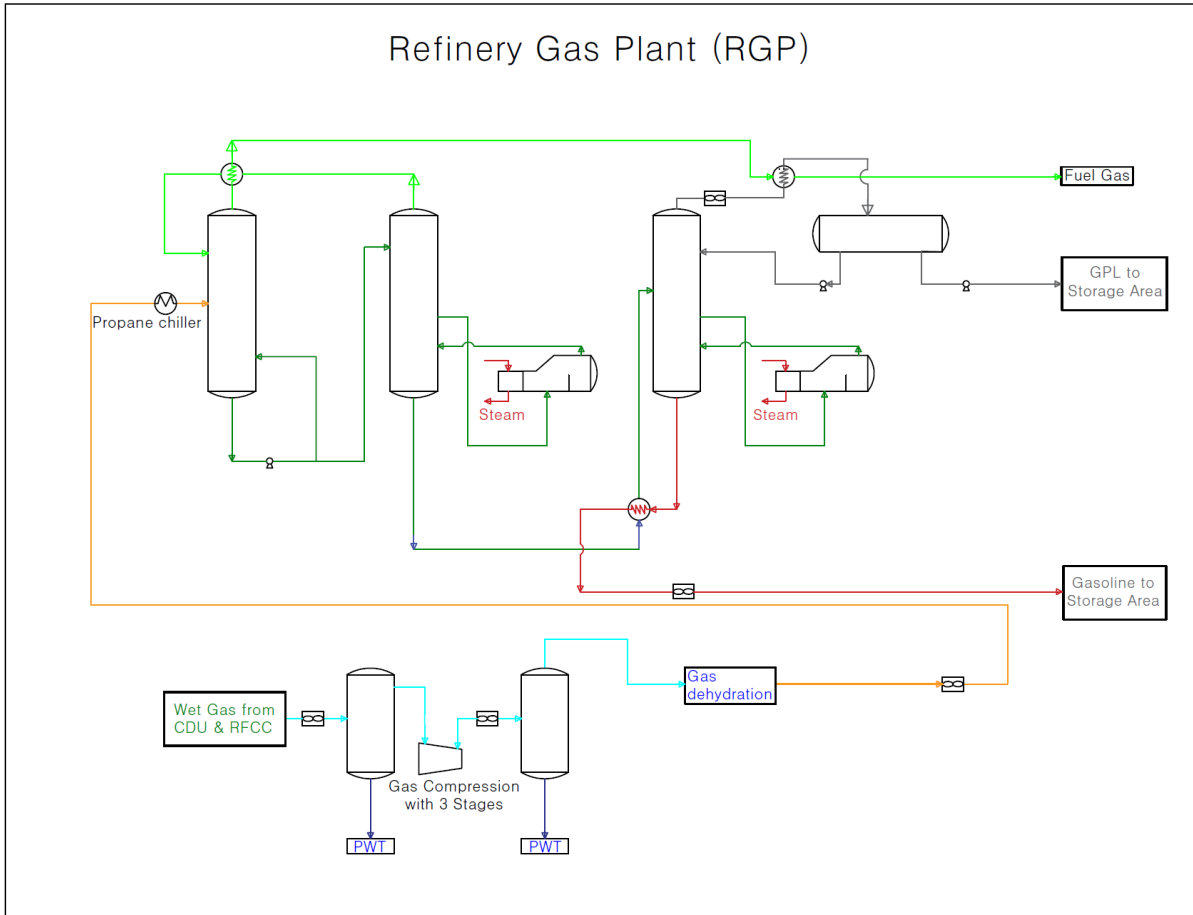


FIGURE 5: SCHEMA SIMPLIFIE DE L'UNITE DE FRACTIONNEMENT DES GAZ DE RAFFINERIE

5.3.7 PLAN D'IMPLANTATION

À titre indicatif, les unités de raffinage, les utilités et autres bâtiments peuvent être disposés tel qu'illustré dans le plan d'implantation ci-dessous.

Le second train de la raffinerie en cas d'extension de sa capacité à 50000 bbl/j sera installé juste à côté du premier train.

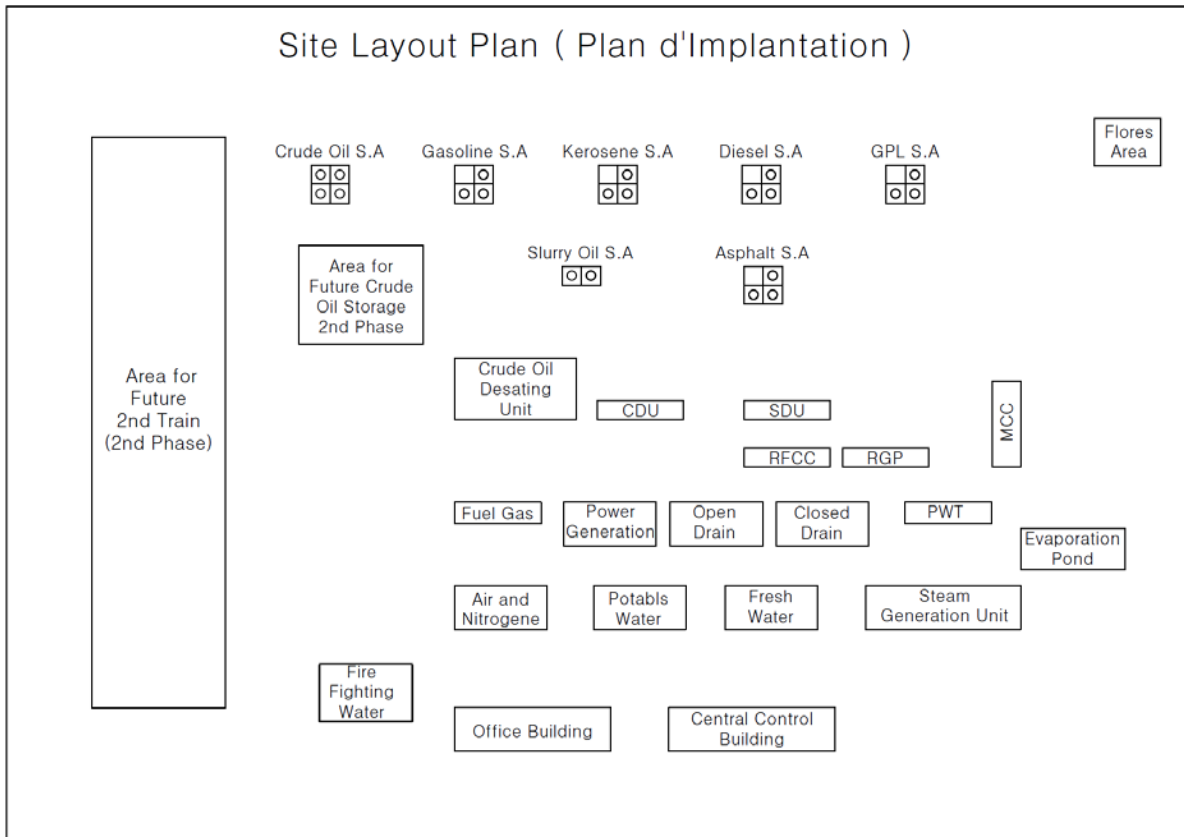


FIGURE 6: PLAN D'IMPLANTATION

5.4 UNITES PETROPCHIMIQUES

La disponibilité en quantité suffisante et constante de GPL est le facteur technique critique qui détermine la faisabilité de l'installation d'une Unité de Production de Polypropylène (PP).

L'installation d'une unité de production de Polypropylène nécessite l'ajout d'une colonne de fractionnement supplémentaire : le dépropaniseur dans l'Unité de Traitement des Gaz de Raffinerie (RGP).

Ce dépropaniseur doit être inséré en aval du dééthaniseur (deuxième colonne) et en amont du débutaniseur (troisième colonne) afin d'assurer une séparation précise du propane (C₃).

Le dépropaniseur est une colonne de distillation critique insérée dans l'Unité de Traitement des Gaz de Raffinerie (RGP) pour réaliser une séparation entre les coupes légères et les coupes lourdes de la charge. Son rôle principal est d'isoler le propane

C_3H_8) de l'éthane (C_2H_6) en amont et des butanes (C_4H_{10}) en aval, une étape indispensable pour la production de GPL de qualité et la pétrochimie via le propylène.

