



République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université 20 Août 1955 -SKIKDA

Faculté de Technologie

Département de Pétrochimie

# Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

## Master

Filière: Industries Pétrochimiques

Spécialité: Génie Pétrochimique

**Thème:**

**Banalisation des Trains de Traitement du Complexe Pétrolier d'OURHOUD :  
Stratégie Innovante pour Gérer l'Épuisement du Gisement et le  
Surdimensionnement des Infrastructures**

**Réalisé par:**

- AZEDDINE Youcef Nadhir
- LOUCIF Nafaa

**Encadrante :** Dr BOUSSOUF Ibtissam

**Co-Encadrant :** SOLTANI Brahim

Année universitaire 2023-2024

## **Résumé :**

Ce mémoire étudie le cas du complexe pétrolier d'Ourhoud en Algérie, qui fait face à une baisse de production continue et à un surdimensionnement de ses trains de traitement. L'objectif est de proposer des solutions innovantes pour optimiser la gestion des ressources dans ce contexte d'épuisement du gisement et de surdimensionnement des infrastructures. Deux scénarios d'optimisation ont été élaborés et évalués : le premier Scénario (1) consiste à un arrêt complet d'un train de production. Le second Scénario (2) décrit un arrêt partiel de deux trains de production et une mise en place d'une ligne d'interconnexion complète entre les trois trains de production. L'analyse approfondie a révélé que le scénario (2), proposant l'interconnexion complète, l'optimisation des équipements et du fonctionnement des machines, s'avère être la solution la plus prometteuse et durable pour relever les défis du complexe. Cette approche permettrait de Réduire significativement la consommation d'énergie et d'utilités, Optimiser l'utilisation des équipements de traitement, Améliorer la flexibilité opérationnelle du complexe et de Maintenir une performance optimale du système de traitement. L'optimisation des trains de traitement du pétrole en réponse à l'évolution des conditions d'exploitation est indispensable pour garantir la continuité des opérations, minimiser les coûts, assurer la sécurité et la protection de l'environnement, et contribuer à une production pétrolière durable.

**Mots clés :** Complexe pétrolier Ourhoud ; Épuisement du gisement ; Simulation ; Interconnexion des trains de production ; Réévaluation du dimensionnement des équipements ; Optimisation du fonctionnement des machines ; Gestion du déséquilibre de la charge liquide

**Abstract:**

This thesis studies the case of the Ourhoud oil refinery in Algeria, which is facing a continuous decline in production and oversizing of its processing trains. The objective is to propose innovative solutions to optimize resource management in this context of reservoir depletion and infrastructure oversizing. Two optimization scenarios were developed and evaluated. The first scenario (1) analyses complete shutdown of one production train while the second scenario (2) describes partial shutdown of two production trains and implementation of a complete interconnection line between the three production trains. In-depth analysis revealed that the second scenario (2), proposing an interconnection, equipment optimization, and machine operation optimization, is the most promising and sustainable solution to address the refinery's challenges. This approach would allow to Significantly reduce energy and utility consumption; Optimize the use of processing equipment; Improve the operational flexibility of the refinery and maintain optimal performance of the processing system. Optimizing oil processing trains in response to changing operating conditions is essential to ensure continuity of operations, minimize costs, ensure safety and environmental protection, and contribute to sustainable oil production.

**Keywords:** Ourhoud's Oil complex; Reservoir Depletion; Simulation; Production Train Interconnection; Equipment Sizing Reassessment; Machine Operation Optimization; ; Liquid Feed Imbalance Management

## ملخص:

تواجه صناعة النفط تحديين رئيسيين: استنزاف الابار تدريجياً وتضخم البنية التحتية للمعالجة. يجب على مصافي النفط تكييف استراتيجيات التشغيل الخاصة بها للحفاظ على الكفاءة المثلى وتقليل تكاليف الإنتاج والحفاظ على الموارد الطبيعية مع مراعاة انخفاض أحجام النفط الخام المعالج. تدرس هذه الرسالة حالة مصفاة أورهود للنفط في الجزائر، والتي تواجه انخفاضاً مستمراً في الإنتاج ومعدات معالجة أكبر من الحاجة. الهدف هو اقتراح حلول مبتكرة لتحسين إدارة الموارد في سياق من استنزاف موارد النفط وعدم كفاءة المعدات لخصائصها المختارة لكميات أكبر. تم اقتراح وتقييم سيناريوهين لتحسين الإنتاج: السيناريو الأول (1) يعمل على الإيقاف التام لأحد خطوط المعالجة والسيناريو الثاني (2) يعمل على الإيقاف الجزئي لخطي معالجة وتركيب خط ربط بين خطوط المعالجة الثلاثة. كشفت التحليلات والنتائج أن السيناريو الثاني (2)، الذي يقترح الربط الكامل، وتحسين المعدات، وتحسين تشغيل الآلات، هو الحل الأكثر كفاءة واستدامة لمعالجة مشاكل المصفاة. سيسمح هذا النهج بخفض استهلاك الطاقة والمرافق بشكل كبير، تحسين استخدام معدات المعالجة، تحسين المرونة التشغيلية للمصفاة و أخيراً الحفاظ على الأداء الأمثل لمحطة المعالجة. إن تحسين خطوط معالجة النفط استجابةً لتغيرات ظروف التشغيل أمر ضروري لضمان استمرارية العمليات وتقليل التكاليف وضمان السلامة وحماية البيئة، والمساهمة في إنتاج النفط المستدام.

**الكلمات المفتاحية:** محطة معالجة النفط اورهود ; استنزاف الموارد ; المحاكاة ; ربط خطوط الإنتاج ; إعادة تقييم خصائص المعدات ; تحسين تشغيل الآلات ; إدارة عدم توازن مركبات السائل.

# Remerciement

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude à toutes les personnes qui ont contribué à la réussite de notre Projet de Fin d'Études. Ce projet a été une expérience enrichissante et formatrice, et nous sommes reconnaissants pour le soutien et les encouragements que nous avons reçus tout au long de sa réalisation.

Nous tenons à remercier particulièrement Monsieur *B. BELJOUDI*, notre encadrant professionnel au sein de l'entreprise. Sa patience, sa disponibilité et ses précieux conseils ont été d'une grande aide pour l'avancement de notre projet. Nous sommes reconnaissants pour l'opportunité qu'il nous a offerte de travailler sur un projet concret et de découvrir les rouages de l'industrie.

Nous tenons également à remercier Docteur *I. BOUSSOUF* et Monsieur *B. SOLTANI*, nos encadrants universitaires. Leur expertise et leurs conseils avisés ont été essentiels pour la validation scientifique de notre projet. Nous sommes reconnaissants pour leur confiance et leur soutien tout au long de notre parcours universitaire.

Nous remercions également la société Ourhoud et son équipe pour leur contribution à notre projet. Leur apport en matériel et en expertise a été précieux pour la réalisation de notre travail. Nous sommes reconnaissants pour leur collaboration et leur bienveillance.

Enfin, nous tenons à remercier les membres du jury de soutenance pour leur temps et leur attention. Nous sommes honorés d'avoir pu présenter notre travail devant eux et nous leur sommes reconnaissants pour leurs remarques constructives et leurs encouragements.

# Dédicace

## Je dédie ce travail :

"**Pour ce qui est d'Allah, Il a dit** ' (وَقُلْ رَبِّيَ اَرْحَمُهُمَا كَمَا رَبِّيَانِي صَغِيرًا) .“, mes parents, les piliers de ma vie. Leur amour inconditionnel, leur soutien indéfectible et leurs sacrifices incessants m'ont permis de persévérer face aux défis. Je suis infiniment reconnaissant pour leur présence constante et pour les valeurs qu'ils m'ont inculquées.

Je tiens également à remercier Je tiens également à remercier ma famille que DIEX vous protège et vos enfants. mes frères, Abd El Hak, Ilyes et Anouar, pour leur amitié indéfectible. Ils ont toujours été présents pour moi, même dans les moments les plus difficiles, et je suis chanceux de les avoir dans ma vie

Je suis profondément reconnaissant envers Dr. Najran, pour sa confiance, ses précieux conseils et son aide hors pair. Son expertise et sa passion pour le domaine de simulation m'ont beaucoup inspiré et m'ont permis de me dépasser.

Je tiens également à remercier Nafâa, mon binôme, pour sa collaboration fructueuse, son amitié précieuse et son soutien indéfectible. Ensemble, nous avons relevé de nombreux défis, appris l'un de l'autre et partagé des moments mémorables.

Je remercie chaleureusement toute l'équipe du Petroleum Club, et en particulier Linda, pour leur soutien, leur camaraderie et l'esprit d'entraide qui règne au sein du club. Ils ont créé un environnement stimulant et convivial qui m'a permis de m'épanouir et de développer mes compétences.

Enfin, je tiens à remercier toute l'équipe pétrochimie à qui je souhaite plus de succès.

Youcef Azzedine

## Liste des abréviations

API°: American petroleum institute

SG : specific gravity

PNA : pourcentage de paraffines naphènes et aromatiques

WAG : Water Alternating Gas

GOR : Gas/Oil Ratio (Le rapport entre le volume de gaz et le volume d'huile)

Md : milli Darcy

PPM : Partie Par Million

Psi : Pounds per square inch

Bbl/j : baril par jour

TVR : Tension de Vapeur Reid

SH/TRC : Sonatrach / transport par canalisation

PK0 : Point Kilométrique zero

BS&W : Basic Sediment and Water (la teneur en eau et sediments dans le pétrole brut)

DCS : distributed control system

TAGI : TRIAS Argilo Gréseux Inférieur

CPF : Central Processing Facility (centre de traitement)

HMI : Human Machine Interface

OWTS : Onsite Wastewater Treatment System

CAO : Conception Assistée par Ordinateur

WT : water treatment

IWH : Increase Water Handling (Augmenter la manutention de l'eau)

SM<sup>3</sup>/J : standard mètre cube par jour

HP : Haut pression

MP : médium pression

BP : base pression

## Liste des Figures

Figure I.1 : Schéma représentant la migration du pétrole.....	5
Figure I.2 : Schéma représentant la nature chimique des pétroles selon le KW .....	8
Figure I.3 : SONATRACH et ses associés dans le projet OURHOUD .....	9
Figure I.4 : Participation de SONATRACH et ses associés.....	10
Figure I.5 : Localisation champ OURHOUD.....	10
Figure I.6 : La localisation de puit dans le champ.....	11
Figure I.7 : Puit producteur d’huile .....	12
Figure I.8 : Les puits d’injections de gaz .....	12
Figure I.9 : Puits injecteurs d’eaux.....	13
Figure I.10: Puits WAG.....	13
Figure I.11: Les puits de production d’eau Albien/Barrémien.....	14
Figure I.12: Description d'un satellite .....	14
Figure I.13 : Présentation les collecteurs du satellite .....	15
Figure I.14: Vue générale du CPF.....	18
Figure II.1 : Schéma Slug Catcher .....	24
Figure II.2 : Les séparateurs A/B .....	25
Figure II.3 : Les séparateurs A/B Interface HMI.....	25
Figure II.4 : schéma générale de train .....	26
Figure II.5 : Les séparateurs des trains .....	27
Figure II.6 : Les dessaleurs coalesseurs .....	28
Figure II.7 : La colonne de stabilisation.....	30
Figure II.8 : Le four rebouilleur .....	30
Figure II.9: Schéma simplifié d’un train de traitement de brut .....	31
Figure II.10 : les composants de l’unité.....	32
Figure II.11: Vue générale traitement du gaz.....	32
Figure II.12: Stripper OverHead compresseurs.....	33
Figure II.13: Les Re-compresseurs.....	34
Figure II.14: Présentation de Déshydrater interface HMI .....	35
Figure II.15.: Présentation L’unité de Régénération du glycol interface HMI.....	36
Figure II.16: Booster and lift Gas compressor .....	37
Figure II.17 : Injection Gas compresseur .....	37
Figure II.18: vue générale des unités des eaux huileuses.....	38
Figure II.19: Présentation le Dégazeur .....	39
Figure II.20 : Présentation Les filtres fins de l’OWTS.....	40

Figure III.1 : Le modèle thermodynamique choisis .....	47
Figure III.2 : Aperçu de la simulation .....	47
Figure IV.1 : Simulation de cas réel.....	52
Figure IV.2 : Schema du process (cas design) .....	52
Figure IV. 3: L'écart dans la composition de brut .....	53
Figure V.1 : Aperçu de la simulation .....	68
Figure V.2 : Schéma simplifié de la proposition.....	75
Figure V.3 : Aperçu de la Simulation.....	77

## Liste des Tableaux

Tableau I.1 Classification des pétroles selon la densité.....	6
Tableau I.2 : La classification des pétroles selon la teneur en soufre.....	7
Tableau I.3 : Les bruts de référence.....	8
Tableau I.4 : Caractéristiques du réservoir.....	15
Tableau I.5 : Désigne des installations.....	15
Tableau I.6 : Caractéristiques d'eau.....	16
Tableau I.7 : Caractéristiques de gaz.....	16
Tableau I.8 : La composition de pétrole brute des puits .....	16
Tableau I.9 : les caractéristiques des composants Pseudo.....	17
Tableau I.10: Les valeurs repère de brut traité.....	19
Tableau II.1 : les paramètres préconisés pour un brut fini .....	29
Table III.1 Tableau de validation de simulation "cas réel" .....	48
Tableau IV.1 : composition-gaz-liquide-eau- de la charge .....	53
Tableau IV.2 : Paramètres des Ballon géant (réel/design) .....	54
Tableau IV.3 : Paramètres de l'échangeur 10-HA-20-01A/B (réel/design) .....	55
Tableau IV.4 : Paramètres de séparateur 10-VA-20-01 (réel/design).....	56
Tableau IV.5 : Paramètres de l'échangeur inter étage (réel/design).....	57
Tableau IV.6 : Paramètres du séparateur 10-VA-20-02 (réel/design) .....	58
Tableau IV.7: Paramètres de la pompe booster(réel/design) .....	59
Tableau IV.8 : Paramètres des dessaleurs (réel/design).....	60
Tableau IV.9: Paramètres de colonne de stabilisation (réel/design) .....	61
Tableau V.1: Paramètres des ballons géants (entré/sortie) .....	69
Tableau V.2 : paramètre du SEPARATEUR 10-VA-20-01 (entrés sortie) .....	70
Tableau V.3 : paramètre du SEPARATEUR 10-VA-20-02 (entrés sortie) .....	71
Tableau V.4 : paramètre de la pompe booster 1 (entrés sortie).....	72
Tableau V.5 : paramètre du stripper (entrés sortie).....	73
Tableau V.6: les paramètre des premiers séparateurs des trains 10/30 (entré/sortie) .....	78
Tableau V.7 : paramètre de deuxième séparateur de train 20 (entré/sortie).....	79
Tableau V.8 : les paramètre de la pompe booster (entré/sortie).....	81
Tableau V.9 : les paramètre de la vanne X0-21-LV-032 .....	81
Tableau V.10 : paramètre du stripper (entrés sortie).....	82

# Sommaire

<b>Résumé :</b>	
<b>Remerciement</b>	
<b>Dédicace</b>	
<b>Liste des Figues</b>	
<b>Liste des Tableaux</b>	
<b>Introduction Générale :</b>	<b>1</b>
<b>Chapitre I : Présentation du champ d'OURHOUD</b>	
<b>I.1. Définition du pétrole brut :</b>	<b>5</b>
<b>I.2.1. Selon la densité :</b>	<b>6</b>
<b>I.2.2. Selon la teneur en soufre :</b>	<b>6</b>
<b>I.3. Brut algérien 'SAHARA BLEND' :</b>	<b>8</b>
<b>I.4. PRESENTATION DE L'ORGANISATION OURHOUD :</b>	<b>9</b>
<b>I.4.1. Histoire de l'organisation :</b>	<b>9</b>
<b>I.4.2. Localisation géographique du champ :</b>	<b>10</b>
<b>I.4.3. Compositions du champ OURHOUD :</b>	<b>11</b>
<b>I.4.3.1. Les puits de production d'huile :</b>	<b>12</b>
<b>I.4.3.2. Les puits injecteurs :</b>	<b>12</b>
<b>I.4.3.3. Les puits de production d'eau Albien/Barrémien :</b>	<b>14</b>
<b>I.4.3.4. Les satellites :</b>	<b>14</b>
<b>I.4.3.5. Caractéristiques du réservoir du champ OURHOUD :</b>	<b>15</b>
<b>I.4.3.6. La composition de pétrole brute des puits :</b>	<b>16</b>
<b>I.4.3.7. La station CPF:</b>	<b>17</b>
<b>Chapitre II : Description de process de traitement</b>	
<b>II. Description de process :</b>	<b>23</b>
<b>II.1. Traitement du pétrole brut (au CPF) :</b>	<b>23</b>
<b>II.1.1. Slug Catcher :</b>	<b>23</b>
<b>II.1.2. Les séparateurs A/B :</b>	<b>24</b>
<b>II.1.3. Les trains de traitement :</b>	<b>26</b>
<b>II.1.3.1. Séparateur 1er étage MP:</b>	<b>26</b>
<b>II.1.3.2. Séparateur 2ème étage BP:</b>	<b>27</b>
<b>II.1.3.3. Dessaleurs coalesceur:</b>	<b>27</b>

II.1.3.4. La Colonne de stabilisation :	29
II.1.3.5. Le four rebouilleur :	29
II.1.4. Unité Traitement du gaz :	32
II.1.4.1. Stripper overHead compresseur :	33
II.1.4.2. Re-compresseurs :	33
II.1.4.3. Déshydrater et régénération de glycol:	34
II.1.4.3.1. L'unité de Régénération du glycol :	35
II.1.4.4. Gaz lift :	36
II.1.4.5. Injection Gas compresseur:	37
II.1.5. Traitement des eaux huileuses :	38
II.1.5.1. Package cyclone/ hydro-cyclone :	38
II.1.5.2. Unité d'eau huileuse 200 :	39
II.1.6. Unité De Traitement De L'AIR (zone400) :	40
II.1.6.1. L'AIRSERVICE:	40
II.1.6.2. L'air Instrument :	41

### Chapitre III : simulation de process

III.1. Introduction à Aspen HYSYS :	43
III.2. Définition et Fonctionnalités d'Aspen HYSYS :	43
III.2.1. Fonctionnalités détaillées d'Aspen HYSYS .....	43
III.2.1.1. Modélisation de procédés complète :	43
III.2.1.3. Optimisation de procédés efficace :	44
III.2.1.4. Analyse de sensibilité approfondie :	44
III.2.1.5. Diagnostic des problèmes précis :	44
III.3. Avantages d'Aspen HYSYS .....	44
III.4 Versions d'Aspen HYSYS :	45
III.5. Un aperçu de la simulation :	45
III.5.1. Peng-Robinson :	45
III.5.1.1. Domaine d'application :	46
III.5.1.2. Plage de travail :	46
III.5.3. Validation de la simulation .....	46
III.5.3.1. Calcul d'erreur :	48

## Chapitre IV : Comprendre les écarts entre la conception et la réalité

IV.1. Introduction :	51
IV.2.Objectifs de l'analyse	51
IV.3.Méthodologie d'analyse	51
IV.3.1.Composition :	52
IV.3.1.1.Commentaire sur le tableau comparatif des flux du procédé.....	53
IV.3.1.2.Observations principales :	53
IV.3.1.3.Implications potentielles.....	54
IV.3.2.Paramètres des équipements :	54
IV.3.2.1.Les ballons géants 01-VA-20-02A/B :	54
IV.3.2.2.Echangeur 10-HA-20-01A/B :	55
IV.3.2.3.SEPARATEUR 10-VA-20-01 :	56
IV.3.2.4.ECHANGEUR INTER ETAGE :	57
IV.3.2.5. SEPARATEUR 10-VA-20-02 :	58
IV.3.2.6. Pompe Booster :	59
IV.3.2.7. LES DESALEURS 10-VW-21-01/02 :	59
IV.3.2.8. SREIPPER (COLONNE DE STABILISATION) 10-CB-21-01 :	60
IV.4. Conclusion :	62

## Chapitre V : Etude approfondie de fiabilité de banalisation de liquide

V.1.Problématique actuelle et solutions envisagées.....	65
V.1.1. Les pompes de surpression du dessaleur, X0-PA-21-01 :	65
V.1.2. La vanne X0-20-LV-032 :	66
V.1.3. Les rebouilleurs de la colonne X0-FA-21-01 :	67
V.2.Etude du projet :	67
V.2.1. Le premier scénario : Mise en hors service total d'un train. ....	67
V.2.1.1 Objectifs de l'étude.....	67
V.2.1.2 Aperçu de la Simulation de projet :	68
V.2.1.3. Les problèmes possibles de cette situation :	68
V.2.1.4. L'analyse des résultats :	69
V.2.1.5 Les avantages de cette situation :	74
V.2.1.6 Conclusion :	74
V.2.2 Deuxième scénario : Arrêt partiel de deux trains avec maintien d'un seul en fonctionnement .....	75

<b>V.2.2.1 L'objectif principal :</b> .....	<b>75</b>
<b>V.2.2.2 Les problèmes soulevés du premier scénario.</b> .....	<b>76</b>
<b>V.2.2.3. Aperçu de la Simulation de projet :</b> .....	<b>77</b>
<b>V.2.2.4. La procédure est la suivante :</b> .....	<b>77</b>
<b>V.2.2.5. Inconvénients de la modification proposée « deuxième scénario »</b> .....	<b>78</b>
<b>V.2.2.6 L'analyse des résultats :</b> .....	<b>78</b>
<b>V.3 Conclusion :</b> .....	<b>84</b>
<b>Conclusion générale</b> .....	<b>85</b>
<b>Référence Bibliographie</b> .....	<b>86</b>

# Introduction Générale

Le pétrole, ressource fossile non renouvelable, joue un rôle crucial dans l'économie mondiale en fournissant des ressources énergétiques essentielles à divers secteurs d'activité. Cependant, l'exploitation des gisements pétroliers s'accompagne de défis majeurs, notamment l'épuisement progressif des réserves et la nécessité de maintenir une production rentable dans un contexte de fluctuation des prix du pétrole.