L'Unité de Traitement des Gaz de Raffinerie (RGP) avec dépropaniseur est représentée dans la figure ci-dessous :

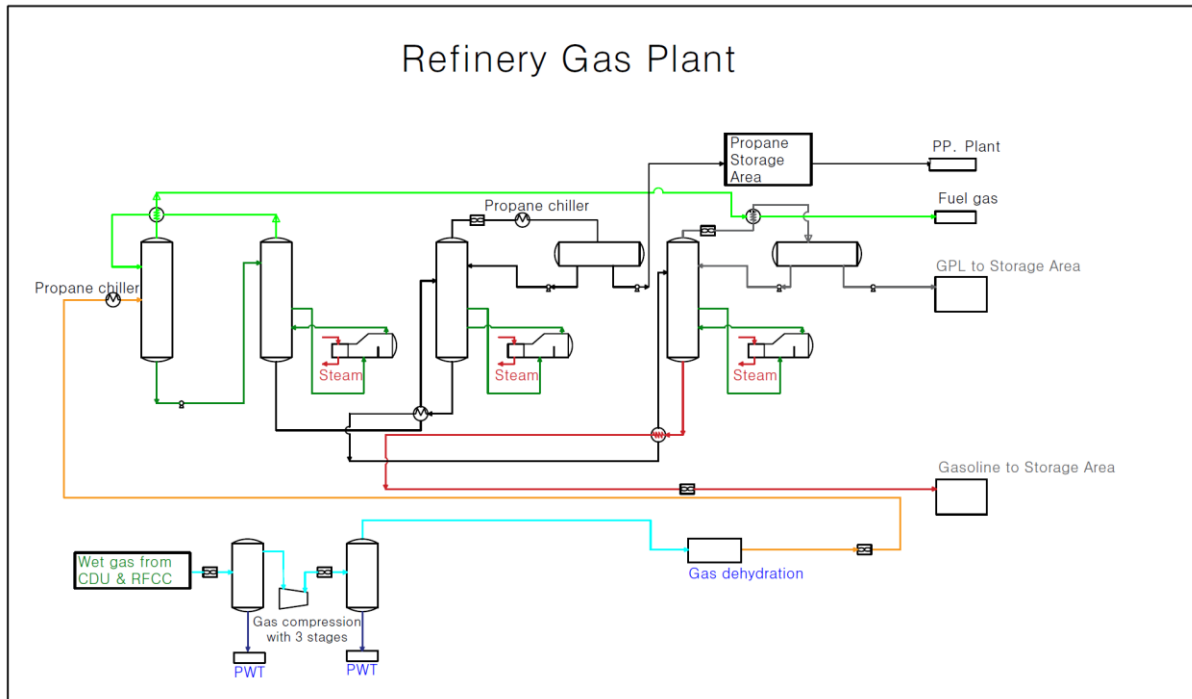


FIGURE 7: SCHEMA SIMPLIFIE DE L'UNITE DE FRACTIONNEMENT DES GAZ DE RAFFINERIE AVEC DEPROPANISEUR

Le propane purifié est converti en son monomère, le propylène (C_3H_6) via l'unité de Déshydrogénation du Propane (PDH) où le propane est chauffé à une température supérieure à $600^{\circ}C$ et mis en contact avec un catalyseur à base de platine ou de chrome. La réaction retire un atome d'hydrogène du propane (C_3H_8) afin d'obtenir à la fin du propylène (C_3H_6).

Les produits du mélange (propylène, propane et hydrogène) sont ensuite refroidis et séparés. Le propane est recyclé vers le réacteur PDH pour maximiser le rendement.

Le propylène est ensuite introduit dans un réacteur à lit fluidisé avec des catalyseurs sélectifs. La réaction de polymérisation par addition se déroule sous des conditions de température et de pression contrôlées. La réaction est réalisée sous une pression modérée (de 15 à 40 bars) et à une température relativement basse (60 à $80^{\circ}C$).

La polymérisation est une réaction fortement exothermique. Un système de refroidissement rigoureux (par échangeurs de chaleur externes ou internes) est essentiel pour dissiper l'énergie dégagée et maintenir l'isothermie, garantissant un poids moléculaire constant.

L'injection d'hydrogène agit comme un agent de transfert de chaîne pour contrôler la masse moléculaire du polymère, ce qui détermine l'indice de fluidité à chaud (MFI) du Polypropylène final.

La poudre de polymère brute est à la fin traitée pour désactiver le catalyseur, éliminer les monomères résiduels, et est ensuite mélangée à des stabilisants et des additifs. Ce mélange passe par une extrudeuse où il est fondu puis coupé en granulés, constituant le produit commercial final.

5.5 SCENARIOS DE RAFFINAGE

Suite à la détermination du **schéma de procédé de raffinage optimal**, des simulations de **configurations multiples** de la raffinerie modulaire ont été entreprises.

L'objectif principal de cette phase d'étude était d'identifier la **configuration optimale** qui permet à la fois de **maximiser les rendements volumétriques des produits raffinés** et d'assurer la **viabilité économique** du projet sous l'ensemble des contraintes techniques, financières et stratégiques imposées.

L'étude de faisabilité a porté sur l'évaluation de **cinq scénarios d'implantation** distincts pour la raffinerie modulaire dans la zone méridionale, dédiée au traitement du brut de Doba.

Les scénarios examinés en vue de l'optimisation stratégique et logistique sont les suivants :

Scénario	Capacité (bbl/j)	Orientation Principale	Production d'Asphaltènes
----------	---------------------	------------------------	-----------------------------

Cas 1	20 000	Production prioritaire de gasoil et d' essence .	Absence de production d'asphaltènes.
Cas 2 – Option 1	25 000	Production avec un volume moyen d' asphaltènes .	Production d' asphaltène importante.
Cas 2 – Option 2	25 000	Production axée sur les carburants (essence et gasoil).	Production d' asphaltènes maintenue.
Cas 2 – Option 3	25 000	Production avec un volume élevé d'asphaltènes.	Production d' asphaltènes en priorité
Cas 3	25 000	Intégration de l'unité pétrochimique de production du Polypropylène en plus de la production d'un volume élevé d' asphaltènes .	Production d' asphaltènes et du Polypropylène

TABLEAU 9: SCENARIOS DE CONFIGURATION DE LA RAFFINERIE MODULAIRE

Nous détaillons dans ce qui suit chaque scénario et les résultats des produits raffinés obtenus.

5.5.1 CAS 1 : RAFFINERIE DE 20 MBBL/J

La première configuration (20 000 bbl/j) répond à l'exigence minimale du client en termes de quantité de production. Ce scénario a été simulé pour quantifier le rendement en **carburants** issus du brut lourd de Doba, sous l'hypothèse d'une **conversion maximale des résidus lourds**, éliminant ainsi la filière de production d'asphaltènes.

Dans cette configuration, le processus de raffinage de la raffinerie modulaire est assuré par l'enchaînement des unités principales suivantes :

- L'Unité de Distillation Atmosphérique (CDU) ;
- L'Unité de Craquage Catalytique en Lit Fluidisé des Résidus (RFCC) ;
- L'Unité de Fractionnement des Gaz de Raffinerie (RGP).

Le raffinage de 20 000 bbl/j du brut lourd de Doba permet ainsi de générer l'ardoise des carburants raffinés suivants :

Produit	Rendement (%)	Rendement (bbl/j)
GPL	27.42	5483.77
Essences	23.02	4603.77
Gasoil	27.63	5526.03
Kérosène	3.77	754.72
TOTAL	81.84	16368.29

TABLEAU 10: ARDOISE DES PRODUITS RAFFINES DU CAS 1

Le rendement en produits carburants valorisables est relativement **faible**, une conséquence directe des **caractéristiques physico-chimiques défavorables** du brut lourd de Doba utilisé comme charge.

Cette première configuration de simulation confirme que le raffinage de ce type de brut est majoritairement orienté vers la production de **fractions lourdes et de résidus**, ce qui indique une **aptitude plus marquée pour la filière des asphaltènes** plutôt que pour les produits légers et intermédiaires.

5.5.2 CAS 2 : RAFFINERIE DE 25 MBBL/J

La seconde configuration, dimensionnée à **25 000 bbl/j**, est considérée comme la plus **stratégiquement pertinente** car elle répond à un triple impératif fonctionnel et commercial :

- **Extensibilité Modulaire** : La conception permet une expansion à moyen terme visant les **50 000 bbl/j** par simple duplication d'un second train de raffinage de module identique, garantissant une croissance planifiée ;
- **Valorisation Intégrale des Résidus** : Elle intègre l'Unité de Désasphaltage par Solvant (SDU), permettant la production et la valorisation commerciale des asphaltènes, optimisant ainsi l'utilisation du brut lourd de Doba.
- **Maintien du Rendement en Carburants** : Les unités principales de conversion et de fractionnement (CDU, RFCC et RGP) sont maintenues pour assurer une production satisfaisante et stable des carburants légers (Gasoil, Essences, GPL et Kérosène).

Cette configuration offre le meilleur équilibre entre la flexibilité future et l'optimisation de la chaîne de valeur des produits.

Trois scénarios de production avec la raffinerie modulaire de 25 000 bbl/j ont été simulés en variant la charge traitée par la SDU pour le produit des asphaltènes.

5.5.2.1 OPTION 1 : ALIMENTATION DE LA SDU PAR 6130 BBL/J

L'ardoise des produits commercialisables obtenus est composée de :

Produit	Rendement (%)	Rendement (bbl/j)
GPL	21.94	5483.77
Essences	18.42	4603.77
Gasoil	25.12	6279.24
Kérosène	3.77	941.89
Asphaltènes	16.13	4031.69
TOTAL	85.38	21340.36

TABLEAU 11: ARDOISE DE PRODUITS RAFFINES CAS2 - OPTIONS1

Le **rendement global** de la raffinerie modulaire s'est vu **considérablement amélioré** sous l'effet conjugué de deux facteurs :

- L'intégration de l'**Unité de Désasphaltage par Solvant (SDU)**, qui permet la valorisation des résidus lourds.
- La **conformité des caractéristiques physico-chimiques** du brut lourd de Doba, qui se prête bien à ce type de procédé de traitement des résidus.

Cette intégration a permis d'optimiser la chaîne de valeur et d'augmenter le taux de conversion des fractions initialement considérées comme peu valorisables.

5.5.2.2 OPTION 2 : ALIMENTATION DE LA SDU PAR 4032 BBL/J

L'ardoise des produits raffinés commercialisables obtenus est composée de :

Produit	Rendement (%)	Rendement (bbl/j)
GPL	23.80	5950.18
Essences	19.99	4997.73
Gasoil	25.98	6495.09
Kérosène	3.77	941.89
Asphaltènes	10.62	2655.09
TOTAL	84.16	21039.98

TABLEAU 12: ARDOISE DE PRODUITS RAFFINES CAS2 - OPTION2

L'impact d'une charge réduite à la SDU s'est traduit par une **diminution du rendement global** pour la raffinerie de capacité de 25 000 bbl/j. Cette corrélation valide l'hypothèse selon laquelle l'optimisation de la valorisation des résidus lourds est essentielle pour le raffinage du pétrole brut lourd de Doba.

5.5.2.3 OPTION 3 : ALIMENTATION DE LA SDU PAR 12 160 BBL/J

Dans cette configuration, la charge d'alimentation de la SDU est identique à la charge d'alimentation de la RFCC et est de 12 160 bbl/j.

L'ardoise de produits raffinés commercialisables obtenus est composée de :

Produit	Rendement (%)	Rendement (bbl/j)
GPL	16.88	4220
Essences	13.84	3460
Gasoil	22.68	5670
Kérosène	3.77	940
Asphaltènes	32.03	8010
TOTAL	89.20	22300

TABLEAU 13: ARDOISE DE PRODUITS RAFFINES CAS2 - OPTION3

L'augmentation de la charge de traitement de la SDU a engendré une amélioration proportionnelle du **rendement global** pour la raffinerie de capacité de 25 000 bbl/j.

Cette corrélation démontre clairement que l'**optimisation de la valorisation des résidus lourds** est un facteur critique et essentiel pour la rentabilité du raffinage du pétrole brut lourd de Doba.

5.5.3 CAS3 : INTEGRATION DE L'UNITE PETROCHIMIQUE A LA RAFFINERIE DE 25MBBL/J

Une unité pétrochimique de Production de Polypropylène (PP) a été intégrée à la raffinerie configurée dans la partie précédente, à savoir la raffinerie à 25000 bbl/j avec un SDU ayant une charge de 12160 bbl/j.

L'ardoise de produits raffinés commercialisables obtenus est composée de :

Produit	Rendement (%)	Rendement (bbl/j)
GPL	4	1000
Essences	13.84	3460
Gasoil	22.68	5670
Kérosène	3.76	940
Asphaltènes	32.04	8010
Polypropylène	3.78	945
TOTAL	80.1	20025

TABLEAU 14: ARDOISE DE PRODUITS RAFFINES CAS3

L'intégration de l'Unité de Production de Polypropylène (PP) a entraîné une **diminution du rendement global** de la raffinerie. Cette baisse est attribuable à un double effet négatif : d'une part, la **réduction significative de la quantité GPL** disponible, et d'autre part, le **faible rendement volumique** de l'unité Polypropylène.

6 ANALYSE ECONOMIQUE ET FINANCIERE

6.1 DONNEES ET HYPOTHESES DE BASE

L'évaluation économique et financière a été faite conformément aux données et hypothèses qui nous ont été communiquées par les structures concernées du Ministère du Pétrole, des Mines et de la Géologie et en nous basant sur les expériences internationales dans le secteur pétrolier.

Données & Hypothèses de base	Valeurs
Capitaux propres	Oui (option possible)
Participation partenaire	60%
Participation Ministère du Pétrole du Tchad	40%
Prêt à long terme	Oui (option possible)
Taux d'intérêt (emprunts)	8.775%
Durée de remboursement	11.42 ans (y compris construction)
Plan d'investissement (construction)	3 ans (30% - 40% - 30%)
Taux d'actualisation	12%
Exonération fiscale	8 ans d'exonération totale
Taux d'imposition (après 8 ans)	45%
TVA	Exonérée

TABLEAU 15: DONNEES ET HYPOTHESES DE BASE

6.1.1 ANALYSE FINANCIERE – PLAN DE FINANCEMENT

Deux options de financement sont prévues pour le financement des investissements d'installation de la raffinerie modulaire de la zone méridionale :

- **Capitaux propres** : 40% du montant des investissements ;
- **Emprunts à long terme** : 60% du montant des investissements.

Prêt à long terme : Un taux d'intérêt annuel de **8.775%** et un délai de remboursement portant sur une période de **11.42 ans**.

Plan d'investissement : Construction sur **3 ans (30 mois** de délais de construction en plus de **6 mois** de marge de retard), avec un financement échelonné de 40% en 1ère année, 40% en 2ème année et 20% en 3ème année.

6.1.2 BASE DE L'EVALUATION ECONOMIQUE

L'évaluation économique de la raffinerie est menée en fonction des hypothèses suivantes :

- **Taux d'actualisation retenu** : **12%**, utilisé pour calculer les critères d'évaluation de la rentabilité du projet ;
- **Taux d'imposition sur les bénéfices** : **45%** du bénéfice imposable, avec une exonération fiscale sur 8 années ;
- **Taxe sur la Valeur Ajoutée (TVA)** : exonérée ;
- **Amortissement des investissements** : Le taux en vigueur utilisé est de **6%** par année fiscale ;
- **Taux d'inflation** : les calculs financiers sont basés sur des hypothèses de stabilité des prix et de croissance de la demande selon les données et les informations fournies par le Ministère du Pétrole, des Mines et de la Géologie.

6.1.3 FACTEUR DE LOCALISATION DES UNITES INDUSTRIELLES

Pour mieux refléter les **disparités régionales** dans la concrétisation des projets industriels, particulièrement dans les **pays en développement**, il est essentiel d'appliquer un **facteur de localisation** pour pondérer le coût des investissements.

Ce facteur a pour objectif d'anticiper et d'intégrer les **écarts potentiels de coûts** qui peuvent survenir pendant la phase de réalisation. Ces écarts incluent notamment :

- L'**acquisition** des équipements ;
- Le **transport** jusqu'au site de construction ;
- Les **imprévus** liés aux risques des opérations d'approvisionnement et de construction.

Le facteur de localisation est donc un outil clé pour intégrer les **risques inhérents à la faisabilité opérationnelle** des projets d'investissement. Il est largement employé par les **professionnels à travers le monde**.

À titre d'exemple, en Europe, les professionnels utilisent les facteurs d'actualisation suivants :

Pays	Belgique	Danemark	France	Allemagne	Italie	Pays-Bas	Espagne	Suède	Royaume-Uni
Facteur	1,26	1,46	1,64	1,19	2,15	1,04	2,32	1,79	1,76

TABLEAU 16: FACTEUR DE LOCALISATION DANS QUELQUES PAYS EUROPEENS

Donc, l'évaluation des investissements de la présente étude dans les différents cas de configuration de la raffinerie, **un facteur de localisation de 1.4** sera utilisé.

6.2 EVALUATION ECONOMIQUE

Nous évaluons la rentabilité des configurations de l'éventuelle raffinerie modulaire, analysées dans le cadre de l'étude technique, à savoir :

- **Cas 1** : Une capacité de traitement de **20000 bbl/j** sans production d'asphaltènes ;
- **Cas 2** : Une capacité de traitement de **25000 bbl/j** et ce, moyennant deux options :
 - **Option 1** : Avec une capacité de la charge de traitement de l'unité **SDU** de **6130 bbl/j** ;
 - **Option 2** : Avec une capacité de la charge d'alimentation de l'unité **SDU** de **4032 bbl/j** ;
 - **Option 3** : Avec une capacité de la charge d'alimentation de l'unité **SDU** de **12160 bbl/j**.
- **Cas 3** : Une unité de production du **Polypropylène** est intégrée au **Cas2 – Option 3**

Dans le cadre de l'évaluation financière et économique, nous procédons comme suit :

- Évaluation du cas 1, du cas 2 avec les trois options proposées et du Cas 3 ;
- Analyse de l'influence de la variation de la structure du plan de financement sur la rentabilité des cas de configuration proposées ;
- Choix des configurations de la raffinerie les plus intéressantes.