Dans le domaine de l'industrie pétrolière, la gestion efficace des ressources constitue un enjeu majeur, particulièrement dans le contexte de l'épuisement progressif des gisements. Les complexes pétroliers, tels que le complexe d'Ourhoud en Algérie, doivent adapter en permanence leurs stratégies d'exploitation pour maximiser l'efficacité opérationnelle et minimiser les coûts de production, tout en tenant compte des contraintes liées à la diminution des ressources.

Le complexe pétrolier d'Ourhoud, situé dans une région stratégique de l'Algérie, représente un pilier important de l'industrie pétrolière nationale. Ce complexe, dédié au traitement du pétrole brut, est confronté à des défis uniques en matière de gestion des ressources, en raison de l'épuisement progressif du gisement pétrolier dont il dépend.

Cette étude a été réalisée dans le cadre d'un stage pratique effectué au sein du complexe d'Ourhoud. L'objectif principal de ce stage consistait à approfondir les connaissances sur les problématiques de gestion des ressources dans un contexte d'épuisement du gisement et à proposer des solutions innovantes pour optimiser les performances du complexe.

Pour répondre à cette problématique, une méthodologie rigoureuse a été mise en œuvre, reposant sur l'élaboration de plusieurs scénarios d'optimisation. Ces scénarios, basés sur des simulations et des analyses approfondies, explorent différentes approches pour optimiser l'utilisation des installations du complexe d'Ourhoud.

La faisabilité, l'efficacité et la rentabilité de chaque scénario ont été évaluées rigoureusement dans le cadre d'une analyse approfondie. L'objectif ultime est d'identifier la solution optimale qui permet de répondre aux défis actuels et futurs du complexe tout en garantissant une production rentable et durable.

## **Introduction Générale**

---

Cette étude est structurée en cinq chapitres, chacun abordant un aspect spécifique de la problématique étudiée.

- Le premier chapitre offre une présentation détaillée du complexe d'Ourhoud, en mettant en évidence son importance en tant que site industriel stratégique et en décrivant les principales caractéristiques de son environnement.
- Le deuxième chapitre décrit en détail le processus de traitement du brut, des eaux séparées, du gaz et des utilités au sein du complexe d'Ourhoud.
- Le troisième chapitre présente le logiciel Aspen HYSYS utilisé pour la simulation et l'analyse du processus de traitement, ainsi que la validation des résultats de la simulation pour garantir la précision des résultats.
- Le quatrième chapitre présente une méthodologie détaillée pour évaluer les différences entre la conception initiale du complexe et la réalité opérationnelle actuelle. Cette analyse permet de cibler les problématiques actuelles et d'identifier les opportunités d'optimisation.
- Le dernier chapitre expose les scénarios proposés pour améliorer les performances du complexe d'Ourhoud. Les outils et les techniques utilisés pour analyser les données et évaluer les performances des différentes stratégies proposées sont décrits en détail. Les résultats de l'étude sont présentés, en évaluant les scénarios proposés et en recommandant des stratégies spécifiques pour optimiser la gestion des ressources dans le complexe d'Ourhoud.

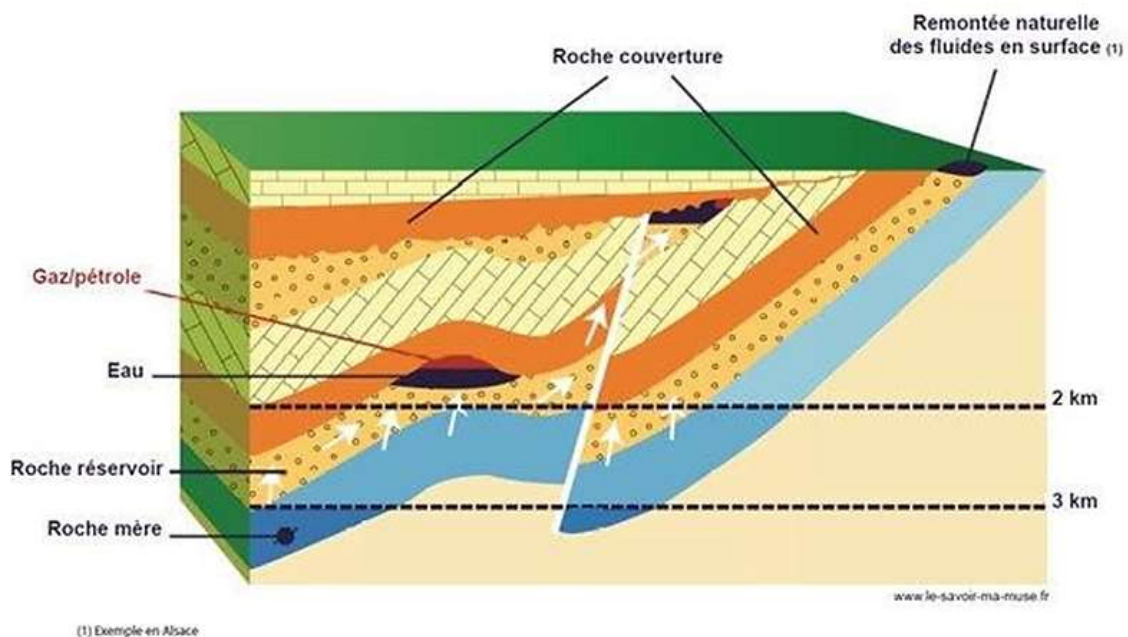


# **Chapitre I**

## **Présentation du champ d'OURHOUD**

### I.1. Définition du pétrole brut

Le pétrole brut est une énergie fossile dont la formation date de 350 millions d'années. Son appellation vient du mot latin 'Petra-oléum' qui signifie **l'huile de la pierre** sous forme liquide, solide (bitume) et gazeuse. Il provient de la décomposition des organismes vivants animaux ou végétaux, principalement des organismes marins comme les planctons accumulés dans les bassins sédimentaires, des océans, dans les deltas ou dans les lacs. La transformation de cette matière organique sous l'influence de la température et du temps et des actions des bactéries anaérobies s'éclaire sur des dizaines de millions d'années en passant par le kérogène pour former ce fluide qui sera piégé dans la roche mère, ensuite il se déplace en migrant à travers des roches plus perméables (roches magasins ou roche réservoir) en s'arrêtant dans le piège. L'ensemble de la roche mère et des roches réservoirs et la roche couverture forme ce qu'on appelle un gisement pétrolier [1].



*Figure I.1 : Schéma représentant la migration du pétrole [2].*

### I.2. Classification des bruts

La qualité des pétroles bruts dans le monde diffère suivant des paramètres physiques ou compositions chimiques, on peut donc classer les bruts dans des catégories comme suit [3]:

### I.2.1. Selon la densité

La cotation des pétroles bruts dépend de leurs densités, la connaissance de ce paramètre nous permet de classer les pétroles selon plusieurs familles présentées dans le Tableau I.1.

*Tableau II.1 Classification des pétroles selon la densité.*

Densité	Classement
<0.825	Pétrole léger 'LIGHT'
0.825<d<0.875	Pétrole moyen 'MEDIUM'
0.875<d<1.000	Pétrole lourd 'HEAVY'
>1.000	Pétrole extra lourd 'EXTRA-HEAVY'

La conversion de la densité en densité API peut se faire d'après la formule suivante [1] :

$$API^{\circ} = \frac{141.5}{SG} - 131.5$$

- Pétrole léger "Light" : Le degré API est supérieur à 35 (API>35)
- Pétrole moyen "Medium" : °API compris entre 25 et 35 (25<API<35)
- Pétrole lourd ("Heavy") : °API compris entre 10 et 25 (10<API<25)
- Pétrole extra lourd ("Extra heavy") : °API inférieur à 10 (API<10)

Les pétroles les plus légers sont les plus demandés par les raffineries, car ils donnent directement beaucoup de coupes légères de grande valeur (naphta, kérosène, gasoil).

A l'inverse, les pétroles lourds donnent plus de produits, tels que des bitumes et du fioul résiduel, qu'il faut soit vendre tels quels à bas prix, soit convertir en coupes plus légères, notamment par hydrocraquage (Ajout d'hydrogène).

### I.2.2. Selon la teneur en soufre

Les pétroles avec une faible teneur en soufre (Inférieure à 0,5% en poids) sont qualifiés de "Sweet" ou "doux" 'Au-delà, les pétroles sont qualifiés de "Sour" ou "soufrés". Ceci est important car le soufre est un polluant-corrosif et poison que les raffineurs doivent retirer. Ceci

a un coût et il diminue donc la valeur du brut [4]. Le tableau I.2. Présente la classification des pétroles selon la teneur en soufre.

*Tableau I.2 : La classification des pétroles selon la teneur en soufre.*

Teneur de soufre	Classification
<0.5%	Très basse teneur en soufre
<1%	Basse teneur en soufre
<2%	Moyenne teneur en soufre
<3%	Haute teneur en soufre
>3%	Très haute teneur en soufre

Les pétroles avec une faible teneur en soufre (Inférieure à 0,5% en poids) sont qualifiés de "Sweet" ou "doux". Au-delà, les pétroles sont qualifiés de "Sour" ou "soufrés". Ceci est important car le soufre est un polluant-corrosif et poison que les raffineurs doivent retirer. Ceci a un coût et il diminue donc la valeur du brut.

### I.2.3. Selon la composition chimique

Le comportement des pétroles bruts est directement lié aux leur composition chimique. Le PNA est la composition en pourcentage de ces trois familles d'hydrocarbures à savoir les paraffines (P), les naphthènes (N) et les aromatiques (A). Il est d'une grande importance dans les produits de la distillation atmosphérique [1].

- Les pétroles paraffiniques : Le pourcentage des hydrocarbures paraffiniques est supérieur à 50%.
- Les pétroles naphthéniques : Le pourcentage des hydrocarbures naphthéniques est supérieur à 50% dans le brut.
- Les pétroles aromatiques : Le pourcentage des hydrocarbures benzéniques est supérieur à 35%.

Pour définir la nature chimique des pétroles, un paramètre essentiel est utilisé, il s'agit du facteur de caractérisation de **Watson Kuop** ou **KW** qui est calculé selon la relation [1] :

$$KW = \frac{\sqrt[3]{Teb}}{SG}$$

Avec : Teb représente la température d'ébullition en degré Rankine (°R).

- Les familles des bruts selon le facteur KW sont :

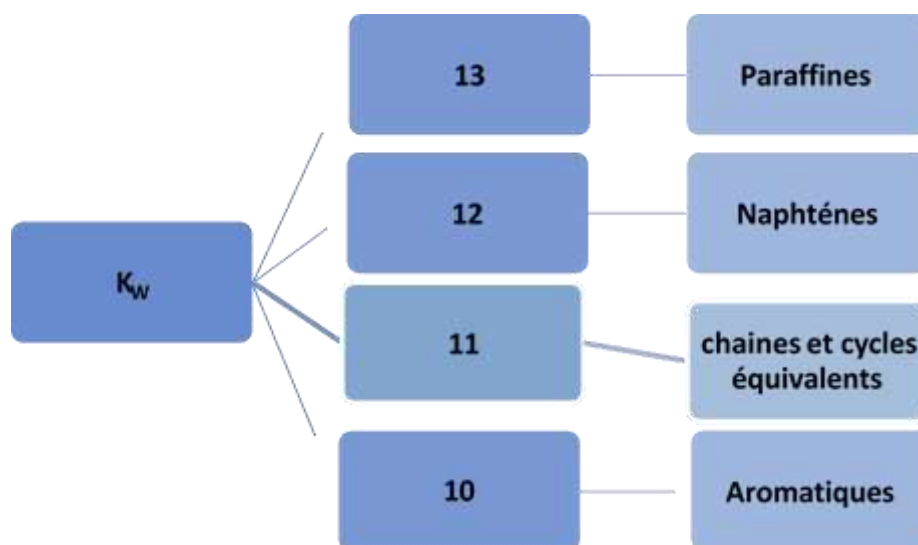


Figure I.2 : Schéma représentant la nature chimique des pétroles selon le KW.

### I.3.Brut algérien 'SAHARA BLEND'

Il existe environ 400 types de pétroles bruts dont 130 types sont commercialisés. Dans le but de pouvoir établir les prix, on représente 3 types de bruts de référence aux quels on compare les différents pétroles bruts [4].

Tableau I.3 : Les bruts de référence.

Brut de référence	WTI (West Texas intermédiaire)	BRENT	DUBAILIGHT
API	40	38	32
%Soufre	0.3%	0.3%	2%
Références	Référence en Amérique du nord.	Référence pour deux tiers des pétroles vendu au monde	Référence de prix à destination de l'Asie et le moyen Orient.

Le pétrole algérien est surnommé le SAHARA BLEND, est un pétrole léger, doux et paraffino-naphténique, sa légèreté et sa faible teneur en soufre le rend très apprécié auprès des raffineries pour les dérivés légers [4].

## I.4. PRESENTATION DE L'ORGANISATION OURHOUD

### I.4.1. Histoire de l'organisation

L'Organisation OURHOUD (créée en 1997, début de production 2003) est l'Opérateur délégué chargé du développement et de l'exploitation du champ OURHOUD acquise par SONATRACH et les partenaires ont conçu l'Organisation OURHOUD comme un instrument doté de pouvoirs et procédures fiables approuvés par toutes les parties et l'ont doté de moyens matériels et ont affecté du personnel de haut niveau pour assurer son efficacité.

L'Organisation OURHOUD a tiré profit de toute l'expérience acquise par Sonatrach et les partenaires (**ANADARKO, CEPESA, AGIP, MAERSK, CONOCO PHILIPS, TALISMAN**) au bénéfice du projet et de la diversité culturelle.

Cette exploitation d'un champ qui regroupe plusieurs blocs et connu sous le nom d'initiation de champ et son objectif est de permettre un développement optimum de gisement dans son ensemble [5].

SONATRACH est associée à six compagnies étrangères dans la mesure où le gisement chevauche trois blocs. Sur le bloc 404, SONATRACH est associée à Anadarko (qui a comme associé Agip et Maersk) dont le contrat est signé le 23/10/1989.

Sur le bloc 406, la compagnie nationale est associée à l'espagnole CEPESA dont le contrat est signé le 26/05/1992. Tandis que sur le bloc 405, elle est associée à Burlington Ressource (qui a comme associé Talisman) dont le contrat est signé 24/11/1992.



*Figure I.3 : SONATRACH et ses associés dans le projet OURHOUD.*

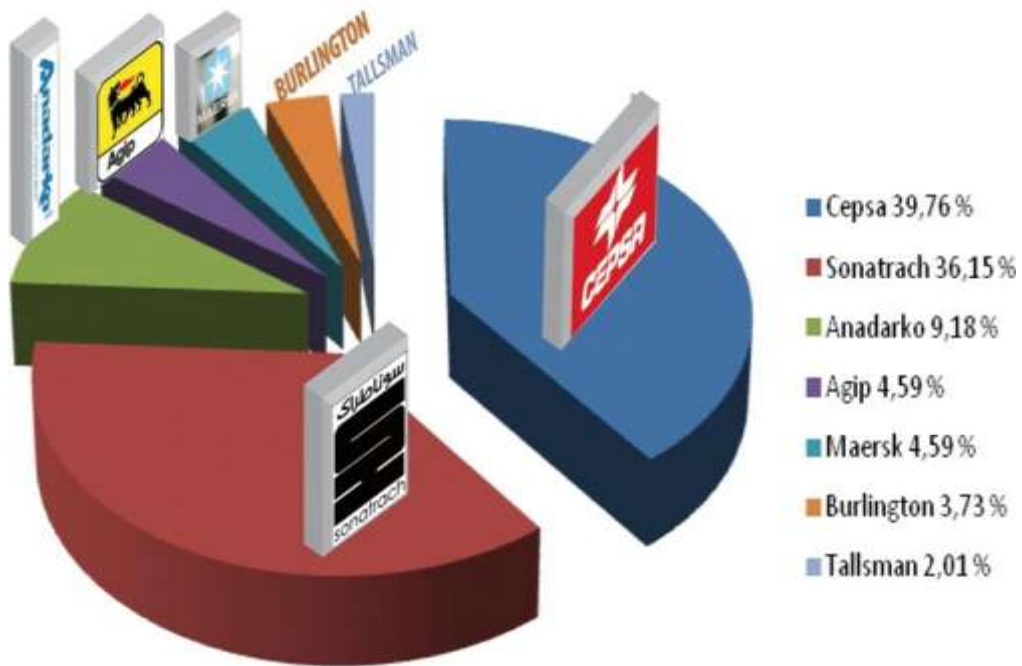


Figure I.4 : Participation de SONATRACH et ses associés.

#### I.4.2. Localisation géographique du champ

Ce gisement est localisé dans les blocs 404/406A/405 du bassin de Ghadamès et contient une huile légère sous saturée dans les grès du Trias Argilo Gréseux Inférieur (TAGI), pigée dans une structure anticlinale faillée. Le réservoir possède des caractéristiques petros physiques de grande qualité [5].