6.2.1 EVALUATION ECONOMIQUE DU CAS 1

Ce scénario est basé sur une capacité de traitement de 20000 bbl/j. L'évaluation technique a permis de définir la configuration de procédé et l'ardoise de produits, sur la base desquelles les estimations du chiffre d'affaires et des investissements (CAPEX) ont été calculées et sont récapitulées dans le tableau suivant :

Année			Total
Evolution des prix	Evolution des prix		1,0%
Chiffre d'Affaires (10⁶\$)	Prix(\$/bbl)	Quantité (bbl/j)	11.959
GPL (RFCC)	87,00	5483	2962,46
Essence (RFCC)	100,17	4603	2863,32
Kérosène (CDU)	127,93	754	599,02
Gasoil (CDU + RFCC)	123,18	5526	4227,12
Total ventes		16366	
Investissements MM\$			498
Ingénierie	3,402		3,40
Installations du site	153,09		153,09
	156,5		
Unités de traitement			
Distillation atmosphérique CDU	58,66		58,66
Unité Craquage Catalytique RFCC	164,22		164,22
Refinery Gas Plant (RGP)	117,32		117,32
Coût total du capital fixe	340,2		496,69
Fonds de roulement	1,5		1,54
Total investissement	MM\$		498

TABLEAU 17: RESULTATS D'ESTIMATION DU CHIFFRE D'AFFAIRES ET D'ESTIMATION DES INVESTISSEMENTS

Le chiffre d'affaires total sur la durée d'exploitation des installations est estimé à **11,959 milliards de dollars**. L'évolution future des prix n'est pas prise en compte dans cette évaluation. Quant aux investissements (CAPEX) pour cette raffinerie de **20 000 bbl/j**, ils ont été estimés à **498 millions de dollars**.

L'estimation des coûts d'exploitation a été réalisée et résumée dans le tableau ci-dessous :

Année			Total
Fonctionnement	Total	MM\$	4,98
Coûts fixes d'exploitation (MM\$)	20,27		\$/bbl
Entretien	2,33		
Main-d'œuvre	17,94		
coûts d'exploitation variables	5.347,77		
Quantité traitée de brut	123,90	Prix- Brut	
Coût pétrole brut	5.309,12	42,85	
Gaz naturel	12,56		
Électricité	6,35		
Eau	0,50		
Produits chimiques	13,45		
Redevances	1,09		
Total fonctionnement	10.677		
Amortissement	0,06	498	

TABLEAU 18: RESULTATS D'ESTIMATION DU COUT D'EXPLOITATION

Les charges d'exploitation de la raffinerie sont estimées à un total de **10,677 milliards de dollars** sur toute la période d'exploitation de la raffinerie.

Il est à noter que le coût de la charge de pétrole brut représente une part considérable de ces dépenses, s'élevant à **5,31 milliards de dollars**, soit **50%** des charges totales. Ce coût élevé a **lourdement impacté la rentabilité** de cette configuration.

Pour que l'unité atteigne une **rentabilité acceptable**, il serait nécessaire que le prix de cession du pétrole brut destiné à l'alimentation de la raffinerie ne dépasse pas les **35 \$/bbl**.

Le financement des investissements à 60% d'emprunts à long terme et 40% de capitaux propres, est couvert par la rentabilité générée par l'exploitation de la raffinerie. La mobilisation d'emprunts s'élève à 260.65 millions de dollars. Le coût de la dette est de 171.21 millions de dollars sur la période de remboursement. Les résultats des calculs du remboursement des emprunts et du coût de la dette sont résumés dans le tableau ci-dessous :

Plan de financement		
Taux d'intérêt (%)	8,775%	
Délai de remboursement	11.42	
Mobilisation d'emprunt	60%	260,65
Capitaux propres	40%	173,76
Annuité de remboursement		35,99
Frais financiers		171,21
Remboursement du principal		260,65

TABLEAU 19: RESULTATS DE CALCUL DU REMBOURSEMENT DES EMPRUNTS ET DU COUT DE LA DETTE

L'évaluation financière de cette configuration montre un résultat net d'exploitation de **601,55 millions de dollars**. Cependant, malgré une exonération fiscale de 8 ans, cette performance ne se traduit pas en rentabilité suffisante. Les indicateurs clés confirment un résultat négatif : la valeur actuelle nette (VAN) est de **-242 millions de dollars**, et le taux de rentabilité interne (TRI) est inférieur au taux d'actualisation (**12%**).

De plus, le délai de récupération est excessivement long, atteignant **21 ans** (18 ans hors période de construction), ce qui, tout comme l'indice de profitabilité, vient justifier le **faible niveau de rentabilité** de cette raffinerie.

En conclusion, l'installation d'une capacité de 20 000 barils par jour **n'est pas jugée faisable** du point de vue financier, principalement parce que le Taux de Rentabilité Interne est inférieur au taux d'actualisation de **12%**. Ce résultat est majoritairement imputable à un prix de cession du brut de **42,85 \$/bbl** et à la faiblesse des prix de vente des produits raffinés. Si le prix de cession du brut était réduit à **35 \$/bbl**, cette option deviendrait viable, atteignant alors un **TRI de 31%**.

Le tableau récapitulatif du calcul de la rentabilité des investissements est représenté ci-dessous :

Résultat Brut d'exploitation		601,55
Impôts	45%	300,67
Résultat Net d'exploitation		300,88
Cash Flows nets avant impôts		167,14
Cash Flows nets après Impôts		-133,53
Taux d'actualisation	12%	
Taux d'inflation	0%	
Investissements actualisés		392,54
Cash Flows Nets avant Imp actualisés		-193,97
Cash Flows Nets après Imp actualisés		-241,57
Cash Flows Nets après Impôts act-cumulés		-4.915,00
Coût du brut		5.309,12
Marge brute-raffinage		6.650,09
Marge nette-raffinage		1.302,32
Marge nette actualisée		317,87

Résultats Economiques	Unités	Montant
Valeur actuelle nette	MM\$	-242
Taux de rentabilité interne	%	-2,8%
Indice de Profitabilité	\$/ \$	0,38
Délai de récupération	Années	21

TABLEAU 20: RESULTATS DE CALCUL DE LA RENTABILITE DES INVESTISSEMENTS

6.2.2 EVALUATION ECONOMIQUE DU CAS2 – OPTION1

Ce scénario est basé sur une capacité de traitement de 25000 bbl/j où la SDU est alimentée par une charge de 6130 bbl/j. L'évaluation technique a permis de définir la configuration de procédé et l'ardoise de produits, sur la base desquelles les estimations du chiffre d'affaires et des investissements (CAPEX) ont été calculées et sont récapitulées dans le tableau ci-dessous.

Le chiffre d'affaires total sur la durée d'exploitation est estimé à **15,677 milliards de dollars**. Il est à noter que cette évaluation n'inclut pas l'hypothèse d'une évolution des prix des produits finis, conformément aux instructions des services concernés. Quant aux investissements (CAPEX) requis pour cette capacité, ils ont été estimés à **572 millions de dollars**.

Année			Total
Evolution des prix	Evolution des prix		0,0%
Chiffre d'Affaires (10^6\$)	Prix(\$/bbl)	Quantité (bbl/j)	15.677
GPL (RFCC)	87,00	5484	2962,88
Essence (RFCC)	100,17	4604	2863,80
Kérosène (CDU)	127,93	942	748,28
Gasoil (CDU + RFCC)	123,18	6279	4803,13
Asphaltènes (SDU)	171,72	4032	4299,32
Total ventes		21.340	
Investissements MM\$			572
Ingénierie	3,878		5,72
Installations du site	174,51		228,72
	178,4		
Unités de traitement			
Distillation atmosphérique CDU	67,06		69,76
Unité Craquage Catalytique RFCC	173,46		109,78
Unité Désasphaltage Solvant SDU	29,96		104,07
Refinery Gas Plant (RGP)	117,32		48,60
Coût total du capital fixe	387,8		566,64
Fonds de roulement	5,6		5,15
Total investissement	MM\$		572

TABLEAU 21: RESULTATS D'ESTIMATION DU CHIFFRE D'AFFAIRES ET DES INVESTISSEMENTS

Le plan de financement des investissements est structuré avec 60% d'emprunts à long terme et 40% de capitaux propres. La rentabilité générée par l'exploitation de la raffinerie suffit à couvrir ce financement. Le montant total des emprunts mobilisés s'élève à 343 millions de dollars. Sur la période de remboursement, le coût total de la dette est estimé à 225,35 millions de dollars comme le montre le tableau ci-dessous :

Plan de financement		
Taux d'intérêt (%)	8,775%	
Délai de remboursement	11.42	
Mobilisation d'emprunt	60%	343,07
Capitaux propres	40%	228,72
Annuité de remboursement		47,37
Frais financiers		225,35
Remboursement du principal		343,07

TABLEAU 22: RESULTATS DE CALCUL DE REMBOURSEMENT DES EMPRUNTS ET DU COUT DE LA DETTE

Ce scénario, qui prévoit l'installation d'une capacité de traitement de **25 000 bbl/j** où la SDU est alimentée par une charge de **6130 bbl/j**, démontre une **rentabilité acceptable**. Le **résultat net d'exploitation** est évalué à **1,51 milliard de dollars**, et la valeur actuelle nette (VAN) est positive à **191 millions de dollars**, et ce malgré les 8 années d'exonération d'impôts. Une **marge brute de 9,3 milliards de dollars** et une **marge nette de 2,92 milliards de dollars** confirment ce niveau de performance.

Les autres indicateurs financiers soutiennent également cette conclusion positive. Le **délai de récupération** du capital investi est très court, s'établissant à seulement **7 ans** (soit 4 ans sans inclure la période de construction), ce qui justifie la rapidité de la rentabilité. Cette performance est également confirmée par un taux interne de rentabilité (TRI) de **24,5%** et un indice de profitabilité favorable.

En conclusion, l'installation de la raffinerie selon la configuration du Cas 2, Option 1, est **appréciable** financièrement, car son TRI de 24,5% est largement supérieur au taux d'actualisation de 12%. Toutefois, il est essentiel de noter que cette rentabilité reste très **sensible** aux conditions du marché, notamment l'influence d'un **prix de cession du brut de 42,85 \$/bbl** et la faiblesse relative des prix de vente des produits pétroliers raffinés.

Le tableau ci-dessous récapitule les résultats de calcul de la rentabilité des investissements.

Année		Total
Résultat Brut d'exploitation		2.083
Impôts	45%	569,95
Résultat Net d'exploitation		1.513,35
Cashs Flow nets avant impôts		1.511,51
Cashs Flow nets après Impôts		942
Taux d'actualisation	12%	
Taux d'inflation	0%	
Investissements actualisés		512,49
Cashs Flow Nets avant Imp actualisés		292,00
Cashs Flow Nets après Imp actualisés		191
Cashs Flow Nets après Imp act-cumulés		986,89
Coût du brut		6.363,23
Marge brute-raffinage		9.314,19
Marge nette-raffinage		2.915,64
Marge nette actualisée		933,55

Résultats Economiques	Unités	Montant
Valeur actuelle nette	MM\$	191
Taux de rentabilité interne	%	24,5%
Indice de Profitabilité	\$/ \$	1,37
Délai de récupération	Années	7

TABEAU 23: RESULTATS DE CALCUL DE LA RENTABILITE DES INVESTISSEMENTS

6.2.3 EVALUATION ECONOMIQUE DU CAS2 – OPTION 2

La configuration de la raffinerie modulaire dans ce cas, est basée sur une **capacité de traitement de 25000 bbl/j** où la **SDU** est alimentée par une charge de **4032 bbl/j** (charge inférieure que le cas précédent). L'évaluation technique a permis de définir la configuration de procédé et l'ardoise de produits, sur la base desquelles les estimations du chiffre d'affaires et des investissements (CAPEX) ont été calculées et sont récapitulées dans le tableau ci-dessous.

Pour cette configuration, le chiffre d'affaires total sur la période d'exploitation est estimé à **14,872 milliards de dollars**. Il est important de souligner que cette estimation a été réalisée sans tenir compte d'une hypothèse d'évolution des prix produits finis tout au long de la période d'exploitation. Les investissements (CAPEX) nécessaires pour cette capacité sont quant à eux évalués à **572 millions de dollars**.

Année			Total	
Evolution des prix		Evolution des prix		0,0%
Chiffre d'Affaires	(10^6\$)	Prix(\$/bbl)	Quantité (bbl/j)	14.872
GPL (RFCC)		87,00	5950	3214,88
Essence (RFCC)		100,17	4998	3108,87
Kérosène (CDU)		127,93	942	748,28
Gasoil (CDU + RFCC)		123,18	6495	4968,42
Asphaltènes (SDU)		171,72	2655	2831,34
Total ventes			21.040	
Investissements MM\$				572
Ingénierie		3,878		5,72
Installations du site		174,51		251,76
		178,4		
Unités de traitement				
Distillation atmosphérique CDU		67,06		69,23
Unité Craquage Catalytique RFCC		173,46		95,56
Unité Désasphaltage Solvant SDU		29,96		82,40
Refinery Gas Plant (RGP)		117,32		61,80
Coût total du capital fixe		387,8		566,47
Fonds de roulement		6,0		5,72
Total investissement		MM\$		572

TABLEAU 24: RESULTATS D'ESTIMATION DU CHIFFRE D'AFFAIRES ET D'ESTIMATION DES INVESTISSEMENTS

Les charges d'exploitation totales de la raffinerie pour l'ensemble de la période d'activité sont estimées à **13,325 milliards de dollars**. Une partie significative de ce montant est attribuable au **coût de la charge de pétrole brut**, qui s'élève à **6,6364 milliards de dollars**, représentant ainsi **50% des charges totales** de cette configuration.

Année	Total	MM\$	Total
Fonctionnement	Total		5,72
Coûts fixes d'exploitation (MM\$)	23,28		
Entretien	2,68		
Main-d'œuvre	20,60		
Coûts d'exploitation variables	6.665		
Quantité traitée de brut	154,9	Prix- Brut	
Coût pétrole brut	6.636,4	42,85	\$/bbl
Gaz naturel	10,30		
Électricité	7,29		
Eau	0,57		
Produits chimiques	9,27		
Redevances	1,25		
Total fonctionnement	13.325		

TABLEAU 25: RESULTATS D'ESTIMATION DU COUT D'EXPLOITATION

Le financement des investissements est réparti entre 60% d'emprunts à long terme et 40% de capitaux propres. La rentabilité générée par l'exploitation de la raffinerie est

suffisante pour couvrir l'intégralité de ce financement. Le montant total des emprunts mobilisés s'élève à **343,3 millions de dollars**, avec un coût total de la dette estimé à **225,5 millions de dollars** sur toute la période de remboursement.

Plan de financement		
Taux d'intérêt (%)	8,775%	
Taux d'intérêt moyen pondéré	8,775%	
Délai de remboursement	11.42	
Mobilisation d'emprunt	60%	343,31
Capitaux propres	40%	228,88
Annuité de remboursement		47,40
Frais financiers		225,51
Remboursement du principal		343,31

TABLEAU 26 : RESULTATS DE CALCUL DU REMBOURSEMENT DES EMPRUNTS ET DU COUT DE LA DETTE

Malgré une exonération d'impôts de huit ans, cette configuration affiche un résultat net d'exploitation de **513,6 millions de dollars**, ce qui n'est pas suffisant pour garantir la viabilité du projet. La valeur actuelle nette (VAN) est **négative**, indiquant que la valeur des flux de trésorerie actualisés est inférieure à l'investissement initial. Bien que la marge brute soit de **8,23 milliards de dollars** et la marge nette de **1,57 milliard de dollars**, ces chiffres traduisent un **faible niveau de rentabilité** pour l'installation.

Les autres indicateurs financiers confirment l'échec de ce scénario : le **délai de récupération** du capital est excessivement long, s'élevant à **21 ans** (soit 18 ans sans la période de construction). Plus encore, le **Taux Interne de Rentabilité (TRI)** est **négatif**, le rendant ainsi très loin d'atteindre l'exigence minimale de rentabilité de **12%** (le taux d'actualisation).

En conclusion, l'installation de la raffinerie selon les paramètres du Cas2 - Option 2, n'est **pas faisable** financièrement, car son TRI est largement inférieur au taux d'actualisation de 12%. Ce résultat fortement négatif est principalement dû à l'impact du **prix de cession du brut de 42,85 \$/bbl** combiné à la faiblesse des prix de vente des produits pétroliers et la petite quantité des asphaltènes produits.

Résultat Brut d'exploitation		737
Impôts	45%	223,81
Résultat Net d'exploitation		513,59
Cashs Flow nets avant impôts		165,22
Cashs Flow nets après Impôts		-59
Taux d'actualisation	12%	
Taux d'inflation	0%	
Investissements actualisés		512,85
Cashs Flow Nets avant Imp actualisés		-125,24
Cashs Flow Nets après Imp actualisés		-164
Cash Flows Nets après Impôts act-cumulés		-3.610,63
Coût du brut		6.636,39
Marge brute-raffinage		8.235,40
Marge nette-raffinage		1.570,32
Marge nette actualisée		516,75

Résultats Economiques	Unités	Montant
Valeur actuelle nette	MM\$	-163,6
Taux de rentabilité interne	%	-1,9%
Indice de Profitabilité	\$/ \$	0,68
Délaï de récupération	Années	21

TABLEAU 27: RESULTATS DE CALCUL DE LA RENTABILITE DES INVESTISSEMENTS

6.2.4 EVALUATION ECONOMIQUE DU CAS2 – OPTION3

La configuration de la raffinerie modulaire dans ce cas, est basée sur une capacité de traitement de 25000 bbl/j où la **SDU** est alimentée par une charge de **12160 bbl/j**, identique à la charge de la **RFCC** (la charge existante est divisée à égalité entre la SDU et la RFCC). L'évaluation technique a permis de définir la configuration de procédé et l'ardoise de produits, sur la base desquelles les estimations du chiffre d'affaires et des investissements (CAPEX) ont été calculées et sont récapitulées dans le tableau ci-dessous.

Le chiffre d'affaires total sur la durée d'exploitation est estimé à **18,06 milliards de dollars**. Conformément aux directives des services concernés, cette estimation n'intègre pas l'hypothèse d'une évolution des prix sur la durée d'exploitation. Quant aux investissements (CAPEX) requis pour cette capacité, ils sont évalués à **569 millions de dollars**.