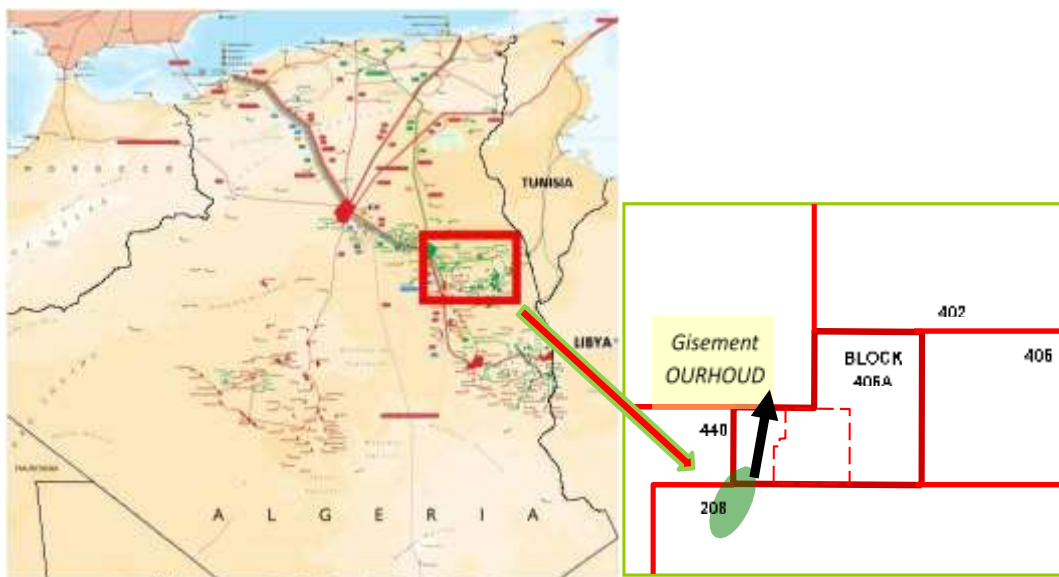
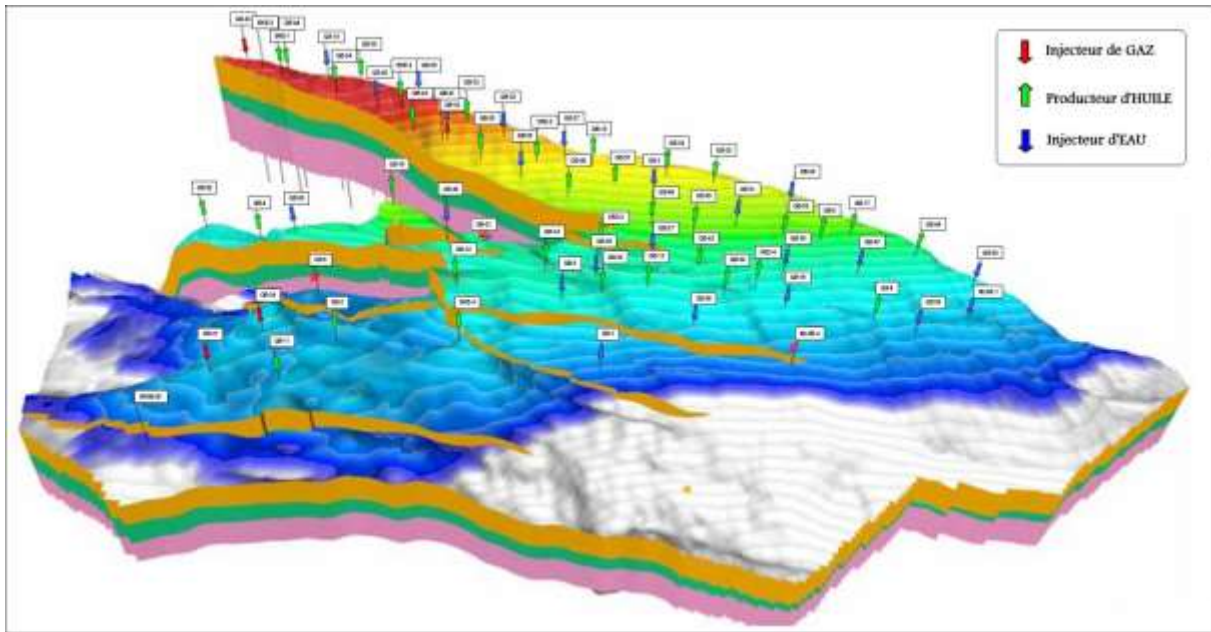


Figure I.5 : Localisation champ OURHOUD [6].

## I.4.3. Compositions du champ OURHOUD



*Figure I.6 : La localisation de puits dans le champ.*

La production actuelle représente 08% du volume, assurée par 107 puits dont [7] :

- 57 producteurs d'huile.
- 09 producteurs d'eau Albien/Barrémien.
- 06 producteurs d'eau Mio-Pliocene.
- 24 injecteurs d'eau.
- 03 injecteurs gaz.
- 08 injecteurs W&G
- 04 observateurs.
- Un centre de traitement de brut (CPF ou Central Processing Facilities).
- Un réseau de collecte et dessertes.
- Une base industrielle.
- Une base de vie pour le personnel OURHOUD.
- Une base de vie pour le personnel dessous-traitant.

### I.4.3.1. Les puits de production d'huile

Les puits de production sont répartis en deux catégories, haute pression (HP) et basse pression (LP). Le gisement étant sous forte pression, les puits sont équipés en profondeur d'une vanne de coupure subsurface pour empêcher un jaillissement du pétrole en cas de rupture de la tête de puits.



*Figure I.7 : Puit producteur d'huile.*

### I.4.3.2. Les puits injecteurs

Une injection d'eau et de gaz est nécessaire pour maintenir de la pression du gisement et permettre de favoriser la migration du pétrole dans la formation géologique. On distingue trois types de puits d'injection :

#### I.4.3.2.1 Les puits injecteurs de gaz

Ils sont connectés aux satellites 5, 6 et 7 qui les alimentent en gaz d'injection produit par le CPF à partir du gaz contenu dans le pétrole extrait. Les vannes d'étranglement du puits présentes sont automatisées et servent à réguler le flux de gaz injecté.



*Figure I.8 : Les puits d'injections de gaz.*

#### I.4.3.2.2. Les puits injecteurs d'eau

Le fluide injecté est de l'eau produite à partir de l'eau huileuse traitée, additionnée à l'eau de l'Albien/Barrémien.



*Figure I.9 : Puits injecteurs d'eaux.*

#### I.4.3.2.3. Les puits WAG

Ils sont capables d'injecter soit de l'eau, soit du gaz en fonction des besoins de la production. L'eau et le gaz par leurs caractéristiques physico-chimiques entraînent en effet des migrations du pétrole, et permettent d'affiner le rendement des puits de production.



*Figure I.10: Puits WAG.*

### I.4.3.3. Les puits de production d'eau Albien/Barrémien

Ils captent l'eau de l'aquifère profond de l'Albien/Barrémien qui est largement présente régionalement à une profondeur comprise entre 1200 à 1700 m, les eaux fossiles de cette nappe possèdent une pression statique de l'ordre de 13 bars. Deux séries de manifold rassemblent les eaux véhiculées par les lignes de collecte avant leur arrivée au CPF.



Figure I.11: Les puits de production d'eau Albien/Barrémien.

### I.4.3.4 Les satellites :

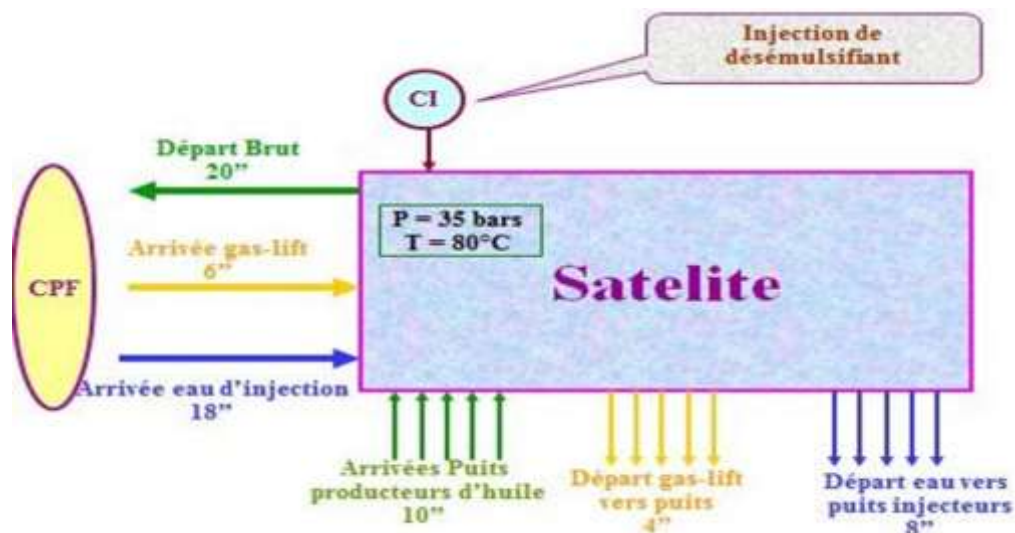


Figure I.12: Description d'un satellite.

Ce sont des organes de répartition et de sécurité des flux de fluides échangés entre les puits et le CPF, ils sont au nombre de 07.

Ils ont pour objectif d'assurer :

- Le transit du pétrole multiphasique vers le CPF ;
  - La répartition et la régulation de débit du gaz-lift et de l'eau d'injection du CPF vers les puits de production (contrôle à distance)
  - La répartition et la régulation de débit du gaz d'injection vers les puits d'injection de gaz.
- Chaque satellite est équipé d'un système de protection contre la surpression.

Le système est composé d'une soupape qui s'ouvre en cas de surpression du collecteur pour décharger dans un bac appelé **Cachement Puit**. Le brut accumulé dans le cachement puit est récupéré par camion-citerne est réinjecté dans le circuit de traitement du brut au CPF



*Figure I.13 : Présentation les collecteurs du satellite.*

#### I.4.3.5. Caractéristiques du réservoir du champ OURHOUD

*Tableau I.4 : Caractéristiques du réservoir.*

<b>Température du réservoir</b>	102° C
<b>Pression du réservoir</b>	348 bars
<b>Degré API°</b>	42,5
<b>GOR</b>	64m <sup>3</sup> /m
<b>Perméabilité moyenne</b>	200md
<b>Porosité moyenne</b>	16%
<b>Gradient de pression</b>	1,02psi/m

*Tableau I.5 : Désigne des installations.*

<b>Production huile</b>	117000bbl/j
<b>Injection d'eau</b>	60500bbl/j

*Tableau I.6 : Caractéristiques d'eau.*

<b>Compressibilité</b>	4,3*10 <sup>-8</sup> psi <sup>-1</sup>
<b>Viscosité</b>	2,75 cP (à 25°C)
<b>Salinité moyenne</b>	352,925g/l
<b>Densité</b>	1,224 Kg/l (à 20°C)
<b>Résistivité</b>	5,94 Ohm*m (à 20°C)
<b>pH</b>	4,5

*Tableau I.7 : Caractéristiques de gaz.*

<b>Compressibilité</b>	1,16*10 <sup>-4</sup> psi <sup>-1</sup>
------------------------	---

**I.4.3.6. La composition de pétrole brute des puits***Tableau I.8 : La composition de pétrole brut des puits.*

<b>Composition du pétrole brut</b>			
<b>Composé</b>	<b>Mole %</b>	<b>Composé</b>	<b>Mole %</b>
Eau	0.00	Isopentane	1.89
Nitrogène	0.49	Neopentane	0.02
H <sub>2</sub> S	0.00	N-Pentane	3.20
CO <sub>2</sub>	0.28	Pseudo 1	2.09
Methane	19.32	Pseudo 2	15.31
Ethane	7.77	Pseudo 3	15.75
Propane	8.50	Pseudo 4	12.17
Isobutane	1.40	Pseudo 5	6.49
N-Butane	5.34		
<b>Total</b>		<b>100.00</b>	

*Tableau I.9 : les caractéristiques des composants Pseudo.*

<b>Composant</b>	<b>Poid Moléculaire (Kg/Kmol)</b>	<b>Point d'ébullition Normal Température (°C)</b>
Pseudo 1	84.620	79.150
Pseudo 2	140.640	114.850
Pseudo 3	155.740	199.280
Pseudo 4	261.340	329.120
Pseudo 5	526.400	517.850

#### **I.4.3.7. La station CPF**

Tous les effluents des puits sont traités à la station CPF pour produire une huile stabilisée. Le traitement consiste dans pré-séparation dans le « slug catcher », une séparation, un dessalement, suivi par une stabilisation aux niveaux des trois trains de traitement 10,20 et 30 de la station CPF.

Le pétrole brut ainsi traité et ramené aux spécifications commerciales (densité, TVR, salinité) est envoyé vers les bacs de stockage.

A partir des bacs de stockage, il est repris par une pompière d'expédition et est acheminé par une pipe de 24" vers la pipe 30' 'OH3 (de SH/TRC) situé à environ 21 Km du CPF et au point PKO. Delà, le pétrole brut produit est acheminé jusqu'à HAOUD ELHAMRA.

Les gaz associés sont comprimés et séchés, une certaine quantité est utilisée pour le fuel gaz (utilisée pour les consommations interne de la station CPF) après l'avoir fait passer par l'unité compression, et le reste est comprimé à la pression du gaz lift, puis à la pression du gaz de réinjection.

Le gaz lift est distribué vers les puits producteurs BP, de façon à maintenir le débit du puits. Le gaz de réinjection est réinjecté a travers les puits réinjection dans le gisement pour maintenir la pression de gisement à un niveau acceptable.

L'eau de production (l'eau séparée du brut) plus l'eau de l'aquifère Albien Barrémien est réinjectée dans le réservoir après traitement dans l'unité eaux huileuses pour maintenir la pression du gisement.

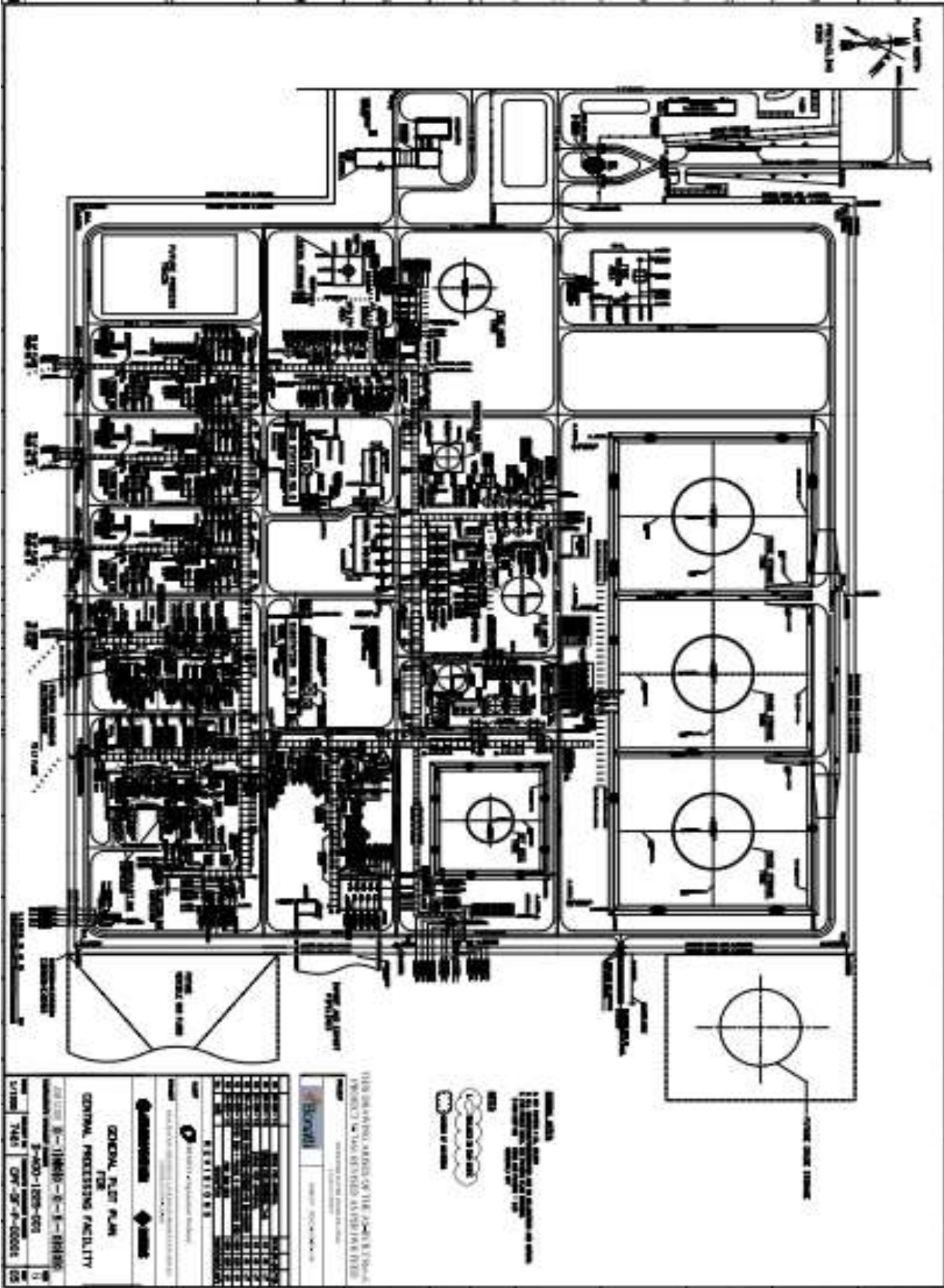


Figure I.14: Vue générale du CPF.

### I.4.3.7.1. Le laboratoire

Le laboratoire effectue les analyses de contrôle des produits comme huile exporté, gaz d'injection....., afin de répondre à la spécification demandée.

Les analyses effectuées au laboratoire sont :

#### a. Analyse d'huile

- TVR (Tension de Vapeur Reid).
- Salinité.
- Densité.
- Flash Point.
- Viscosité Cinématique.

*Tableau I.10: Les valeurs repère de brut traité.*

Spécifications	Valeurs
TVR(RVP) Maxi	0.690 BAR (10PSI)
Salinité Maxi	40mg/l
BS&W Maxi	0.5%
Densité	0.774

#### b. Analyses de l'eau :

- Teneur en huile.
- pH.
- Dureté.

#### c. Analyses de gaz

- Composition du gaz (chromatographie).
- Pouvoir calorifique.
- Point de rosée.

### I.4.3.7.2. Salle de contrôle

Elle se compose d'une salle qui assure la gestion du procédé continu avec un système numérique de contrôle à commandes réparties qui est le DCS pour le contrôle de procédés industriels tels que : le pétrole & gaz, le traitement des eaux, il prend en compte la sécurité, la régulation, l'automatisme, et la redondance.

#### I.4.3.7.3. Source d'électricité

Organisation OOURHOUD est alimentée avec le réseau SONALGAZ. L'alimentation électrique de l'installation provient d'une centrale électrique régionale par des lignes aériennes de 220 kV qui aboutissent dans une sous-station d'alimentation située à une distance de 1 km de la clôture des sécurités des installations.

➤ **Alimentation électrique de secours**

Un générateur électrique de secours à moteur diesel est prévu pour fournir de l'électricité aux principaux consommateurs en cas de perte d'alimentation normale du secteur.

Le générateur de secours alimente les moteurs des équipements auxiliaires

#### I.4.3.7.4. Les équipements de sécurités

**a- Les vannes de sécurités**

- **PSV (Pressure Safety Valve)** : C'est une vanne de sécurité d'une ligne ou d'un équipement taré à une certaine pression pour la protection.
- **ESDV (Emergency Shut Down Valve)** : Ce sont des vannes d'urgence et d'isolation tout ou rien situées entre deux systèmes pour sécuriser ce dernier.
- **SDV (Shut Down Valve)** : Ce sont aussi des vannes d'isolation situées dans un même système et entre deux équipements.
- **BDV (Blow Down Valve)** : Ce sont des vannes de dépressurisation

**b- Réseau d'incendie**

C'est un système de sécurité le plus important dans le but de lutter contre l'incendie, ce système est composé d'un bac de stockage d'eau d'incendie (700-TA-71-01) et 06 pompes dont 03 électriques et 03 diesels et une pompe appelée **JOCKEY** pour assurer une pression de 07 bars de tout le circuit d'incendie.

**c- Système déluge**

Il est conçu pour le refroidissement et la protection des capacités voisines au feu.

**d- Système de mousse**

Constitué d'un bac de mousse et une pompe pour la transporter vers les bacs de stockages dont on a besoin de la mousse au niveau des toits flottants des bacs de stockages et leurs cuves de rétentions

**e- Le système des torches**

Les torches sont nécessaires pour éviter les surpressions tout au long du procès, et au niveau des stockages ou des capacités utilisant une couverture de fuel Gaz. Elles permettent également de gérer les flux de gaz en cas d'arrêt de certaines parties du process.

**➤ Le CPF comporte :**

- 1 torche commune haute pression ;
- 3 torches basses pressions, pour les trains de séparation ;
- 1 torche commune basse pression ;
- 1 torche basse température ;
- 1 torche atmosphérique.

**f- Les détecteurs :**

- GE (Détecteur de gaz).
- NE (Détecteur de feu).

**I.4.3.7.5. Département HSE**

Le département HSE a pour but d'assurer l'amélioration des conditions de santé, sécurité et environnement, au sein de l'entreprise

# **Chapitre II**

## Description du process de traitement

## II. Description du process

### II.1. Traitement du pétrole brut (au CPF)

Le pétrole brut provenant des différents puits arrive au CPF à travers 7 satellites [8], les arrivées des 7 satellites seront collectés au niveau d'un récupérateur de bouchons liquides (Slug catcher). Toute la charge passe par les nouveaux séparateurs (01- VA-20-02A/B) afin de subir une opération de séparation préliminaire de l'eau et du gaz. Ensuite le pétrole brut passe par 3 trains de traitement 10, 20 et 30. composés chacun de :

- Deux étages de séparateur triphasique (huile / gaz / eau).
- Deux dessaleurs électrostatique 1er et 2<sup>ème</sup> étage.
- Une colonne de stabilisation de brut par distillation atmosphérique utilisant un four comme rebouilleur.