Année			Total
Evolution des prix	Evolution des prix		0,0%
Chiffre d'Affaires (10^6\$)	Prix(\$/bbl)	Quantité (bbl/j)	18.058
GPL (RFCC)	87	4220	2279,94
Essence (RFCC)	100,17	3460	2152,31
Kérosène (CDU)	127,93	940	746,78
Gasoil (CDU + RFCC)	123,18	5670	4337,25
Asphaltènes (SDU)	171,72	8010	8541,71
Total ventes		22.300	
Investissements MM\$		% - Tot-Inv	569
Ingénierie	3,878	1,0%	5,69
Installations du site	174,51	44,0%	250,23
	178,4	45,0%	
Unités de traitement		54,0%	
Distillation atmosphérique CDU	67,06	12,1%	68,81
Unité Craquage Catalytique RFCC	141,68	16,7%	94,97
Unité Désasphaltage Solvant SDU	59,22	14,4%	81,89
Refinery Gas Plant (RGP)	117,32	10,8%	61,42
Coût total du capital fixe	385,3	99,0%	563,02
Fonds de roulement	5,04	1,0%	5,69
Total investissement	MM\$	100,0%	569

TABLEAU 28: RESULTATS D'ESTIMATION DU CHIFFRE D'AFFAIRES ET D'ESTIMATION DES INVESTISSEMENTS

Les charges d'exploitation totales de la raffinerie pour l'ensemble de la période d'activité sont estimées à **13,460 milliards de dollars**. Le **coût de la charge de pétrole brut** s'élève à **6,652 milliards de dollars**, représentant ainsi exactement la moitié des charges totales. Ce coût significatif a une influence notable sur le niveau global de la rentabilité du projet.

Année			Total
Fonctionnement	Total	MM\$	17,06
Coûts fixes d'exploitation (MM\$)	69,41		
Entretien	7,98		
Main-d'œuvre	61,42		83,8
Coûts d'exploitation variables	6.738		
Quantité traitée de brut	155,3	Prix- Brut	
Coût pétrole brut	6.652,5	42,85	\$/bbl
Gaz naturel	30,71		
Électricité	21,73		
Eau	1,70		
Produits chimiques	27,64		
Redevances	3,74		
Total fonctionnement	13.460		
Amortissement	6,0%	569	

TABLEAU 29: RESULTATS D'ESTIMATION DU COUT D'EXPLOITATION

Le plan de financement des investissements repose sur un mélange de **60%** d'emprunts à long terme et **40%** de capitaux propres. La **rentabilité opérationnelle** de la raffinerie est suffisante pour assurer la couverture de ce financement. Le montant total des emprunts mobilisés s'élève à **341,22 millions de dollars**. Sur la période de remboursement prévue, le **coût total de la dette** est estimé à **224,14 millions de dollars**.

Plan de financement		
Taux d'intérêt (%)	8,775%	
Taux d'intérêt moyen pondéré	8,775%	
Délai de remboursement	11.42	
Mobilisation d'emprunt	60%	341,22
Capitaux propres	40%	227,48
Annuité de remboursement		47,11
Frais financiers		224,14
Remboursement du principal		341,22

TABLEAU 30: RESULTATS DE CALCUL DU REMBOURSEMENT DES EMPRUNTS ET DU COUT DE LA DETTE

Cette configuration, qui prévoit l'installation d'une capacité de traitement de **25000 bbl/j** avec la charge de l'unité SDU identique à celle de la RFCC de **12160 bbl/j**, présente une **rentabilité élevée**. Le résultat net d'exploitation est évalué à **2,79 milliards de dollars**. Malgré l'exonération d'impôts de huit ans, le projet génère une Valeur Actuelle Nette (VAN) **positive** et très significative de **667 millions de dollars**. De plus, les marges sont excellentes, avec une marge brute de **11,4 milliards de dollars** et une **marge nette de 4,68 milliards de dollars**.

Les autres indicateurs financiers confirment le niveau très appréciable de la rentabilité de cette raffinerie. Le **délai de récupération** du capital investi est extrêmement court, s'établissant à seulement **4 ans** (soit **1 an** sans inclure la période de construction).

En conclusion, l'installation de la raffinerie selon la configuration du Cas2 - Option3, est **hautement appréciable** sur le plan financier. Son **Taux Interne de Rentabilité (TRI)** atteint **48,2%**, ce qui est **largement supérieur au taux d'actualisation de 12%** servant de référence minimale.

Le tableau ci-dessous récapitule les résultats de calcul de la rentabilité des investissements.

Résultat Brut d'exploitation		3.793
Impôts	45%	995,56
Résultat Net d'exploitation		2.797,86
Cashs Flow nets avant impôts		3.224,72
Cashs Flow nets après Impôts		2.229
Taux d'actualisation	12%	
Taux d'inflation	0%	
Investissements actualisés		509,73
Cashs Flow Nets avant Imp actualisés		845,70
Cashs Flow Nets après Imp actualisés		667
Cashs Flow Nets après Imp act-cumulés		7.369,47
Coût du brut		6.652,46
Marge brute-raffinage		11.405,54
Marge nette-raffinage		4.667,56
Marge nette actualisée		1.498,65

Résultats Economiques	Unités	Montant
Valeur actuelle nette	MM\$	667,0
Taux de rentabilité interne	%	48,2%
Indice de Profitabilité	\$/ \$	2,31
Délai de récupération	Années	4

TABLEAU 31: RESULTATS DE CALCUL DE LA RENTABILITE DES INVESTISSEMENTS

6.2.5 EVALUATION ECONOMIQUE DU CAS3

La configuration de la raffinerie modulaire étudiée dans le **Cas2 – Option3** précédent, basée sur une capacité de traitement de **25000 bbl/j** où la **SDU** est alimentée par une charge de **12160 bbl/j**, identique à la charge de la **RFCC** (la charge existante est divisée à égalité entre la SDU et la RFCC), est utilisée en intégrant une **unité de production du Polypropylène**. L'évaluation technique de ce cas a permis de définir la configuration de procédé et l'ardoise de produits, sur la base desquelles les estimations du chiffre d'affaires et des investissements (CAPEX) ont été calculées et sont récapitulées dans le tableau ci-dessous.

Année			Total
Evolution des prix	Evolution des prix		0,0%
Chiffre d'Affaires (10^6\$)	Prix(\$/bbl)	Quantité (bbl/j)	17.914
GPL (RFCC)	87,00	1000	540,30
Essence (RFCC)	100,17	3460	2152,31
Kérosène (CDU)	127,93	940	746,79
Gasoil (CDU + RFCC)	123,18	5670	4337,27
Asphaltènes (SDU)	171,72	8010	8541,71
Polypropylène	271,89	945	1595,57
Total ventes		20.025	
Investissements MM\$			646
Ingénierie	3,878		6,46
Installations du site	174,51		258,56
	178,4		
Unités de traitement			
Distillation atmosphérique CDU	67,06		78,86
Unité Craquage Catalytique RFCC	141,68		124,11
Unité Désasphaltage Solvant SDU	59,22		117,65
Refinery Gas Plant (RGP)	194,32		54,94
Coût total du capital fixe	462,3		640,59
Fonds de roulement	5,7		5,82
Total investissement	MM\$		646

TABLEAU 32: RESULTATS D'ESTIMATION DU CHIFFRE D'AFFAIRES ET D'ESTIMATION DES INVESTISSEMENTS

Le chiffre d'affaires total sur la durée d'exploitation est estimé à **17,91 milliards de dollars**. Cette estimation n'intègre pas d'hypothèse d'évolution des prix des produits finis sur toute la durée d'exploitation. Les investissements (CAPEX) requis pour ce scénario sont évalués à **646 millions de dollars**.

Les charges d'exploitation totales pour la durée d'activité de la raffinerie sont estimées à **13,37 milliards de dollars**. Une partie majeure de ces coûts provient du pétrole brut, dont le coût s'élève à **6,652 milliards de dollars**, représentant ainsi la moitié des charges totales. Ce coût significatif a une influence directe sur la **rentabilité globale du projet**. (Tableau ci-dessous).

Année			Total
Fonctionnement	Total	MM\$	6,46
Coûts fixes d'exploitation (MM\$)	26,30		
Entretien	3,03		
Main-d'œuvre	23,27		
coûts d'exploitation variables	6.691,69		
Quantité traitée de brut	155,25	Prix- Brut	
Coût pétrole brut	6.652	42,85	\$/bbl
Gaz naturel	11,64		
Électricité	8,23		
Eau	0,64		
Produits chimiques	10,47		
Redevances	1,42		
Total fonctionnement	13.370		
Amortissement	0,06	646	

TABLEAU 33: RESULTATS D'ESTIMATION DU COUT D'EXPLOITATION

Le plan de financement des investissements est établi avec **60%** d'emprunts à long terme et 40% de capitaux propres. La **rentabilité** générée par l'exploitation de la raffinerie est jugée suffisante pour couvrir ce montage financier. Le montant total des emprunts mobilisés s'élève à **387,84 millions de dollars**, et le **coût total de la dette** est estimé à **254,76 millions de dollars** sur l'ensemble de la période de remboursement.