#### II.1.1. Slug Catcher :

C'est un assemblage de plusieurs tuyaux, qui sont utilisés comme des séparateurs longs, généralement inclinés, il fonctionne à une pression de 21 bars avec une alimentation de 4000 m<sup>3</sup>/h environ. Ceci minimise les effets hydrodynamiques, et amortie les bouchons d'eau et de gaz qui peuvent être dans le brut entrant au CPF par séparation préliminaire en trois phases huile, eau et gaz.

Le slug catcher permet d'effectuer une pré-séparation triphasique du brut et de stocker temporairement tout volume excessif de liquide qui pourrait excéder instantanément la capacité de la station de traitement CPF.

Les effluents liquides de ce slug catcher sont distribués de façon égale entre les trois trains de séparation BP. Toute eau libre ayant été éliminée sous l'effet d'un système de control du niveau de l'interface sera envoyée vers l'unité des eaux huileuses pour la traiter. Le gaz sous contrôle de pression serait envoyé directement vers l'unité compression [9].

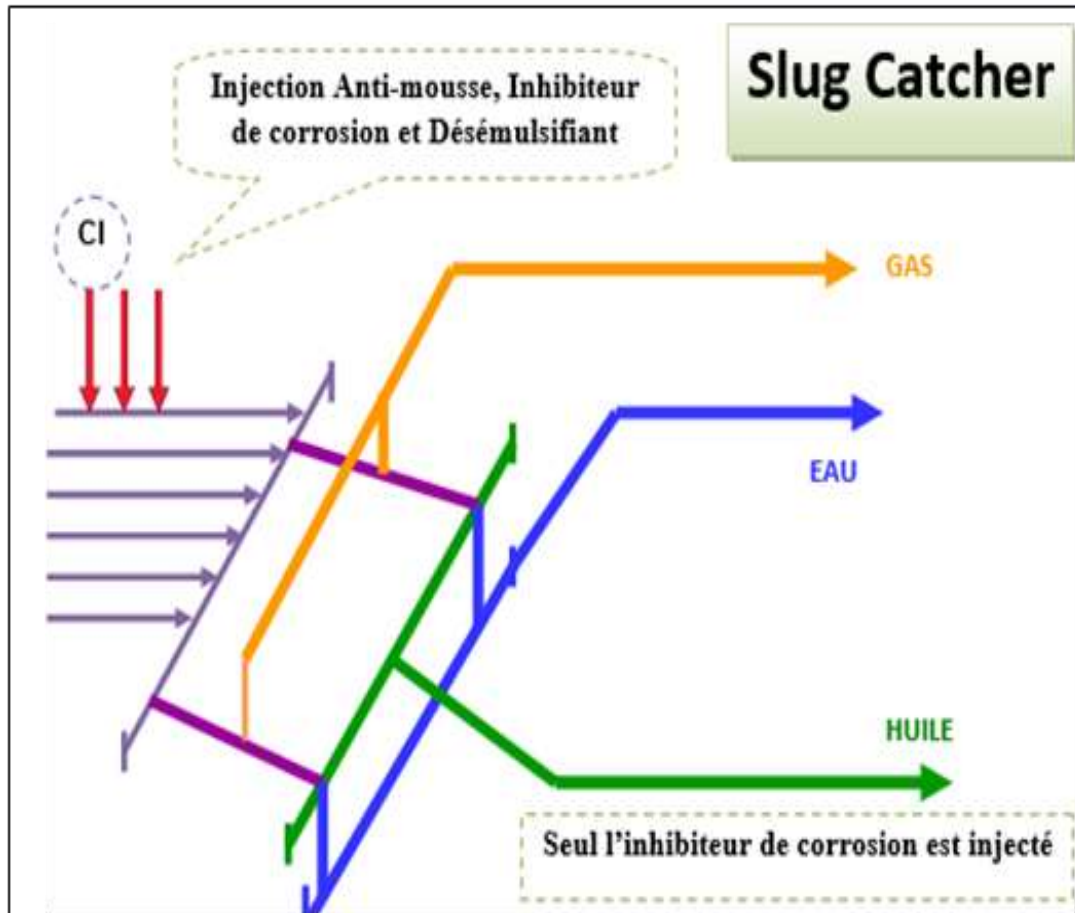


Figure II.1 : Schéma Slug Catcher.

### II.1.2. Les séparateurs A/B

L'eau et huile qui sont énergiquement mélangées entre dans ces deux séparateurs ou une couche d'eau libre relativement propre apparaît dans le fond. Le principe de séparation est que le fluide à l'entrée du séparateur frappe le déflecteur d'entrée qui effectue la séparation initiale gaz-liquide.

Après le déflecteur, la section de collecte du liquide fournit le temps de résidence NECESSAIRE pour casser l'émulsion qui se forme au-dessus de la surface de l'eau libre. Le niveau d'huile qui déborde par le déversoir (Weir) s'accumule dans le cote huile. Le niveau de chacun des deux séparateurs est contrôlé par un régulateur de niveau qui actionne une vanne régulatrice.

Le gaz circule horizontalement à travers un extracteur de brouillard et quitte le séparateur par des vannes de régulation de pression [9].



Figure II.2 : Les séparateurs A/B.

Les nouveaux séparateurs 01-VA-20-02A/B ont été installés dans une nouvelle étendue des travaux, dans le but d'améliorer la capacité totale du traitement dans les unités. Le flux du gaz provenant du Slug Catcher est partagé entre les nouveaux séparateurs et les séparateurs existants des trains 10/20/30-VA-20-01.

Les deux nouveaux séparateurs à trois phases fonctionneront comme un seul équipement (avec un contrôle commun de niveau et un contrôle commun de pression sortie gaz).

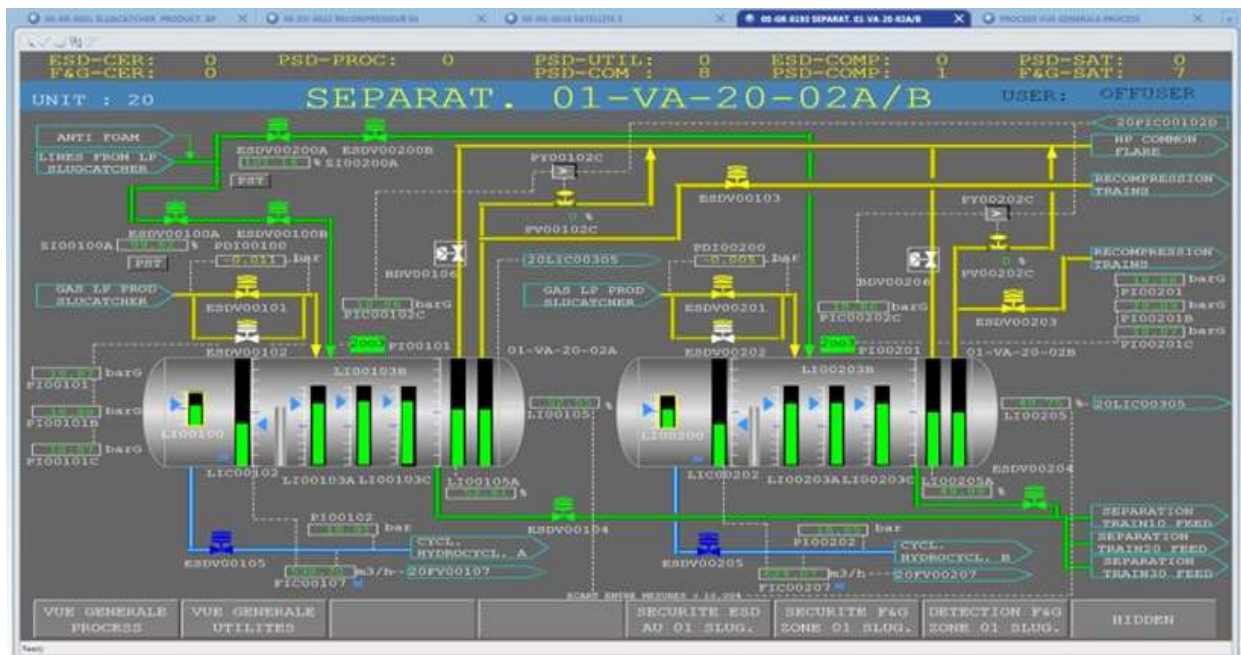


Figure II.3 : Les séparateurs A/B Interface HMI.

Les séparateurs 01-VA-20-02 A/B ont été conçues à l'intérieur par un système de lavage par élimination du sable, afin de permettre l'opération périodique de dessablage, qui peut se faire en ligne ou en hors service.

### II.1.3. Les trains de traitement

Le CPF se compose de 3 trains de séparation d'huiles identiques (10-20-30). Chaque train est composé de 2 séparateurs en série (MP et BP), un système dessalage à 2 étages et une colonne de stabilisation avec un four comme rebouilleur.

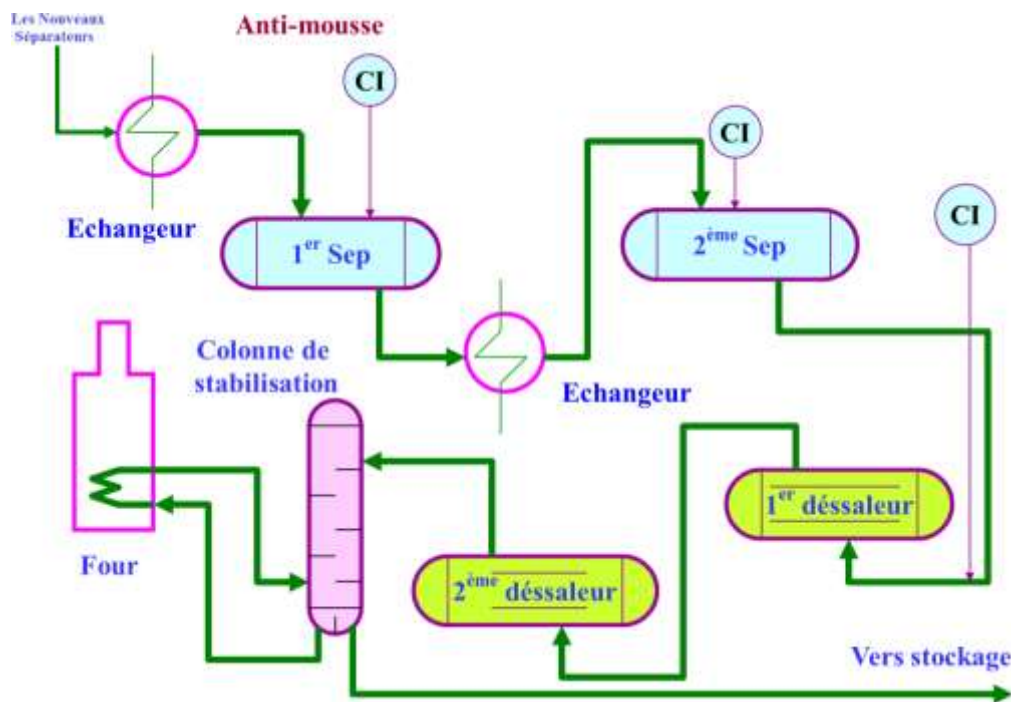


Figure II.4 : Schéma générale de train.

#### II.1.3.1. Séparateur 1er étage MP

Comme la température d'arrivée des effluents puits varie de façon significative entre les journées d'hiver et les journées d'été, des réchauffeurs sont installés en amont du séparateur **MP** pour élever la température du fluide jusqu'à 62°C environ afin de minimiser la fluctuation opératoire des systèmes de séparation et de compression. Pour les trains de séparation, le séparateur du 1ere étage MP tri-phasique opère à 15bars et 62°C. Il est conçu pour une teneur en eau de l'huile sortie séparateur de 10%, mais sa fonction principale est de séparer les gaz des liquides. L'effluent du séparateur MP est réchauffé avant d'entrer dans le séparateur 2eme étage **BP** pour ainsi favoriser la séparation eau/huile [9].

### II.1.3.2. Séparateur 2<sup>ème</sup> étage BP

Le séparateur deuxième étage **BP** est également un séparateur triphasique opérant à 13 bars et 80°C qui sépare le gaz, l'huile et l'eau. Cependant la fonction principale de ces ballons est de fournir un temps de séjour adéquat pour faciliter la séparation d'huile et de l'eau dans le cas d'une émulsion importante.

L'eau ainsi séparée est envoyée vers l'unité de traitement des eaux en passant d'abord par un package de séparation.

Le gaz a son tour est dirigé vers le système de recompression quand a l'huile elle est envoyée vers le système de dessalage a deux étages [9].



*Figure II.5 : Les séparateurs des trains.*

### II.1.3.3. Dessaleurs coalesceur

Les pétroles bruts contiennent des quantités importantes de sel, d'eau et de sédiments qui doivent être éliminées pour répondre aux spécifications de commercialisation.

L'huile du séparateur **BP**, est envoyée à l'aide de la pompe de charge vers le dessaleur/coalesceur 1er étage afin de réduire l'eau et la salinité dans le brut. L'eau et la salinité sont encore réduites dans le dessaleur/coalesceur 2eme étage.

Les dessaleurs sont des coalesceurs électrostatiques. L'eau de lavage (mio-plierocène) est injectée dans le dessaleur/coalesceur du 2ème étage et passe à travers une vanne mélangeuses (Mixing valve). L'eau est d'abord chauffée pour améliorer la séparation huile /eau réduisant la tendance à l'émulsion du mélange.

L'eau, séparée dans le dessaleur 2eme étage par l'action d'un champ électrostatique, est réutilisée dans le dessaleur 1er étage. La saumure sortant du dessaleur 2 étage est ensuite envoyée au traitement de l'eau de production à travers des cyclones/hydro cyclone. L'huile à son tour quitte le dessaleur 2eme étage pour entrer au sommet de la colonne de stabilisation en échangeant au passage ses calories avec l'eau moi-plierocène dans un échangeur de chaleur réduisant ainsi sa température tout en chauffant l'eau [10].



*Figure II.6 : Les dessaleurs coalesseurs.*

#### II.1.3.4. La Colonne de stabilisation

La stabilisation de l'huile venant du dessaleur 2eme étage a lieu dans une colonne de stripage par rebouillage pour produire un pétrole brut ayant une tension de vapeur RVP de 0,69 bar (10 psi) maximum.

L'huile, est introduite sur le plateau supérieur de la colonne où les composants légers sont éliminés [10].

#### II.1.3.5. Le four rebouilleur

Une partie du liquide cumulant au fond de colonne, est extrait par une pompe, traverse le rebouilleur (four) et revient vers la colonne pour ainsi assurer une température fond de colonne de 160 °C.

Le brut stabilisé, ramené aux spécifications de transport et de commercialisation (BSW, TVR, salinité), sortant du fond de la colonne de stripage, est refroidi, en échangeant sa chaleur avec l'alimentation des séparateurs 1er et 2ème étage, avant le refroidissement final (Aéroréfrigérant) est enfin envoyé vers stockage.

Le tableau ci-dessous résume les paramètres préconisés pour un brut fini :

*Tableau II.1 : les paramètres préconisés pour un brut fini.*

Spécifications	Valeurs
TVR(RVP)Maxi	0.690BAR (10PSI)
Salinité Maxi	40mg/l
BS&W Maxi	0.5%
Densité	0.774



*Figure II.7 : La colonne de stabilisation.*

A partir des bacs de stockage, il est repris par une pompe d'expédition et est acheminé par une pipe OH3 de SH jusqu'au TRC situé à environ 21 Km du CPF [11].



*Figure II.8 : Le four rebouilleur.*

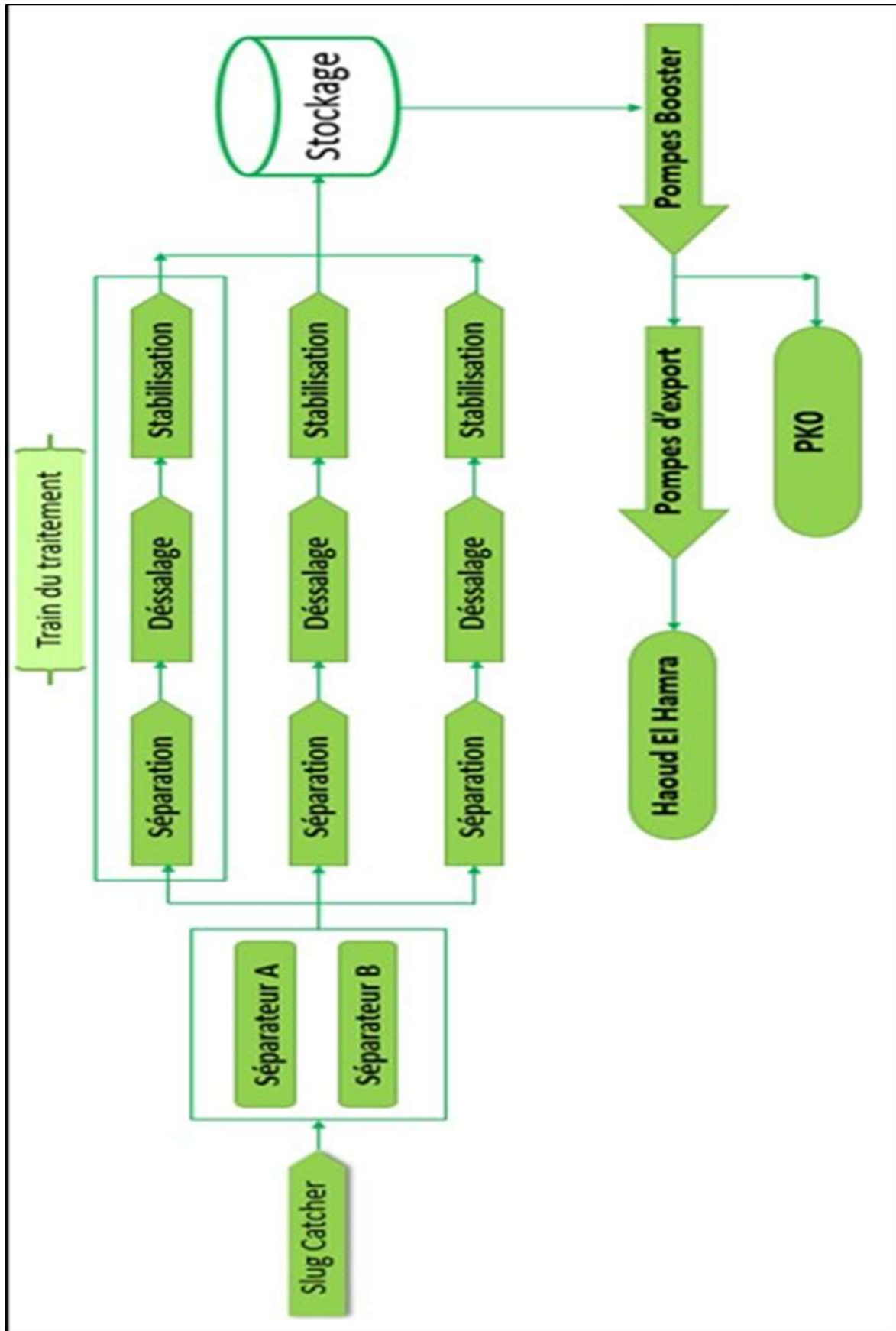


Figure II.9: Schéma simplifié d'un train de traitement de brut.

II.1.4. Unité Traitement du gaz

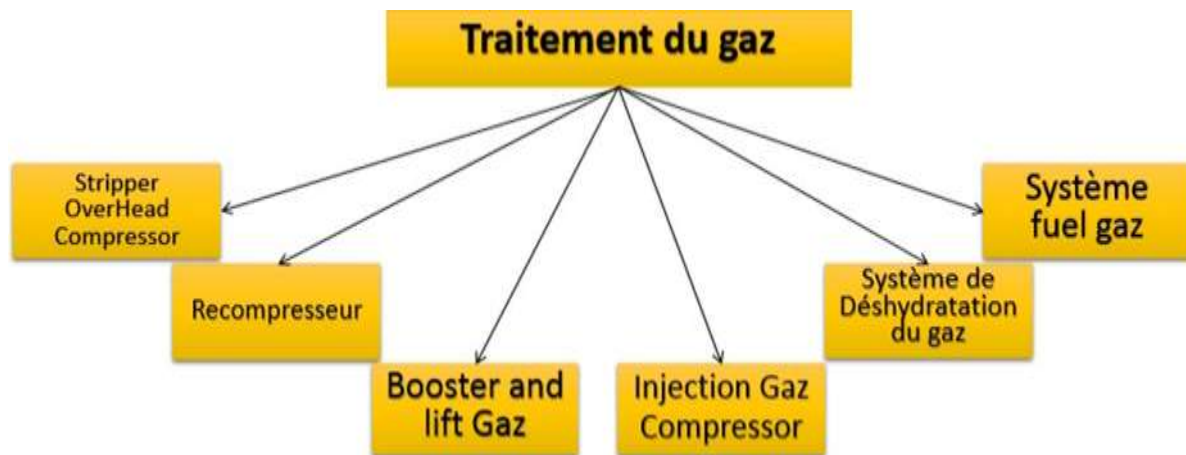


Figure II.10 : Les composants de l'unité.

Donc l'unité de compression est composée de 5 parties rassemblées en série pour augmenter la pression, et chaque partie est composée de 3 à 4 compresseurs pour augmenter le débit de la compression, ainsi des moteurs électrique sont été choisis pour assurer l'entraînement des compresseurs overhead ainsi que les re-compresseurs et les compresseurs d'injection gaz [12].

- Compresseur overhead
- Re-compresseur
- Déshydrater et régénérations de glycol
- Les trois turbo-compresseurs (Compresseur Booster et compresseur gaz lift)
- Compresseur d'injection de gaz

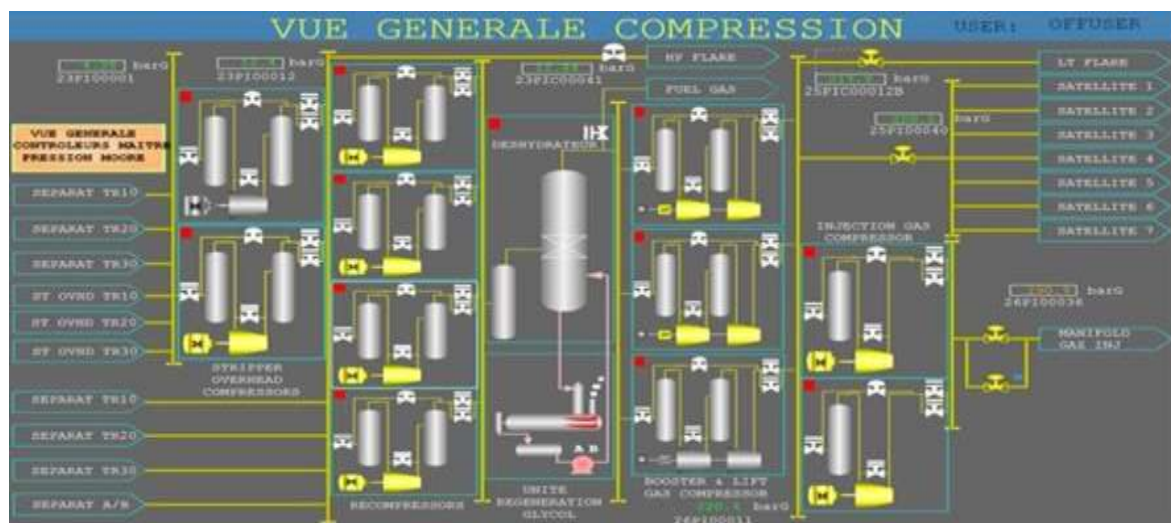


Figure II.11: Vue générale traitement du gaz.

Les gaz associés provenant des étages de séparation et des colonnes de stabilisation des trains suscités sont repris par une série de compresseurs de gaz afin de ramener leur pression à 200 et 300 bars.

Pour éviter que du liquide passe dans les compresseurs. Le gaz passe par un ballon qui éliminera les traces du liquide qu'il contient par décantation avant de passer dans chaque compresseur.

Au refoulement de chaque compresseur le gaz est refroidi par des Aéroréfrigérants.

#### II.1.4.1. Stripper overHead compressor

Il y a deux (un en opération, un en secours) compresseurs de tête de colonne de stabilisation et le gaz sortant des 2<sup>èmes</sup> séparateurs des trains. Ils font monter la pression de 6 bar jusqu'à 13 bar environ, Cela permet au gaz d'avoir une pression suffisamment haute pour être mélangé avec le gaz venant des 1<sup>ers</sup> séparateurs dans un collecteur.



*Figure II.12: Stripper OverHead compresseurs.*

#### II.1.4.2.Re-compresseurs

Ils sont suivis par quatre re-compresseurs (tous les quatre en service) alimentés par les 1<sup>ers</sup> séparateurs des trains 10,20 et 30 et aussi des compresseurs overhead et les nouveaux séparateurs A/B. Ils alimentent un seul système de déshydratation qui utilise du Tri-Ethylène Glycol (TEG) pour déshydrater le gaz de système, la pression à la sortie de ces re-compresseurs est d'environ 36 bar [12].



*Figure II.13: Les Re-compresseurs.*

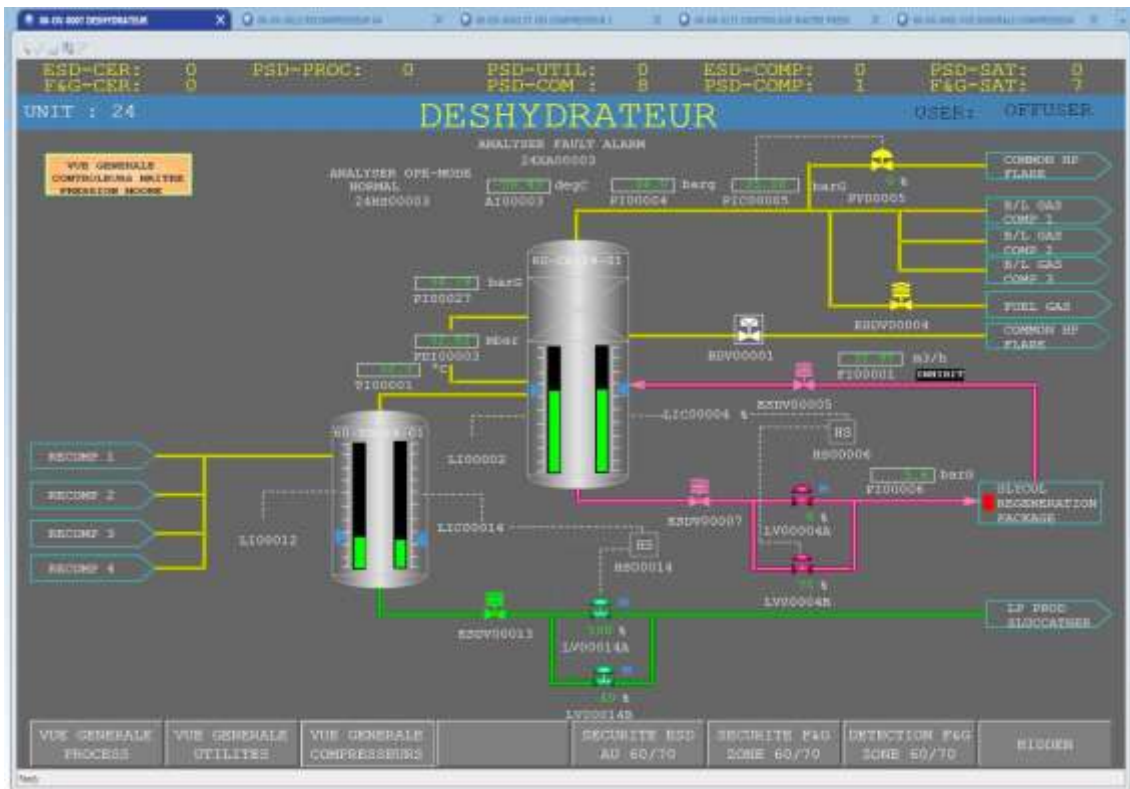
#### **II.1.4.3. Déshydrater et régénération de glycol**

Le gaz humide venant de re-compresseur passe au ballon tampon de déshydratation, d'où le liquide entraîné est accumulé en bas du ballon et transféré au slug catcher, Le gaz naturel saturé en eau mais sans phase liquide libre entre dans le déshydrater (60-CA-24-01), à travers un déflecteur d'entrée qui assure une bonne répartition du gaz dans le ballon vertical, et se diffuse vers le haut à travers un plateau cheminé qui assure une bonne distribution du débit de gaz pour venir se mettre en contact, à contre-courant avec le glycol concentré dans la section du garnissage structuré de 5.040 m de hauteur qui absorbe l'eau saturé dans le gaz.

Au-dessus du garnissage structuré, un distributeur gravitaire assure une bonne distribution du glycol pour optimiser au maximum le contact entre le gaz montant et le glycol descendant. Le déshydrater est mécaniquement divisé en deux sections, la section inférieure de séparation (gaz / liquide), et la section supérieure d'absorption de l'eau par le glycol. Un plateau spécial, appelé le plateau de la cheminé, sépare les deux sections l'une de l'autre.

La température du gaz augmente légèrement dans le déshydrater à cause de la chaleur dégagée pendant l'absorption. Un compartiment est prévu dans la partie basse du déshydrater pour stocker les liquides d'hydrocarbures ; ces derniers sont récupérés par gravité.

Le glycol riche (de l'eau et d'hydrocarbures liquides) est recyclé à l'unité de régénération du glycol, et le gaz séché pour éviter toute formation d'hydrate dans le gaz lift et le système de gaz d'injection et par conséquent on évitera la corrosion dans les réseaux et les systèmes de distribution du gaz lift et du gaz d'injection [13].



*Figure II.14: Présentation de Déshydrater interface HMI.*

#### II.1.4.3.1.L'unité de Régénération du glycol

Le glycol contaminé par l'eau est injecté en haut de colonne (attachée au rebouilleur), le rebouilleur fonctionne avec la combustion du gaz fuel. Pour y être réchauffée par les vapeurs d'eau montantes dans la colonne de distillation et pour refroidir ces vapeurs d'eau par la même occasion du fait de l'échange thermique. Puis le glycol saturé est envoyé vers le ballon de flash. Les hydrocarbures libérés en phase vapeur, sont séparés et envoyés à la torche sous contrôle de pression.

La solution de glycol saturée quitte le ballon de flash (01-VD-24-02), puis passe à travers le filtre à cartouches (01-DB-24-01A/B) où les particules solides sont capturées, et à travers le filtre à charbon (01-AB-24-03). Après avoir quitté les filtres, la solution de glycol saturé est préchauffée à 140-160°C dans l'échangeur (glycol régénéré / glycol saturé). La solution chaude du glycol saturée entre dans la colonne de distillation à travers 2 couches de garnissage structuré, et entre en contact avec les vapeurs chaudes montantes riches en eau du rebouilleur. La solution du glycol saturée est alors chauffée à 204°C à la pression atmosphérique dans le rebouilleur.

L'eau vaporisée monte entête de la colonne (vers la torche) et le glycol saturé est reconcentré à 99.1%. La mise en chauffe du rebouilleur est assurée par 2 brûleurs ; les gaz brûlés sont évacués à l'atmosphère au moyen d'une cheminée.

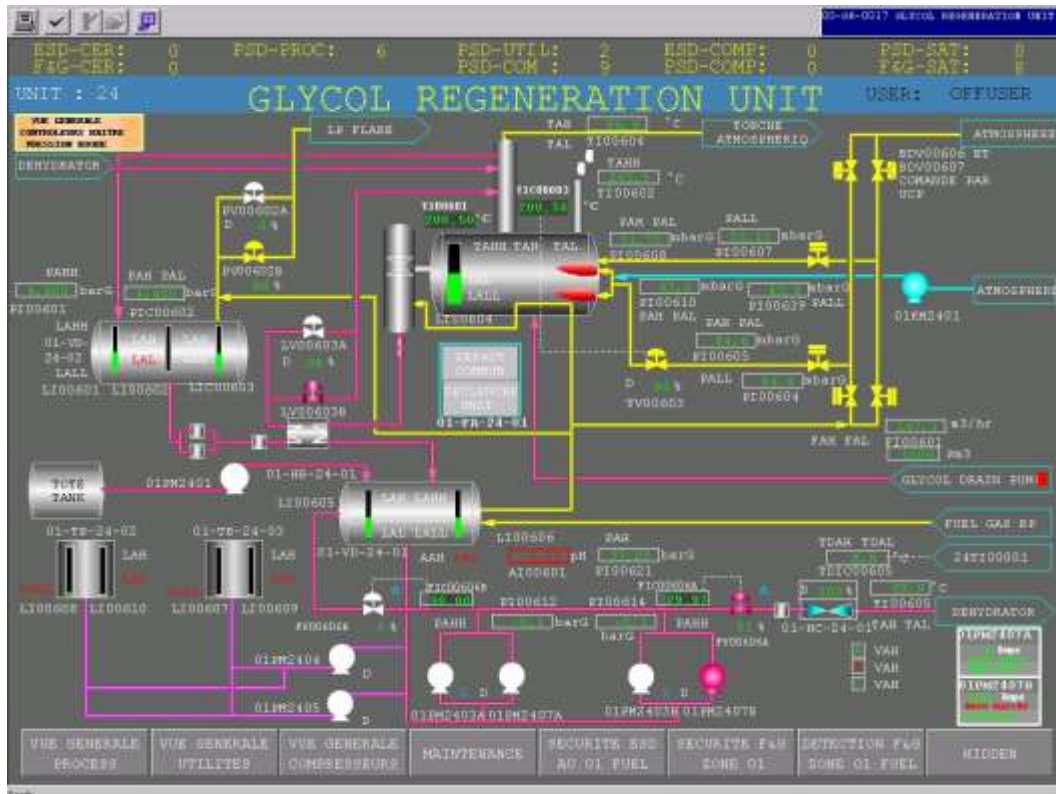


Figure II.15.: Présentation L'unité de Régénération du glycol interface HMI.

#### II.1.4.4. Gaz lift

Le CPF comprend trois turbines qui produisent de gaz lift.

Les gaz secs produits par la colonne de déshydratation passent par deux étages de compression identique. Ils comprennent chacun un ballon d'aspiration, qui alimente un compresseur. Pour élever la pression du gaz de 36 jusqu' à 200 bars en deux étapes :

36-100bar et 100-200 bar, le système est muni de trois turbine à gaz associées, deux en marche et l'autre en arrêt (secoure)avec toujours des vannes anti pompage pour chaque turbine, le ballon d'aspiration de la première turbine élimine les gaz lourd qui se condensent en bas et qui vont être envoyé vers LT torche (Low Température), la pression du gaz monte à 100 bar dans le première étage , la compression du gaz provoque la monté de la température du gaz c'est pour ça qu'il va être refroidi dans les aéroréfrigérants situés en aval, âpres vient le ballon de refoulement qui est en même temps le ballon d'aspiration de la deuxième étage, le gaz va être comprimé une autre fois à 200 bar et passe par les aéroréfrigérants pour le refroidir ensuite il va suivre les conduites qui vont vers les satellites pour être injecté dans les puits [14].



*Figure II.16: Booster and lift Gas compressor.*

#### II.1.4.5. Injection Gas compresseur

Le dernier stage de compression permettant d'atteindre la pression de réinjection qui est assuré par deux compresseur injections gaz (les deux en service). Ils font monter la pression de 200 jusqu'à 300 bars.

Une partie du gaz qui sort des compresseurs boosters (turbines 70-KA-25-02A/B/C) est acheminée vers les stations satellites pour être injectés dans les puits injecteurs de gaz lift, l'autre partie se dirige vers les compresseurs de gaz d'injection pour être comprimée jusqu'à 300 bar et finit dans les pipe de gaz d'injection qui se dirigent vers les puits injecteurs de gaz [15].



*Figure II.17 : Injection Gas compresseur.*

### II.1.5. Traitement des eaux huileuses

Il y'a plusieurs traitements des eaux

- ❖ Package cyclone/hydro-cyclone
- ❖ Deux unités des eaux huileuses (200 et 210).
- ❖ Unité eaux l'Albian/Barremian.
- ❖ Unité d'injection d'eau.

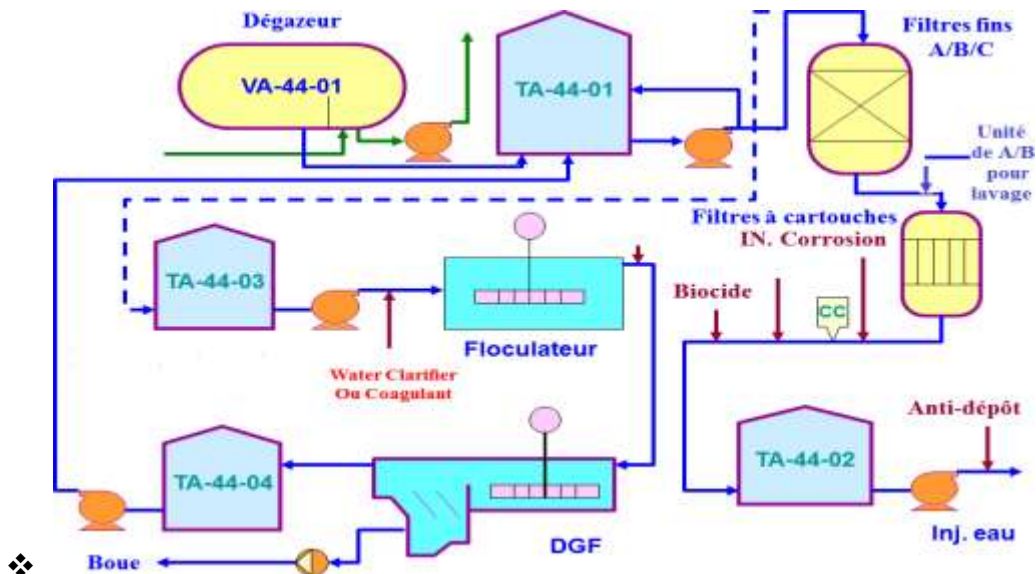


Figure II.18: Vue générale des unités des eaux huileuses.

#### II.1.5.1. Package cyclone/ hydro-cyclone

Le système de séparation par cyclone comporte une unité de traitement d'eau qui traite l'eau provenant du séparateur de bouchons liquides, il y a 3 unités (package) traitement d'eau traitant l'eau de chaque train de production et package de Slug catcher. Chacune de ces unités de traitement d'eau comporte les cyclones (solide / liquide) et hydro-cyclone (liquide / liquide). Les cyclones solide/ liquide enlèvent les particules solides de l'eau ; le courant de fond des solides séparés circule à travers un cyclone de détente de pression avant d'être envoyé au système de traitement des boues.

Les hydro-cyclones liquide /liquide séparent l'huile du flux d'eau ; les deux courants sont envoyés vers différents compartiments à l'intérieur du récipient du dégazeur. Les courants sortant de chaque train forme ensuite un seul collecteur de rejet et un seul collecteur d'eau qui se dirigent vers le récipient du dégazeur.

### II.1.5.2. Unité d'eau huileuse 200

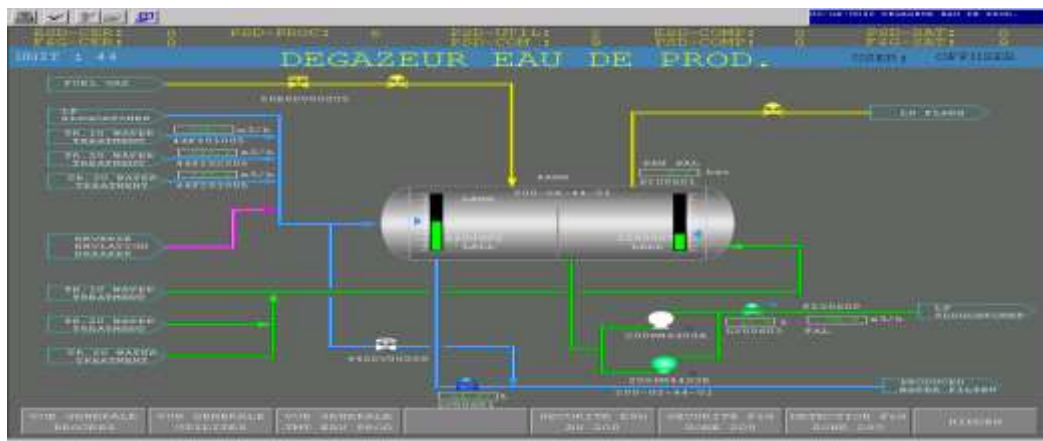
Le traitement s'effectue comme suivant

- ❖ Dégazeur.
- ❖ Filtration l'eau huileuse.
- ❖ Lavage l'eau huileuse.