Plan de financement		
Taux d'intérêt (%)	8,775%	
Délai de remboursement	11.42	
Mobilisation d'emprunt	60%	387,84
Capitaux propres	40%	258,56
Annuité de remboursement		53,55
Frais financiers		254,76
Remboursement du principal		387,84

TABLEAU 34: RESULTATS DE CALCUL DU REMBOURSEMENT DES EMPRUNTS ET DU COUT DE LA DETTE

Cette configuration, qui intègre une **unité pétrochimique de polypropylène** à la raffinerie de **25 000 bbl/j**, présente un **niveau de rentabilité élevé**. Malgré l'exonération d'impôts de huit ans, le résultat net d'exploitation est évalué à **2,67 milliards de dollars**. Cet excellent résultat se traduit par une valeur actuelle nette (VAN) très positive de **562 millions de dollars**. De plus, les marges illustrent la solidité du projet, avec une marge brute de **11,26 milliards de dollars** et une marge nette de **4,57 milliards de dollars**.

Les indicateurs de performance confirment cette appréciation : le **délai de récupération** du capital investi est très court, s'établissant à seulement **5 ans** (soit 2 ans sans compter la période de construction), ce qui justifie le niveau de rentabilité. Le Taux Interne de Rentabilité (TRI) atteint **38,7%**, une valeur **largement supérieure** au taux d'actualisation de référence fixé à **12%**.

En conclusion, l'installation d'une raffinerie d'une capacité de 25 000 bbl/j avec l'intégration d'une unité de Polypropylène est jugée appréciable financièrement, compte tenu du TRI élevé.

Les résultats de calcul de la rentabilité des investissements sont récapitulés dans le tableau ci-dessous :

Année		Total
Résultat Brut d'exploitation		3.629
Impôts	45%	962,57
Résultat Net d'exploitation		2.666,34
Cashs Flow nets avant impôts		2.982,50
Cashs Flow nets après Impôts		2.020
Taux d'actualisation	12%	
Taux d'inflation	0%	
Investissements actualisés		592,49
Cashs Flow Nets avant Imp actualisés		734,14
Cashs Flow Nets après Imp actualisés		562
Cash Flows Nets après Impôts act-cumulés		5.653,74
Coût du brut		6.652,46
Marge brute-raffinage		11.261,49
Marge nette-raffinage		4.569,81
Marge nette actualisée		1.464,59

Résultats Economiques	Unités	Montant
Valeur actuelle nette	MM\$	562
Taux de rentabilité interne	%	38,7%
Indice de Profitabilité	\$/ \$	1,95
Délaï de récupération	Années	5

TABLEAU 35: RESULTATS DE CALCUL DE LA RENTABILITE DES INVESTISSEMENTS

6.3 ANALYSE DE SENSIBILITE DE LA RENTABILITE AUX DIFFERENTS PARAMETRES D'EVALUATION

6.3.1 COMPARAISON DU CAS2 -OPTION 3 ET LA CAS3

La raffinerie de 25000 bbl/j ayant une SDU alimentée par une charge de 12160 bbl/j (**Cas 2 - Option 3**) a été équipée par une **unité pétrochimique de production du Polypropylène (PP)** alimentée par le propane disponible dans la charge **GPL** de la raffinerie (**Cas 3**).

La comparaison des performances des deux configurations de la raffinerie modulaire de **25000 bbl/j** révèle que l'option sans intégration de l'unité pétrochimique est **financièrement plus robuste** que celle intégrant l'Unité de Polypropylène (PP). La comparaison des indicateurs de rentabilité est illustrée dans le tableau ci-dessous :

Indicateur Financier	Cas 2, Option 3 (Sans PP)	Cas 3 (Avec Unité PP)	Différence
Investissements (CAPEX)	569 millions USD	646 millions USD	+77 millions USD
Chiffre d'Affaires (Total)	18,06 milliards USD	17,91 milliards USD	-0,15 milliard USD
Résultat Net d'Exploitation	2,79 milliards USD	2,67 milliards USD	-0,12 milliard USD
Valeur Actuelle Nette (VAN)	667 millions USD	562 millions USD	-105 millions USD
Taux Interne de Rentabilité (TRI)	48,2%	38,7%	-9,5 points
Délai de Récupération (hors construction)	1 an	2 ans	+1 an
Taux d'Actualisation	12%	12%	-

TABLEAU 36: COMPARAISON DES RESULTATS FINANCIERS

Les deux configurations sont financièrement très robustes, car leur TRI est largement supérieur au taux d'actualisation de 12%. Cependant, l'analyse démontre que **l'intégration de l'unité de Polypropylène (Cas 3)**, bien que générant des produits à valeur ajoutée, **détériore légèrement la rentabilité globale** du projet.

L'analyse de sensibilité menée sur la configuration de la raffinerie modulaire de 25 000 bbl/j a démontré que l'intégration d'une Unité de Production de Polypropylène (PP) a pour effet de **réduire la rentabilité globale du projet**.

Bien que l'intégration de l'industrie pétrochimique soit théoriquement attractive, la modélisation a révélé une diminution notable des principaux indicateurs de performance financière.

Cette baisse de rentabilité s'explique par le **déséquilibre entre le coût d'investissement (CAPEX) de l'unité PP et le volume de propane disponible**. Les investissements lourds requis pour l'unité de Polypropylène ne sont pas suffisamment amortis par la **faible quantité de propane** pouvant être extraite du GPL. En conséquence, l'investissement additionnel ne parvient pas à compenser, par la vente de polypropylène à haute valeur, la **perte de revenus occasionnée par la soustraction du propane du marché plus rentable du GPL**, dégradant ainsi le TRI et la VAN.

En conclusion, l'intégration de l'unité PP **n'est pas optimale** dans les conditions de matière première actuelles et **n'est donc pas recommandée**.

6.3.2 SENSIBILITE AU CHOIX D'UN PLAN DE FINANCEMENT

Le tableau ci-dessous démontre clairement que le plan de financement combinant **60%** d'emprunts à long terme et **40%** de capitaux propres est **le plus avantageux**. Cette structure est considérée comme la meilleure solution, même si le taux d'intérêt des emprunts est jugé relativement élevé (**8,775%**).

Une structure alternative, avec **40%** d'emprunts et **60%** de capitaux propres, génère également une rentabilité satisfaisante. Son Taux Interne de Rentabilité (TRI) de **37,7%** demeure supérieur au taux d'actualisation utilisé comme paramètre de référence.

En se basant sur la référence fondamentale des études de faisabilité (la rentabilité des capitaux propres), le projet maintient une **solidité intrinsèque**. Un financement composé à **100%** de capitaux propres affiche un TRI de **27,8%**. Ce taux est largement

supérieur aux taux d'intérêt bancaires et aux rendements boursiers habituels, validant ainsi la viabilité du projet même sans recours à l'endettement.

Cas2 - Option3 : Sensibilité au plan de financement				
CP : Capitaux propres EMP : Emprunts à long terme				
Résultats Economiques	Unités	CP: 40 EMP: 60	CP: 60 EMP: 40	CP: 100, EMP: 0
Valeur actuelle nette	MM\$	667,0	641,2	589,7
Taux de rentabilité interne	%	48,2%	37,7%	27,8%
Indice de Profitabilité	\$/ \$	2,31	2,26	2,16
Délai de récupération	Années	4	5	6

TABLEAU 37: SENSIBILITE AU PLAN DE FINANCEMENT : CAS2 - OPTION3

Le tableau ci-dessous montre la sensibilité du Cas3 au plan de financement où le plan jugé **optimal** est celui qui repose sur 60% d'emprunts à long terme et 40% de capitaux propres.

La diminution de la part d'emprunt dans le financement du projet induit une réduction du taux de rentabilité interne du projet.

Cas n°3 : Sensibilité au plan de financement				
CP : Capitaux propres EMP : Emprunts à long terme				
Résultats Economiques	Unités	CP: 40 EMP: 60	CP: 60 EMP: 40	CP: 100, EMP: 0
Valeur actuelle nette	MM\$	562	530	466
Taux de rentabilité interne	%	38,7%	30,5%	22,8%
Indice de Profitabilité	\$/ \$	1,95	1,89	1,79
Délai de récupération	Années	5	6	7

TABLEAU 38: SENSIBILITE AU PLAN DE FINANCEMENT : CAS3

6.3.3 SENSIBILITE AU COUT DE PETROLE BRUT ENTREE RAFFINERIE

L'étude de l'évolution du prix du pétrole brut entrée raffinerie démontre que la rentabilité du projet est directement dépendant du coût d'achat du pétrole brut. Dans le Cas 1, la rentabilité est lourdement affectée par le coût d'achat du pétrole brut fixé à 42,85 \$/bbl. Ce coût représente à lui seul la moitié des charges d'exploitation totales. Pour que ce scénario devienne viable et atteigne une rentabilité positive, le prix du pétrole brut destiné à la raffinerie devrait être inférieur à **35 \$/bbl**.

Pour le scénario le plus performant (Cas2 - Option3), le chiffre d'affaires généré par l'exploitation de la raffinerie est suffisant pour couvrir le coût d'achat du pétrole brut.

Nous observons que le Cas n°3 (avec intégration de l'unité de polypropylène) subit le même effet d'influence négative lié au coût d'achat élevé du pétrole brut par la raffinerie.

Les deux tableaux ci-dessous montrent la sensibilité de la rentabilité du Cas1 et Cas3 quant à l'augmentation du prix d'achat du pétrole brut.