#### a. Dégazeur

Les flux d'eau et de rejet sont introduits dans différentes sections du dégazeur. Un déversoir sépare les deux sections. Une séparation supplémentaire de l'huile subsistant dans le courant d'eau s'effectue par le déversoir et s'écoule vers la section de rejet du dégazeur. Tous les gaz dissous dans les flux d'eau et de rejet sont dégagés dans le dégazeur vers la torche atmosphérique.

L'eau issue de la section d'eau du récipient s'écoule vers le bac 200-TA-44-01 qui alimente les filtres fins de l'OWTS. Le débit de sortie d'eau du dégazeur est réglé par une vanne de régulation de niveau 200-44-LV-00-601. L'eau est entraînée par la pression différentielle entre le dégazeur et le bac 200-TA-44-01.



*Figure II.19: Présentation le Dégazeur.*

#### b. Le bac de décantation 200-TA-44-01:

L'eau du dégazeur est déversée dans un bac où elle va être dégazée, le gaz séparé de cette eau est évacué vers la torche atmosphérique.

Les filtres fins 200-DA-44-01A/B/C :

L'eau alimentant les filtres fins de l'OWTS 200-DA-44-01A/B/C est fournie par le bac d'alimentation du filtre fin « 200-TA-44-01 » en passant par les pompes « 200-PA-44-04A/B ».

Le baisse de pression produite par le passage à travers les filtres doit être comprise entre 0.2 bars et 0.45bars quand le filtre est propre et entre 1 bar et 1.5bars quand le filtre est sale. Le débit de passage

à travers chaque filtre est réglé par une vanne de régulation de débit en sortie « 200-44FV-00 602A/B/C » cette vanne permet d'avoir un débit égal vers tous les filtres, **et évite qu'un filtre** plus propre absorbe préférentiellement le débit vis-à-vis d'autres filtres qui seraient éventuellement plus colmatés.

Les filtres fins de l'OWTS sont lavés à contre –courant pour enlever l'huile et les solides du lit filtrant. Les résidus de lavage à contre –courant sont réceptionnés dans le bac de récupération des résidus de lavage et sont ensuite pompés vers le flocculateur du DGF. Le lavage est déclenché par une des trois instructions suivantes :

- ❖ Minuterie qui déclenche le lavage du filtre à des intervalles de temps fixes.
- ❖ Pression différentiel le élevée dans le lit filtrant.
- ❖ Intervention manuelle.

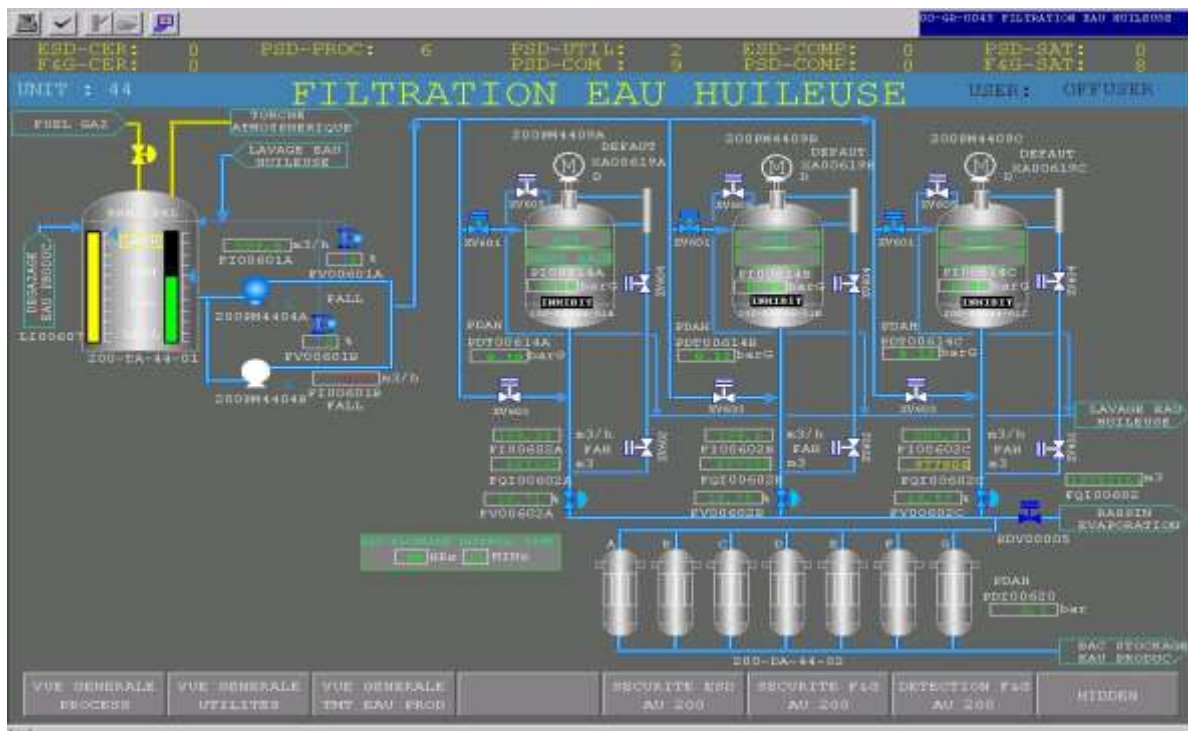


Figure II.20 : Présentation Les filtres fins de l'OWTS.

## II.1.6. Unité De Traitement De L'AIR (zone400)

### II.1.6.1. L'airservice

L'air service est le résultat de l'aspiration de l'air atmosphérique à travers des compresseurs en sortie 7 bars et le stocker pour utiliser pour les outils pneumatiques des pompes hydrauliques, nettoyage, serrage des boulons, meules, tronçonneuses etc..... Et pour les soufflages de lignes brutes démontage dans les unités nouvelles [16].

**II.1.6.2.L'air Instrument**

Une partie d'air service utilisée pour produire l'air instrument après son séchage et filtration est d'abord envoyé dans deux ballons tampons dont la capacité de stockage est fixée en fonction de la consommation calculée des utilisateurs.

L'Air Instrument est indispensable pour faire fonctionner les équipements suivants :

Les vannes pneumatiques de régulation, ESDV, système déluge Valves, tous les transmetteurs pneumatiques FT, PT, LT et PDT et l'unité de production d'Azote [17].

# **Chapitre III**

## **Simulation du process**

### III.1. Introduction à Aspen HYSYS

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation de procédés chimiques de pointe, développé par **Aspen Technology**. Il offre une suite complète d'outils pour la modélisation, la simulation et l'optimisation des procédés chimiques et pétrochimiques, s'avérant être un atout précieux pour les ingénieurs, les chercheurs et les étudiants dans divers domaines.

### III.2. Définition et Fonctionnalités d'Aspen HYSYS

Fondé sur les principes de la thermodynamique, du transfert de chaleur et de masse, Aspen HYSYS permet la création de modèles mathématiques complexes qui reflètent fidèlement le comportement des procédés chimiques. En tenant compte de divers facteurs tels que les propriétés physiques des fluides, les réactions chimiques, les transferts d'énergie et les interactions entre les différentes unités du procédé, Aspen HYSYS offre une représentation détaillée et précise des systèmes chimiques complexes [18].

#### III.2.1. Fonctionnalités détaillées d'Aspen HYSYS

Aspen HYSYS se distingue par ses fonctionnalités puissantes et polyvalentes qui couvrent l'ensemble du spectre de la simulation et de l'optimisation des procédés :

##### III.2.1.1. Modélisation de procédés complète :

- Création de modèles mathématiques rigoureux pour représenter des procédés chimiques complexes, englobant des unités de séparation, de réaction, de transfert de chaleur et de transfert de masse.
- Prise en compte de divers facteurs tels que les propriétés physiques des fluides, les réactions chimiques, les transferts d'énergie et les interactions entre les différentes unités du procédé.
- Utilisation de bibliothèques de modèles intégrées et d'outils de création de modèles personnalisés pour une flexibilité accrue.

##### III.2.1.2. Simulation de procédés avancée :

- Exécution de simulations dynamiques et statiques pour prédire le comportement des procédés dans diverses conditions d'exploitation.
- Analyse des performances du procédé en termes de production, d'efficacité énergétique, de consommation de matières premières et d'impact environnemental.
- Identification et résolution des problèmes de procédé en analysant les résultats de la simulation.

### III.2.1.3. Optimisation de procédés efficace

- Optimisation des paramètres de procédé tels que la pression, la température, les débits et la composition des flux pour améliorer les performances du procédé.
- Utilisation de techniques d'optimisation avancées telles que la programmation linéaire, la programmation non linéaire et les algorithmes génétiques.
- Recherche des conditions de fonctionnement optimales pour maximiser la production, l'efficacité énergétique et la rentabilité.

### III.2.1.4. Analyse de sensibilité approfondie

- Évaluation de l'impact des changements de paramètres sur les performances du procédé.
- Identification des paramètres critiques qui influencent le plus les résultats du procédé.
- Prise de décisions éclairées concernant la conception et l'exploitation des procédés.

### III.2.1.5. Diagnostic des problèmes précis

- Identification des causes profondes des problèmes de procédé en analysant les données de simulation.
- Développement de stratégies efficaces pour résoudre les problèmes de procédé et améliorer les performances.
- Réduction des temps d'arrêt et des coûts d'exploitation.

## III.3. Avantages d'Aspen HYSYS

L'adoption d'Aspen HYSYS présente de nombreux avantages indéniables :

- **Précision et fiabilité** : Les modèles d'Aspen HYSYS sont basés sur des principes scientifiques rigoureux et des données thermodynamiques précises, garantissant des résultats fiables et réalistes.
- **Large éventail de fonctionnalités** : Aspen HYSYS offre une gamme complète d'outils pour répondre aux besoins divers de la simulation et de l'optimisation des procédés.
- **Flexibilité et évolutivité** : Le logiciel s'adapte à des procédés de complexité variable, permettant de modéliser des systèmes simples comme des installations industrielles complexes.
- **Intégration avec d'autres outils** : Aspen HYSYS peut être intégré à d'autres logiciels de CAO et de simulation, favorisant une approche holistique de la conception et de l'analyse des procédés.

- **Formation et éducation** : Formation des ingénieurs et des étudiants aux principes de la simulation et de l'optimisation des procédés chimiques.
- **Recherche et développement** : Développement de nouvelles technologies de procédés et de matériaux.

### III.4 Versions d'Aspen HYSYS

Aspen HYSYS est disponible en plusieurs versions, chacune offrant des fonctionnalités et des capacités spécifiques pour répondre aux besoins divers des utilisateurs :

- **Aspen HYSYS Base** : La version de base offre les fonctionnalités essentielles pour la modélisation, la simulation et l'optimisation des procédés.
- **Aspen HYSYS Aspen Plus** : Cette version étendue inclut des fonctionnalités avancées pour la modélisation de procédés complexes, la simulation de réactions chimiques et l'optimisation de procédés à grande échelle.
- **Aspen HYSYS Aspen Petroleum Refining** : Une version spécialisée pour la simulation et l'optimisation des raffineries de pétrole et des installations pétrochimiques.
- **Aspen HYSYS Aspen Dynamics** : Cette version offre des fonctionnalités avancées pour la modélisation et la simulation de procédés dynamiques, permettant d'analyser le comportement transitoire des systèmes chimiques.

Le choix de la version d'Aspen HYSYS la plus adaptée dépend des besoins spécifiques de l'utilisateur, de la complexité du procédé à modéliser et des objectifs de la simulation.

Dans le cadre de notre projet, on a fait le choix d'utiliser Aspen HYSYS Base 12.1. Cette version, parue en 2021, se distingue par sa combinaison de performances et des résultats exacts.

### III.5. Un aperçu de la simulation

Le modèle thermodynamique :

#### III.5.1. Peng-Robinson

Le modèle de Peng-Robinson (PR) est un outil performant pour les calculs d'équilibre liquide-vapeur (VLE) des systèmes hydrocarbonés. Plusieurs améliorations ont été apportées au modèle PR initial afin d'étendre sa gamme d'applicabilité et d'améliorer ses prédictions pour certains systèmes non idéaux [18].

**III.5.1.1. Domaine d'application :**

- Systèmes hydrocarbonés (pétrole, gaz, pétrochimie)
- Traitement cryogénique du gaz
- Séparation de l'air
- Tours de brut atmosphérique et sous vide
- Systèmes à haute teneur en H<sub>2</sub>
- Systèmes de réservoir
- Inhibition d'hydrate
- Rejet d'azote et d'hélium
- Injection de méthanol
- Élimination du mercure
- Fractionnement
- Procédés de GNL (gaz naturel liquéfié)
- Séparation des produits légers

**III.5.1.2. Plage de travail**

- Température > -271 °C (-456 °F)
- Pression < 100 000 kPa (15 000 psia).

**III.5.3. Validation de la simulation**

Pour nous assurer de la fiabilité du logiciel « ASPEN HYSYS » et de la pertinence du choix du modèle thermodynamique, nous avons commencé notre travail de simulation par la validation du modèle thermodynamique sélectionné ainsi que le schéma de procédé.

La validation d'une simulation de procédés chimiques est essentielle pour garantir la fiabilité des résultats. Elle consiste à comparer les prédictions du modèle aux données expérimentales ou aux références établies, en utilisant des méthodes de calcul d'erreur pour quantifier l'écart. Cette démarche permet d'évaluer l'exactitude et l'adéquation du modèle au contexte étudié.

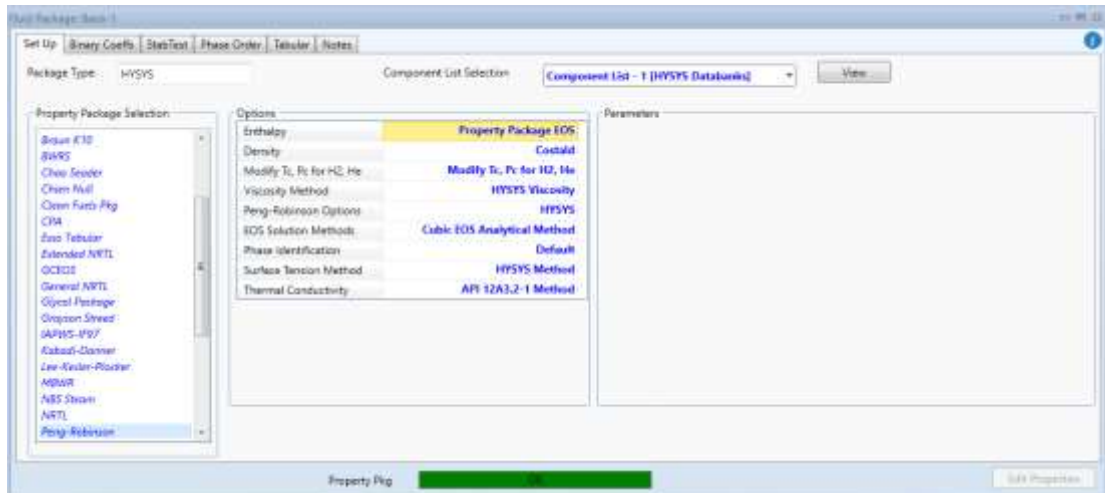


Figure III.1 : Le modèle thermodynamique choisit.

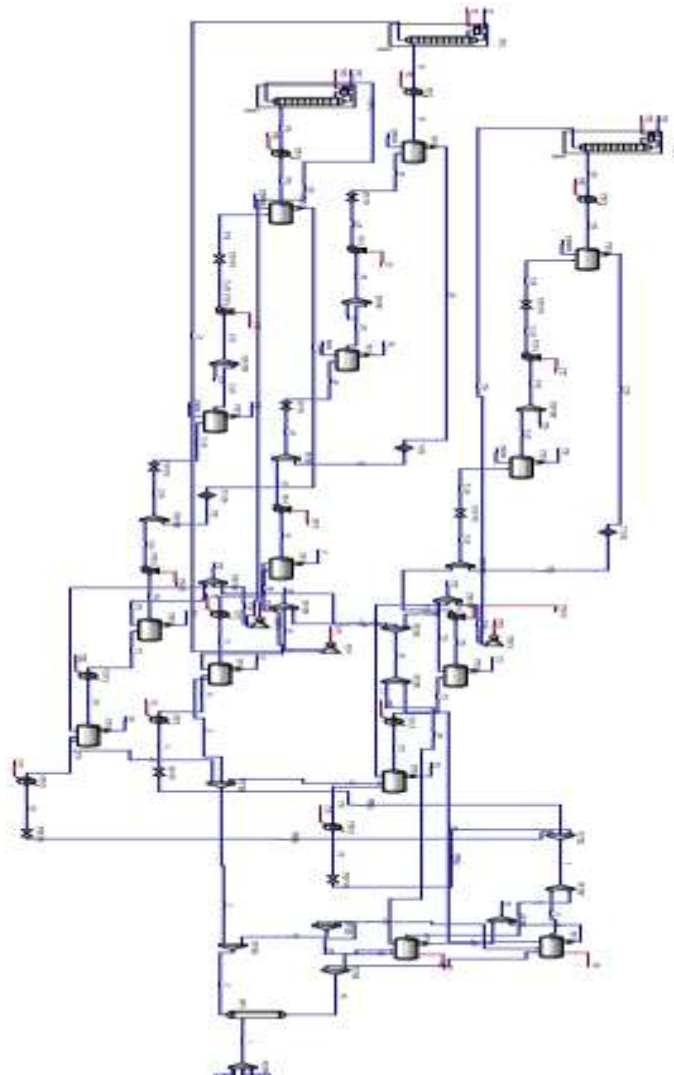


Figure III.2 : Aperçu de la simulation.

## III.5.3.1. Calcul de l'erreur

Afin de quantifier l'écart entre les prédictions du modèle et les données expérimentales, on a calculé l'erreur relative en utilisant la formule suivante :

$$\text{Erreur relative} = (\text{Valeur prédite} - \text{Valeur réelle}) / \text{Valeur réelle} \times 100\%$$

Cette formule exprime l'erreur absolue en proportion de la valeur réelle, permettant ainsi une analyse comparative des résultats pour des grandeurs de mesure différentes.

L'erreur relative est exprimée en pourcentage (%) et offre une interprétation intuitive de l'écart entre les valeurs prédites et les valeurs mesurées

*Table III.1 Tableau de validation de simulation "cas réel".*

Résultat simulation.				Donnée HMI			Calcul de l'erreur		
Stream	T (C)	P(BAR)	F (M <sup>3</sup> /H)	T(C)	P(BAR)	F(M <sup>3</sup> /H)	Erreur (T)	Erreur(P)	Erreur(F)
<b>Ballon 2 in</b>	57.9778665	19	1234.687693	58.8	19	1234	1%	0.00%	-0.06%
<b>Ballon1 in</b>	57.9778665	19	1234.687693	58.8	19	1234	1%	0.00%	-0.06%
<b>WT** 2</b>	56	18	609.7796748	58	18	640	3%	0.00%	4.72%
<b>WT* 1</b>	56	18	609.7796748	58	18	640	3%	0.00%	4.72%
<b>Oil out 2</b>	56	18	599.4993262	58	18	570	3%	0.00%	-5.18%
<b>Oil out 1</b>	56	18	599.4993262	58	18	570	3%	0.00%	-5.18%
<b>E 1 OUT</b>	66	15	399.6622208	67	14.5	380	1%	-3.45%	-5.17%
<b>E1 IN</b>	5.60E+01	15	399.6622208	58	15.2	380	3%	1.32%	-5.17%
<b>SEP 1 WATER OUT</b>	64.96955981	14	238.9784493	67	14	230	3%	0.00%	-3.90%
<b>SEP 1 OIL OUT</b>	64.96955981	14	154.0361648	67	14	150	3%	0.00%	-2.69%
<b>E 2 OUT</b>	83	11	154.0361648	83.4	10.89	150	0%	-1.01%	-2.69%

<b>SEP 2 WATER OUT</b>	8.29E+01	10.5	20.74141237	82	10.3	20	-1%	-1.94%	-3.71%	
<b>SEP 2 OIL OUT</b>	82.86549197	10.5	131.9501123	82	11	130	-1%	4.55%	-1.50%	
<b>POMPE BOOSTER OUT</b>	83.13180222	21.1	131.9501123	82.5	20.5	130	-1%	-2.93%	-1.50%	
<b>DESSALEUR 1 WATER OUT</b>	80.77963265	20	9	80.2	19	7	-1%	-5.26%	-28.57%	
<b>DESSALEUR 02 OIL OUT</b>	75.8152273	19.6	131.9361552	78	19.8	130	3%	1.01%	-1.49%	
<b>DESSALEUR 2 IN</b>	75.81522727	19.6	158.0399847	78	19.8	130	3%	1.01%	-21.57%	
<b>DESSALEUR 02 WATER OUT</b>	75.8152273	19.6	9	79	19.7	7	4%	0.51%	-28.57%	
<b>E3 OUT</b>	66.5	7.5	131.9361552	75	10	130	11%	25.00%	-1.49%	
<b>COLLONE OIL OUT</b>	169.5648123	7	123.4992088	167	7	125	-2%	0.00%	1.20%	
							<b>TOTAL</b>	<b>2%</b>	<b>1%</b>	<b>-6%</b>

Les résultats de la simulation fournissent une évaluation complète des performances du système dans diverses conditions de fonctionnement. Les écarts observés sont considérés comme acceptables et ne soulèvent aucun problème majeur. Les performances globales sont satisfaisantes, ce qui indique que le système fonctionne dans ses paramètres de conception et répond aux objectifs souhaités.