Cas défavorable		Cas n°1 : 20000 bbl/j				
Résultats Economiques	Unités	30 \$/bbl	35 \$/bbl	40 \$/bbl	41 \$/bbl	42.85 \$/bbl
Valeur actuelle nette	MM\$	633	292	-48	-116	-242
Taux de rentabilité interne	%	49,6%	31,0%	8,9%	4,6%	-2,8%
Indice de Profitabilité	\$/ \$	2,61	1,75	0,88	0,71	0,38
Délai de récupération	Années	4	6	21	21	21

TABLEAU 39: SENSIBILITE AU COUT DE PETROLE BRUT ENTREE RAFFINERIE : CAS1

Cas favorable		Cas n° 3 : intégration d'une unité pétrochimique				
Résultats Economiques	Unités	30 \$/bbl	35 \$/bbl	40 \$/bbl	41 \$/bbl	42.85 \$/bbl
Valeur actuelle nette	MM\$	1.661	1.233	806	720	562
Taux de rentabilité interne	%	70,9%	60,0%	47,2%	44,4%	38,7%
Indice de Profitabilité	\$/ \$	3,80	3,08	2,36	2,22	1,95
Délai de récupération	Années	3	4	4	4	5

TABLEAU 40: SENSIBILITE AU COUT DE PETROLE BRUT ENTREE RAFFINERIE : CAS3

En conclusion, à la suite de l'examen comparatif et à l'évaluation économique des différentes alternatives d'implantation de la raffinerie, le classement des cas et options est établi ci-dessous, en fonction de leur **niveau de rentabilité** respectif :

Résultats Economiques	Cas 2 : Opt. 3	Cas 3	Cas 2: Opt. 1	Cas 2: Opt. 2	Cas 1
Valeur actuelle nette	667,0	562	191	-163,6	-242
Taux de rentabilité interne	48,2%	38,7%	24,5%	-1,9%	-2,8%
Indice de Profitabilité	2,31	1,95	1,37	0,68	0,38
Délai de récupération	4	5	7	21	21
Ordre de Classement	1	2	3	4	5

TABLEAU 41: CLASSEMENT DES CONFIGURATION DE LA RAFFINERIE PAR RENTABILITE

Il est établi que la rentabilité du projet est directement corrélée positivement à la **capacité de la raffinerie à valoriser les fractions lourdes (asphaltènes)**. Plus la production d'asphaltènes est significative, plus le retour sur investissement de la raffinerie s'améliore.

Bien que le Cas3 soit classé au **deuxième rang** en termes de rentabilité économique, il se démarque des autres options par son intérêt macroéconomique en **l'intégration du secteur pétrochimique**. Cet aspect est jugé vital, car il permet de **répondre à la demande de l'économie nationale** en produits pétrochimiques essentiels. En somme, sa valeur n'est pas uniquement financière, mais réside aussi dans sa **contribution stratégique** au développement du pays.

7 CONCLUSION

L'étude de faisabilité du projet d'installation d'une raffinerie modulaire pour le traitement du pétrole brut lourd de Doba dans la zone méridionale a démontré la **viabilité** technique et économique, et la **pertinence stratégique** du projet en favorisant la configuration d'une raffinerie modulaire axée sur la conversion des résidus et la **valorisation** des fractions lourdes (asphaltènes) tout en assurant le maintien d'une production satisfaisante des carburants légers (gasoil, essences, GPL et kérosène).

Les travaux réalisés démontrent de manière concluante que l'installation d'une raffinerie modulaire de 25 000 bbl/j est **plus pertinente** que l'alternative à 20 000 bbl/j. Cette préférence s'observe principalement en termes de **rentabilité économique** globale, et de **flexibilité stratégique** pour le développement futur du projet. Ce dimensionnement est mieux adapté pour une **extension** ultérieure de la capacité de production à 50 000 bbl/j par l'ajout d'un second train modulaire.

Cette possibilité d'extension modulaire permet d'adapter l'investissement à l'évolution de la demande du marché sans nécessiter la construction d'une nouvelle raffinerie complète, sécurisant ainsi la position du projet sur le long terme et valide le choix de la capacité initiale la plus performante.

L'étude technique a intégré l'ensemble des **contraintes** techniques, économiques et stratégiques par une approche multicritère. Le choix des procédés de raffinage a été guidé par la recherche de la solution **optimale**, favorisant les critères suivants :

- **Efficiences Économiques** : Sélection des schémas de procédé les **moins onéreux** en termes d'investissement initial (CAPEX) et d'opération (OPEX) ;
- **Performance Financière** : Priorisation des configurations offrant la **meilleure rentabilité** via une ardoise de produits finis à haute valeur marchande ;
- **Opérabilité et Soutenabilité** : Choix des technologies les **moins complexes** afin de faciliter l'exploitation, la maintenance et la **maîtrise technique** par les équipes d'ingénieurs et d'opérateurs locaux.

La configuration finale retenue pour la raffinerie modulaire, dimensionnée à **25000 bbl/j**, est considérée comme une solution hautement performante bien que l'analyse n'ait pas intégré d'hypothèse d'évolution des prix des produits finis dans le futur.

Ce schéma de procédé intègre l'Unité de Désasphaltage par Solvant (SDU), traitant 50% de la charge disponible afin d'assurer une valorisation optimale des résidus lourds. Cette stratégie se traduit par un Taux de Rendement Interne (TRI) de 48.2%.

L'allocation de 50% de la charge disponible à la SDU est un facteur déterminant. Le brut lourd de Doba étant intrinsèquement plus apte à la production de fractions lourdes, la SDU permet de retirer sélectivement les Asphaltènes et de générer une Huile Désasphaltée (DAO) de meilleure qualité. Cette DAO est ensuite envoyée à l'Unité de Craquage Catalytique (RFCC), améliorant l'efficacité du craquage, réduisant la formation de coke et optimisant les rendements en carburants légers.

Les investissements initiaux (CAPEX) sont estimés à 569 millions de dollars US. Sur toute la période d'exploitation, le chiffre d'affaires (CA) total est évalué à 18,06 milliards de dollars US, confronté à des Charges d'Exploitation (OPEX) cumulées de 13,460 milliards de dollars US. L'analyse des coûts révèle que le coût de la matière première (brut) est le poste le plus critique, représentant la moitié des OPEX totaux (6,652 milliards de dollars US), influençant directement la rentabilité. La structure de financement choisie (60 % dette / 40 % capitaux propres) est couverte par la rentabilité future, avec une mobilisation d'emprunts de 341,22 millions de dollars US et un coût total de la dette de 224,14 millions de dollars US.

La configuration finale de la raffinerie a fait l'objet d'une analyse de sensibilité additionnelle visant à évaluer l'impact de l'intégration pétrochimique avale. Cette analyse a spécifiquement modélisé l'ajout d'une Unité de Production de Polypropylène (PP), utilisant le propane récupéré à partir du flux de Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL) comme charge initiale.

Dans ce nouvel cas de figure, les investissements initiaux (CAPEX) sont estimés à 646 millions de dollars US. Sur toute la période d'exploitation, le chiffre d'affaires (CA) total est évalué à 17,91 milliards de dollars US, confronté à des Charges d'Exploitation (OPEX) cumulées de 13,37 milliards de dollars US. L'analyse des coûts révèle que le

coût de la matière première (brut) est le poste le plus critique, représentant la moitié des OPEX totaux (6,652 milliards de dollars US), influençant directement la rentabilité. La structure de capital retenue repose sur un ratio de 60 % de dette et 40 % de capitaux propres. La mobilisation des emprunts à long terme s'élève à 387,84 millions de dollars US. Le coût total de la dette (incluant l'ensemble des intérêts) sur la période de remboursement est estimé à 254,76 millions de dollars US.

L'intégration de l'**Unité de Production de Polypropylène (PP)** a entraîné une **diminution** du Taux de Rendement Interne (TRI), qui est passé de **48,2% à 38,7%**. Cette baisse s'explique par la **quantité insuffisante de propane disponible** et traitée. Les volumes faibles ne permettent pas de couvrir efficacement les investissements additionnels (CAPEX) et la perte de revenus résultant de la réduction des quantités de Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL) vendues.

En conclusion de cette étude de faisabilité, il est recommandé d'implanter une **raffinerie modulaire d'une capacité de 25 000 bbl/j** dans la zone méridionale. La stratégie de cette installation doit impérativement reposer sur la **maximisation de la production d'asphaltènes** par le raffinage du pétrole brut lourd. Cette orientation est cruciale pour **capitaliser sur le potentiel de rentabilité élevé du projet**, lequel est substantiellement renforcé par la **forte demande régionale** émanant des pays d'Afrique centrale et de l'Afrique de l'Ouest.

En revanche, l'intégration d'une **unité pétrochimique (Polypropylène) n'est pas recommandée** dans la configuration actuelle. Les analyses ont démontré que les **quantités limitées de propane disponibles** sont insuffisantes pour atteindre l'effet d'échelle nécessaire pour rentabiliser les investissements lourds associés à ces unités, ce qui aurait pour conséquence de **dégrader le Taux de Rendement Interne (TRI) global du projet**.