# **Chapitre IV**

Comprendre les écarts entre  
la conception et la réalité

### IV.1. Introduction

Dans le domaine de l'ingénierie, la conception de procédés industriels s'appuie sur des modèles théoriques et des simulations pour prédire le comportement des systèmes et optimiser leur performance. Cependant, la réalité opérationnelle peut s'avérer diverger des conditions prévues en conception, entraînant des écarts de performance et des inefficacités.

**Afin d'évaluer l'impact de ces écarts, il est crucial de réaliser une analyse comparative approfondie.** Cette analyse implique de comparer les paramètres de conception initiaux aux paramètres réels actuels, en tenant compte des changements mentionnés ci-dessus

### IV.2. Objectifs de l'analyse

L'objectif principal de cette analyse est d'identifier et de comprendre les facteurs qui contribuent aux écarts entre les performances définies dans le PFD (le cas optimal) et les performances réelles du processus. En particulier, l'analyse se concentrera sur l'impact de la composition et de la quantité de la charge sur les paramètres d'exploitation dans les écarts observés.

### IV.3. Méthodologie d'analyse

Deux simulations seront réalisées pour mener à bien cette analyse comparative :

1. **Simulation cas design** : Cette simulation reproduira les conditions de conception du processus, en utilisant les paramètres d'entrée et les conditions d'exploitation de design définis initialement dans le PFD.
2. **Simulation cas réel** : Cette simulation intégrera les données réelles de la composition et de la quantité de la charge, ainsi que les paramètres d'exploitation mesurés en cours de fonctionnement.

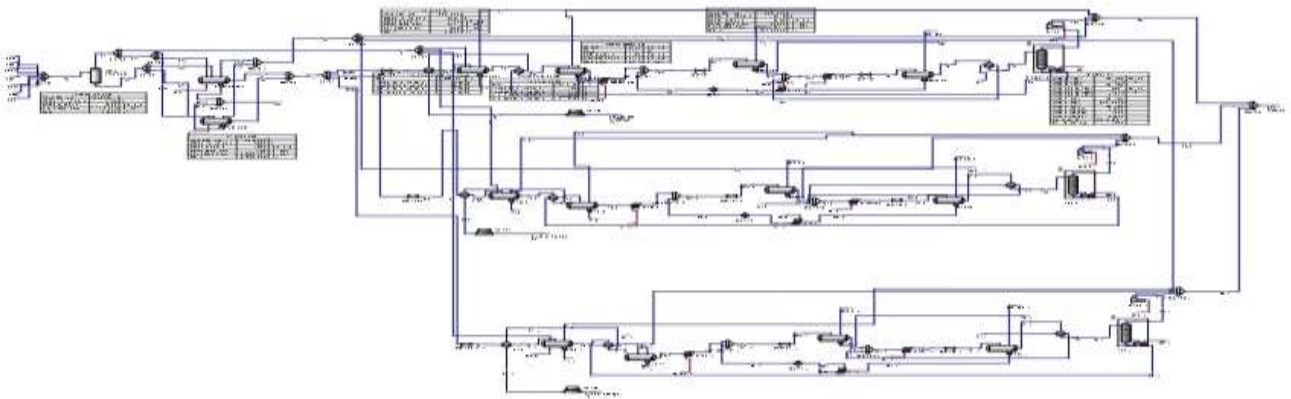


Figure IV.1 : Simulation de cas réel.

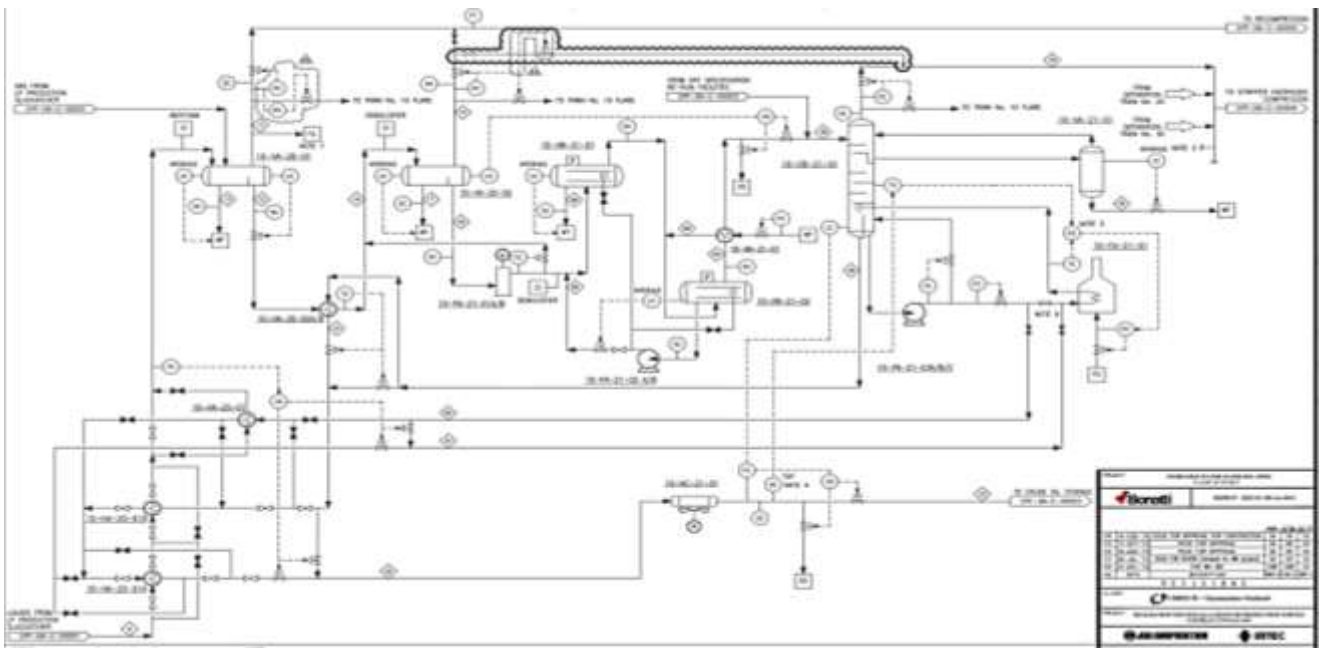


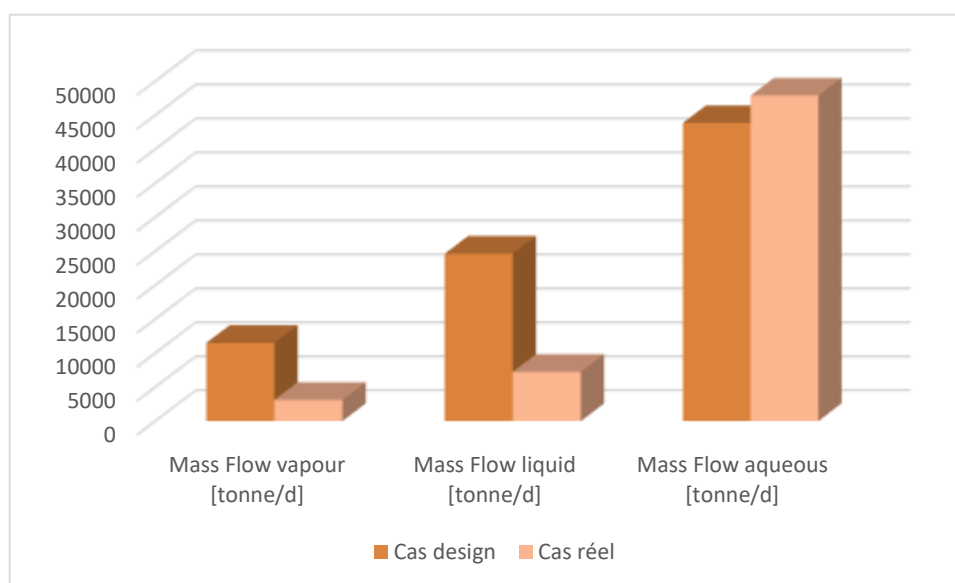
Figure IV.2 : SCHEMA DE PROCESS (cas design).

### IV.3.1.Composition

Le tableau IV. 1. montre la composition de la charge pour les deux cas : design (2014) et le cas réel (2024).

*Tableau IV.1 : Composition-gaz-liquide-eau- de la charge.*

	Cas design (2014)	Cas réel
<b>Stream Name</b>	Crude oil in	Crude oil in
<b>Fraction vapeur</b>	0,1295	0.0421
<b>Température [°C]</b>	62.8	58
<b>Pression [kg/cm<sup>2</sup>_g]</b>	21	19
<b>Débits massiques vapeur [tonne/j]</b>	11496	3119
<b>Débits massiques liquide [tonne/j]</b>	24621	7225
<b>Débits massiques aqueuse [tonne/j]</b>	43848	47885

*Figure IV. 3: L'écart dans la composition de brut.*

#### IV.3.1.1. Commentaire sur le tableau comparatif des flux du procédé

Ce tableau compare les flux entrants d'un même courant (la charge d'entrée) dans deux cas : le cas design (conditions de conception définies en 2014) et le cas réel (conditions opérationnelles observées). Les écarts entre ces deux scénarios peuvent révéler des éléments importants sur le fonctionnement du procédé.

#### IV.3.1.2. Observations principales

- **Fraction vapeur** : La fraction vapeur du brut d'entrée est significativement plus élevée dans le cas design (0,1295) par rapport au cas réel (0,0421). Cela suggère que le brut entrant dans le procédé en réalité est moins vaporisé que prévu initialement.

- **Température et pression** : La température et la pression du brut d'entrée sont légèrement inférieures dans le cas réel (58°C et 19 kg/cm<sup>2</sup>\_g) par rapport au cas design (62,8°C et 21 kg/cm<sup>2</sup>\_g). Ces écarts sont au changement de composition.
- **Débits massiques** : Le débit massique total du brut d'entrée est inférieur dans le cas réel (environ 31 % de moins). Cette diminution se constate à la fois dans la phase vapeur et la phase liquide. En revanche, le débit massique de la phase aqueuse est légèrement plus élevé dans le cas réel.

### IV.3.1.3.Implications potentielles

Ces écarts peuvent avoir des conséquences sur le fonctionnement du procédé :

- Une entrée de brut moins vaporisée que prévu pourrait nécessiter un ajustement des paramètres d'exploitation en aval pour atteindre les objectifs de séparation souhaités.
- Des températures et pressions d'entrée inférieures pourraient affecter la performance des unités de séparation ou de stabilisation.
- Une diminution du débit massique total du brut entraîne une baisse de la production potentielle du procédé.

### IV.3.2.Paramètres des équipements

#### IV.3.2.1.Les ballons géants 01-VA-20-02A/B

Le tableau IV. 2 présente les données de fonctionnement d'un ballon géant séparateur triphasique dans les deux cas : le cas design (conditions de conception) et le cas réel (conditions opérationnelles observées). Les écarts entre ces deux scénarios peuvent révéler des éléments importants sur la performance du séparateur.

**Tableau IV.2 : Paramètres des Ballon géant (réel/design).**

<b>01-VA-20-02A</b>	<b>Design</b>	<b>Réel</b>
Température [°C]	62.8	58
Pressure [kg/cm <sup>2</sup> _g]	20	19
Débits massiques [tonne/h]	1516	1158
Débits massiques Gaz [tonne/h]	115	36
Débits massiques liquide [tonne/h]	911	539.4
Débits massiques eau [tonne/h]	911.5	608

#### IV.3.2.1.1. Commentaire sur le tableau comparatif des ballons séparateurs 01-VA-20-02A/B

- **Température et pression** : Des températures et pressions d'entrée légèrement inférieures dans le cas réel (58°C et 19 kg/cm<sup>2</sup>\_g) par rapport au cas design (62,8°C et 20 kg/cm<sup>2</sup>\_g).
- **Débits massiques** :
  - Diminution du débit massique total à l'entrée (environ 24%) dans le cas réel.
  - Baisse significative du débit de gaz (environ 69%) et du débit de liquide (environ 40%) dans le cas réel.
  - Diminution du débit d'eau (environ 33%) dans le cas réel.
- Les changements dans les débits de gaz, liquide et eau pourraient indiquer des problèmes de séparation ou des modifications dans la composition du flux entrant.
- L'augmentation dans les débits d'eau à la sortie constitue la cause principale de la baisse de performance observée dans l'unité de traitement des eaux.

#### IV.3.2.2. Echangeur 10-HA-20-01A/B

Le tableau IV.3 présente les données de fonctionnement d'un échangeur tube et calandre à tête flottante :

**Tableau IV.3 : Paramètres de l'échangeur 10-HA-20-01A/B (réel/design).**

10-HA-20-01A/B	Design	Réel
Température in/out [°C]	55/60	56/66
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	16	15
Débits massiques in [tonne/h]	170	359

#### IV.3.2.2.1. Commentaire sur le tableau comparatif des Echangeurs 10-HA-20-01A/B

Les écarts entre ces deux scénarios peuvent révéler des éléments importants sur la performance de l'échangeur.

- **Températures d'entrée et de sortie**
  - Légère augmentation de la température d'entrée dans le cas réel (56°C vs 55°C).
  - Augmentation notable de la température de sortie dans le cas réel (66°C vs 60°C).

- **Pression** : Légère diminution de la pression dans le cas réel (15 kg/cm<sup>2</sup>\_g vs 16 kg/cm<sup>2</sup>\_g).
- **Débits massiques d'entrée** : Plus que doublé dans le cas réel (359 tonne/h vs 170 tonne/h).

#### IV.3.2.2.Implications potentielles

- Le débit massique d'entrée plus important pourrait solliciter l'échangeur au-delà de sa capacité de conception.

#### IV.3.2.3.SEPARATEUR 10-VA-20-01

Le tableau IV.4 présente les données de fonctionnement du premier séparateur triphasique dans le train de traitement : le cas design (conditions de conception) et le cas réel (conditions opérationnelles observées). Les écarts entre ces deux scénarios sont encore plus importants que ceux observés dans le ballon séparateur triphasique précédent.

*Tableau IV.4 : Paramètres de séparateur 10-VA-20-01 (réel/design).*

10-VA-20-01	Design	Réel
Température [°C]	54.8	64
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	16	14
Débits massiques in [tonne/h]	170	359
Débits massiques Gaz [tonne/h]	10.2	22.5
Débits massiques liquide [tonne/h]	169	117.8
Débits massiques eau [tonne/h]	1	238.5

#### IV.3.2.3.1.Points clés

- **Température et pression** :
  - Augmentation significative de la température d'entrée dans le cas réel (64°C vs 54,8°C).
  - Diminution notable de la pression dans le cas réel (14 kg/cm<sup>2</sup>\_g vs 16 kg/cm<sup>2</sup>\_g).
- **Débits massiques** :
  - Plus que doublé du débit massique total à l'entrée dans le cas réel (359 tonne/h vs 170 tonne/h).
  - Augmentation du débit de gaz (environ 120%) et diminution du débit de liquide (environ 31%) dans le cas réel.
  - Augmentation considérable du débit d'eau (environ 23850%) dans le cas réel.

#### IV.3.2.3.2. Implications potentielles

- Les différences de température et de pression observées sont des mesures correctives pour éviter la baisse d'efficacité due à l'augmentation du débit d'eau en

#### IV.3.2.3.3. Lien avec la régulation optimisée

L'écart important entre les conditions de conception et les conditions réelles est lié à la mise en œuvre d'une nouvelle régulation optimisée. La nouvelle régulation vise à augmenter le débit massique traité, cela pourrait expliquer l'augmentation des débits d'entrée et les changements dans les caractéristiques des phases séparées.

#### IV.3.2.4. ECHANGEUR INTER ETAGE

##### IV.3.2.4.1. Comparaison des données pour l'échangeur 10-HA-20-02A/B :

Le tableau IV. 5. présente les paramètres de l'échangeur inter étage .

*Tableau IV.5 : Paramètres de l'échangeur inter étage (réel/design)*

10-HA-20-02A/B	Design	Réel
Température in/out [°C]	54.8/80	64/83
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	13	11
Débits massiques in [tonne/h]	169	117.8

##### IV.3.2.4.2. Observations

- Les températures d'entrée et de sortie dans le cas réel sont respectivement supérieures de 16,8% et 3,75% aux valeurs de conception.
- La pression dans le cas réel est inférieure de 15,38% à la valeur de conception.
- Le débit massique d'entrée dans le cas réel est inférieur de 30,53% à la valeur de conception.

##### IV.3.2.4.3. Interprétations

- Les écarts de température observés pourraient être dus à des modifications des conditions d'entrée du fluide chaud ou froid.

#### IV.3.2.5. SEPARATEUR 10-VA-20-02

##### IV.3.2.5.1. Comparaison des données entre le cas design et le cas réel pour le séparateur 10-VA-20-02

Le tableau IV. 6. présente les paramètres du séparateur 10-VA-20-02 (réel/design).

*Tableau IV.6 : Paramètres du séparateur 10-VA-20-02 (réel/design).*

10-VA-20-02	Design	Réel
Température [C]	80	83
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	13	11
Débits massiques in [tonne/h]	169	117.8
Débits massiques Gaz [tonne/h]	1.2	1.3
Débits massiques liquide [tonne/h]	166	95.8
Débits massiques eau [tonne/h]	3	12

##### IV.3.2.5.2 Observations

- La température dans le cas réel est supérieure de 3,75% à la valeur de conception.
- La pression dans le cas réel est inférieure de 15,38% à la valeur de conception.
- Le débit massique d'entrée dans le cas réel est inférieur de 30,53% à la valeur de conception.
- Le débit massique liquide dans le cas réel est inférieur de 42,17% à la valeur de conception.
- Le débit massique eau dans le cas réel est supérieur de 300% à la valeur de conception.

##### IV.3.2.5.3 Interprétations

- L'augmentation de la température pourrait être due à des modifications des conditions d'entrée du fluide.
- L'augmentation considérable du débit massique d'eau est particulièrement préoccupante et pourrait indiquer une défaillance de la séparation des phases .

##### IV.3.2.5.4 Nouvelle régulation optimisée

L'écart important entre les valeurs de conception et les valeurs réelles, en particulier pour le débit massique d'eau, suggère que la nouvelle régulation optimisée pourrait avoir un impact significatif sur le fonctionnement du séparateur. Il est important de surveiller attentivement les performances du séparateur et d'ajuster la régulation si nécessaire pour garantir une séparation efficace des phases et éviter des problèmes de contamination.

#### IV.3.2.6. Pompe Booster :

Le tableau IV. 7. présente les paramètres de la pompe booster (réel/design)

*Tableau IV.7: Paramètres de la pompe booster (réel/design).*

	Design	Réel
Température in/out [°C]	80	83
Pressure in [kg/cm <sup>2</sup> _g]	13	10
Pressure out [kg/cm <sup>2</sup> _g]	19	21
Flow mass in [tonne/h]	166	95.8

##### IV.3.2.6.1 Observations :

- La pression d'entrée dans le cas réel est inférieure de 23,08% à la valeur de conception.
- La pression de sortie dans le cas réel est supérieure de 10,53% à la valeur de conception.
- Le débit massique d'entrée dans le cas réel est inférieur de 42,17% à la valeur de conception.

##### IV.3.2.6.2 Interprétations :

- La réduction du débit massique d'entrée pourrait être principalement due à une **diminution de la quantité de pétrole brut** dans la charge d'alimentation par rapport à la quantité prévue dans le cas de conception. Cela pourrait s'expliquer par des variations dans l'approvisionnement en pétrole brut ou par des modifications des paramètres d'entrée du système.
- L'élévation de la température observée pourrait être liée à une **augmentation du taux de recyclage** dans la pompe. En effet, un recyclage accru entraîne une réintroduction d'une partie du fluide chaud dans le système, ce qui peut contribuer à une élévation de la température globale.

#### IV.3.2.7. LES DESALEURS 10-VW-21-01/02 :

Le tableau IV. 8. compare les valeurs de conception ("Design") aux valeurs réelles ("Réel") enregistrées pour le fonctionnement du dessaleur de pétrole brut.

Tableau IV.8 : Paramètres des dessaleurs (réel/design)

10-VW-21-01/02	Design	Réel
Température [°C]	77.2	82.75
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	19	20.6
Débit massique de liquide in [tonne/h]	166	95.8
Débit massique d'eau in [tonne/h]	12.3	8.9
Débit massique de liquide out [tonne/h]	156.4	95.8
Débit massique d'eau out [tonne/h]	12.3	8.9

#### IV.3.2.7.1 Observations :

Les écarts observés pour les différents paramètres sont les suivants :

- **Température** : La température réelle est supérieure de 7,2% à la valeur de conception.
- **Pression** : La pression réelle est supérieure de 8,42% à la valeur de conception.
- **Débit massique de liquide entrant** : Le débit massique de liquide entrant réel est inférieur de 42,17% à la valeur de conception.
- **Débit massique d'eau entrant** : Le débit massique d'eau entrant réel est inférieur de 28.3% à la valeur de conception.

#### IV.3.2.7.2 Interprétations et justifications des changements :

L'élévation de la température pourrait être due à plusieurs facteurs, tels que :

- Une modification des conditions d'entrée du pétrole brut, avec une température plus élevée que prévue.
- Diminution du débit massique d'eau entrant est à cause de diminution de la charge entrante.

#### IV.3.2.8. SREIPPER (COLONNE DE STABILISATION) 10-CB-21-01 :

Le tableau IV. 9. compare les valeurs de fonctionnement de la colonne de stabilisation de pétrole brut.

*Tableau IV.9: Paramètres de colonne de stabilisation (réel/design).*

10-CB-21-01	Design	Réel
Température de tête [°C]	75.8	72.4
Température de fond [°C]	186.7	168.8
Pression de tête [kg/cm <sup>2</sup> _g]	6.5	6
Débit massique d'entrée [tonne/H]	156.4	95.8
Débit massique d'huile [tonne/T]	149.1	92.5
Débit massique de gaz [tonne/H]	7	3.2
Débit massique d'eau [tonne/H]	0.8	00

#### IV.3.2.8.1 Observations

Les écarts observés pour les différents paramètres sont les suivants :

- Température de tête : La température de tête réelle est inférieure de 4,5% à la valeur de conception.
- Température de fond : La température de fond réelle est inférieure de 9,6% à la valeur de conception.
- Pression de tête : La pression de tête réelle est légèrement inférieure de 7,7% à la valeur de conception.
- Débit massique d'entrée : Le débit massique d'entrée réel est inférieur de 40% à la valeur de conception.
- Débit massique d'huile : Le débit massique d'huile réel est inférieur de 38,1% à la valeur de conception.
- Débit massique de gaz : Le débit massique de gaz réel est inférieur de 54,3% à la valeur de conception.
- Débit massique d'eau : Le débit massique d'eau réel est inférieur de 100% à la valeur de conception (aucune eau n'est détectée).

#### IV.3.2.8.2 Interprétations :

- Diminution des températures de tête et de fond : La baisse des températures de tête et de fond peut s'expliquer par :
  - Une alimentation en pétrole brut avec une température plus basse que prévue.
  - Une réduction du débit d'alimentation, entraînant une diminution du transfert de chaleur dans la colonne.

- Diminution des débits massiques d'huile et de gaz : La réduction des débits massiques d'huile et de gaz est due à :
  - Une alimentation en pétrole brut avec une teneur en huile et en gaz plus faible que prévue.
- Absence d'eau dans le débit sortant : La disparition totale d'eau dans le débit sortant est attendue dans une colonne de stabilisation fonctionnant correctement. Cela confirme que l'eau présente dans le pétrole brut d'alimentation a été efficacement séparée et éliminée.

#### IV.4. Conclusion

Le complexe d'OURHOUD, initialement conçu pour traiter 200 000 barils de brut par jour, illustre les défis rencontrés dans l'industrie pétrolière face à l'épuisement des ressources.

Les analyses comparatives effectuées sur les différents équipements du complexe révèlent des écarts significatifs entre les valeurs de conception et les valeurs réelles de fonctionnement. Ces écarts s'expliquent par une combinaison de facteurs, dont :

- **Diminution de la production de pétrole brut** : La production a chuté de plus d'un quart, passant de 200 000 barils/jour à 55 000 barils/jour, en raison de l'épuisement des réserves.
- **Augmentation de la production d'eau** : La quantité d'eau produite a doublé pour atteindre 44 000 m<sup>3</sup>/jour, indiquant une teneur en eau plus élevée dans le pétrole brut extrait.
- **Changements dans les paramètres de fonctionnement** : Pour maximiser la récupération du brut restant, des modifications ont été apportées aux paramètres de fonctionnement des équipements, entraînant des écarts par rapport aux valeurs de conception initiales.

Ces observations soulignent la nécessité d'une adaptation continue des opérations et des paramètres de contrôle pour maintenir l'efficacité et la rentabilité du complexe, tout en tenant compte de l'évolution des caractéristiques du gisement et des contraintes techniques.

En résumé, les analyses comparatives réalisées servent de base précieuse pour comprendre les impacts de l'épuisement des ressources sur le fonctionnement du complexe d'OURHOUD.

Ces informations permettent d'optimiser les stratégies d'exploitation et de prolonger la durée de vie productive du champ pétrolière.

# **Chapitre V**

Etude approfondie de fiabilité  
de banalisation de liquide

**V.1.Problématique actuelle et solutions envisagées**

Le complexe d'OURHOUD est aujourd'hui surdimensionné par rapport à la faible quantité de brut traitée. Cette situation entraîne des inefficacités opérationnelles et des coûts de maintenance accrus. Des solutions intermédiaires, telles que le projet IWH, ont été mises en place pour répondre aux variations de la production. Cependant, l'arrêt d'une partie du complexe demeure une option envisageable pour optimiser son fonctionnement et garantir sa sécurité. Les trois trains de traitement du pétrole ont été conçus pour une capacité nominale totale de 36 566 Sm<sup>3</sup>/j (230 000 barils par jour) de pétrole brut stabilisé et de gaz associé. Chaque train a une capacité nominale de 12 189 Sm<sup>3</sup>/j (84 327 barils par jour).

Cependant, la production actuelle de pétrole brut du champ d'OURHOUD est de 55 000 barils par jour, ce qui signifie que les trains fonctionnent bien en dessous de leur capacité nominale. Chaque train traite environ 17 700 barils par jour, soit 22 % de sa capacité nominale. Cela indique que les installations sont supposées surdimensionnées par rapport aux besoins actuels. Cette situation provoque plusieurs problèmes techniques :

**V.1.1. Les pompes de surpression du dessaleur, X0-PA-21-01**

Ces pompes augmentent la pression de l'huile avant d'entrer dans le dessaleur/coalesceur afin d'éviter tout clignotement qui pourrait endommager le réseau électrique du ballon.

Ces pompes fonctionnent très loin des conditions optimales. Les pompes de surpression dessaleurs ont un débit de conception énorme de 760 m<sup>3</sup>/h tandis que le débit d'huile qu'elles pompent varie désormais entre 127 et 135 m<sup>3</sup>/h selon le train. Les vannes de débit minimum sont toujours complètement ouvertes pour garantir un fonctionnement sûr.

Pour pallier au surdimensionnement, une stratégie a été adoptée : réduire les orifices d'entrée des pompes et augmenter le taux de recyclage de la charge jusqu'à 80% dans certaines machines (pompe booster, compresseur de tête...). Si cette solution permet de limiter la cavitation et l'usure des pompes et éviter le pompage des compresseurs, elle présente des inconvénients majeurs :

### V.1.1.1. Conséquences néfastes du fonctionnement des pompes avec orifices d'entrée réduits et taux de recyclage élevé

Le fonctionnement des pompes avec orifices d'entrée réduits et taux de recyclage élevé peut avoir des conséquences néfastes :

- **Augmentation des coûts d'exploitation** : L'augmentation de la consommation d'énergie et les coûts de maintenance accrus liés à la dégradation des équipements ont un impact négatif sur les coûts d'exploitation du complexe.
- **Risques pour la sécurité** : L'augmentation des températures de fonctionnement et le risque de dégradation et d'usure des matériaux

### V.1.2. La vanne X0-20-LV-032 :

Dans la conception de surdimensionnement la vanne X0-20-LV-032, située à l'entrée de la colonne de stripping, joue un rôle crucial dans la régulation du débit d'huile vers cette colonne. Conçue pour gérer des débits d'huile importants, cette vanne à pourcentage égal rencontre des difficultés face aux débits actuellement faibles des trains 10, 20 et même 30. Le débit de fonctionnement optimal de cette vanne est « Ouverture à 80% (50% de  $C_v$ ) : 685 m<sup>3</sup>/h » « Ouverture maximale (100%) : 1 200 m<sup>3</sup>/h (fonctionnement non recommandé) »

En raison de son ouverture limitée (entre 1 et 15%), le contrôle précis du niveau d'huile dans le séparateur de 2<sup>ème</sup> étage et du débit d'entrée dans la colonne de stripping devient ardu. Cette situation contraint l'opérateur à intervenir fréquemment en mode manuel pour maintenir des valeurs stables.

Le surdimensionnement de la vanne par rapport aux débits d'huile actuels est la source principale de ces complications. Pour un fonctionnement optimal, il est recommandé de maintenir les débits d'huile dans la plage comprise entre 685 m<sup>3</sup>/h et 1 200 m<sup>3</sup>/h, ce qui correspond à une ouverture de la vanne entre 80% et 100%.

La vanne X0-20-LV-032 joue un rôle crucial dans le contrôle du niveau d'huile dans le compartiment d'huile du séparateur de 2<sup>ème</sup> étage. En régulant le débit d'huile vers la colonne de stripping, elle influence indirectement le niveau d'huile. Cependant, lorsque le niveau baisse trop, la vanne se ferme complètement, interrompant temporairement l'alimentation de la colonne. Cette situation perturbe les profils de débit et de température dans la colonne, engendrant une instabilité du processus.

Bien que cette instabilité n'ait pas d'impact sur la qualité du pétrole final (TVR inférieur à la limite minimale), elle pose des défis opérationnels importants. L'opérateur de la salle de contrôle doit surveiller attentivement le processus et intervenir fréquemment pour maintenir un niveau d'huile stable.

### **V.1.3. Les rebouilleurs de la colonne X0-FA-21-01 :**

En plus des problèmes déjà mentionnés, les rebouilleurs à feu, X0-FA-21-01, de la colonne stripper, fournissant la chaleur nécessaire qui permet la stabilisation du pétrole brut. En effet, une fraction de l'huile circulant dans les réchauffeurs est vaporisée, et ces vapeurs s'écoulent vers le haut dans la colonne, rencontrant, à contre-courant, le brut liquide qui descend. Ce contact intime permet aux fractions plus légères de l'huile liquide de passer à la phase vapeur, éliminant ainsi cette fraction légère de l'huile et la stabilisant. Les foyers sont équipés de 16 brûleurs afin de fournir l'énergie dont les colonnes ont besoin. Pour une répartition homogène de la chaleur, le fournisseur recommande de ne jamais fonctionner avec moins de 8 brûleurs allumés à un moment donné.

Les besoins en chaleur sont donc directement proportionnels au débit de brut. De tels débits d'huile dans chaque train individuel font que les réchauffeurs d'incendie fonctionnent avec 2 à 3 brûleurs dans le cas des trains avec une teneur en huile inférieure à la moyenne (Pour les trains 10 et 20) et jusqu'à 5 brûleurs (Pour le train 30 qui traite une plus grande part de l'huile).

## **V.2. Etude du projet**

### **V.2.1. Le premier scénario : Mise en hors service total d'un train.**

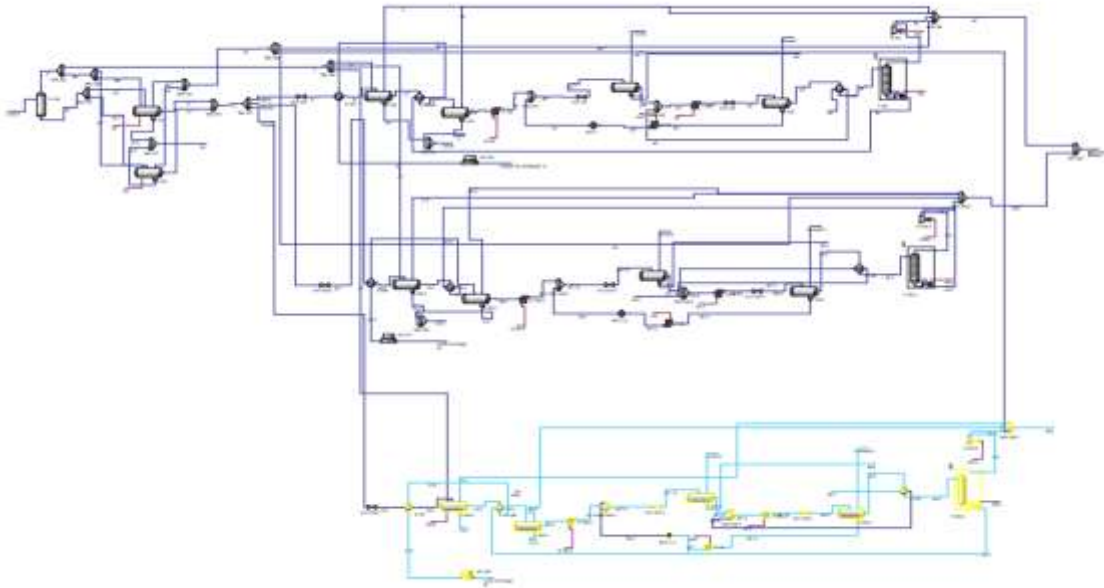
#### **V.2.1.1 Objectifs de l'étude**

L'étude de faisabilité proposée vise à analyser l'arrêt d'une partie du complexe d'OURHOUD (un train) en étudiant les avantages et les inconvénients de cette solution. L'objectif principal est de garantir la sécurité des opérations et de maintenir une production efficace tout en réduisant les coûts d'exploitation.

Le train arrêté est maintenu pressuriser pour un redémarrage rapide en cas de besoin. Cette solution vise à garantir la sécurité des opérations, à maintenir une production efficace et à réduire les coûts d'exploitation.

Le software Aspen HYSYS a été utilisé pour modéliser le processus, optimiser les paramètres d'exploitation en fonction des nouvelles conditions et évaluer l'efficacité de cette proposition.

### V.2.1.2 Aperçu de la Simulation de projet :



*Figure V.1 : Aperçu de la simulation.*

L'image suggère une simulation de processus de banalisation. Cependant, une analyse plus détaillée est requise pour déterminer la fiabilité de la proposition associée à cette simulation.

### V.2.1.3. Les problèmes possibles de cette situation

#### - Dégradation de la qualité des effluents :

- La diminution du nombre de séparateurs entraîne une réduction du temps de séjour de séparateur, ce qui peut affecter négativement leur efficacité, conduisant à la présence de contaminants indésirables dans les effluents.

#### - Augmentation des débits de refoulement des pompes booster :

A cause de la stratégie a été adoptée dans les pompes booster : réduire les orifices d'entrée des pompes et augmenter le taux de recyclage de la charge jusqu'à 80% .

- La banalisation des liquides dans deux trains peut entraîner une augmentation des débits de refoulement des pompes booster, cela pourrait nécessiter une révision des orifices de sortie des pompes pour s'assurer qu'elles peuvent gérer le débit accru sans compromettre leur performance.

### V.2.1.4. L'analyse des résultats

#### V.2.1.4.1 Les ballons géants 01-VA-20-02 A/B

Le tableau V.1 présente les données de température, de pression et de débit massique pour le pétrole brut entrant ("Crude in"), les liquides sortants ("Liquide out"), l'eau sortante ("Eau out") et le gaz sortant ("Gaz out") dans les ballons géants.

*Tableau V.1: Paramètres des ballons géants (entré/sortie).*

	<b>Crude in</b>	<b>Liquide out</b>	<b>Eau out</b>	<b>Gaz out</b>
<b>Température [°C]</b>	57,9778665	56	56	56
<b>Pression [kg/cm<sup>2</sup>_g]</b>	19	18	18	18
<b>Débit massique [tons/d]</b>	27788,73638	11988,96402	15562,67	873,2941796

#### a-Observations :

- **Débit d'eau sortant :** Le débit massique d'eau sortant (15562,67 tonne/jour), indiquant une séparation efficace de l'eau du pétrole brut.
- **Capacité de séparation des ballons :** Le débit d'eau sortant est considéré comme optimal pour la capacité de séparation des ballons.

#### b-Interprétation

D'après les données, le processus de traitement semble séparer efficacement l'eau du pétrole brut. Le débit d'eau sortant actuel est jugé optimal pour la capacité de séparation des ballons, ce qui suggère que l'augmentation de ce débit n'est pas nécessaire et pourrait ne pas avoir d'impact significatif sur la qualité de l'eau sortante.

#### V. 2.1.4.2 SEPARATEUR 10-VA-20-01

Le tableau V .2 présente les données de température, de pression et de débit massique pour le pétrole brut entrant ("Crude in"), les liquides sortants ("Liquide out"), l'eau sortante ("Eau out") et le gaz sortant ("Gaz out") dans le premier séparateur de train.

*Tableau V.2 : Paramètres du SEPARATEUR 10-VA-20-01 (entrés sortie).*

	Crude in	Liquide out	Eau out	Gaz out
Température [°C]	66	64,88053385	64,88053385	64,88053385
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	15	14	14	14
Débit massique [tonne/d]	11988,96402	4163,59583	7704,845857	809,7301394

**a-Observations :**

- La comparaison avec les données précédentes (cas réel) révèle une augmentation de la teneur en eau à l'entrée du séparateur.
- Le débit massique d'eau sortant est particulièrement élevé par rapport les résultats précédents indiquant une séparation efficace de l'eau du pétrole brut

**b-Interprétation :**

Malgré l'augmentation de la teneur en eau à l'entrée du séparateur, le débit d'eau sortant reste dans la plage optimale pour la capacité de séparation des ballons. Cela suggère que le processus de séparation est efficace et que l'augmentation de la quantité d'eau à l'entrée n'a pas d'impact significatif sur la qualité de l'eau sortante.

**V.2.1.4.3 SEPARATEUR 10-VA-20-02**

Le tableau V.3 présente les données de température, de pression et de débit massique pour le pétrole brut entrant ("Crude in"), les liquides sortants ("Liquide out"), l'eau sortante ("Eau out") et le gaz sortant ("Gaz out") de **SEPARATEUR 10-VA-20-02**.

*Tableau V.3 : paramètre du SEPARATEUR 10-VA-20-02 (entrés sortie).*

	<b>Crude in</b>	<b>Liquide out</b>	<b>Eau out</b>	<b>Gaz out</b>
<b>Température [°C]</b>	83	82,86078457	82,86078457	82,86078457
<b>Pression [kg/cm<sup>2</sup>_g]</b>	14	13	13	13
<b>Débit massique [tonne/d]</b>	4163,59583	3473,894088	668,5709519	21,13079014

**a-Observations :**

- Le débit massique d'eau sortant est très petit à celui du premier séparateur bien que leurs dimensions soient similaires.
- La comparaison avec les données précédentes (cas réel) révèle une augmentation du débit d'eau sortant.

**b-Interprétation :**

La diminution constante du débit d'eau sortant par rapport au **SEPARATEUR 10-VA-20-01** malgré les dimensions similaires suggère une stratégie délibérée de contrôle du débit d'eau. Cette stratégie vise à limiter la quantité d'eau qui traverse le deuxième séparateur, tout en maintenant une séparation efficace de l'eau dans le premier séparateur.

**c-Objectifs de la stratégie de contrôle du débit d'eau**

- **Contrôle de la qualité de l'eau sortante :** En limitant le débit d'eau dans le deuxième séparateur, on peut mieux contrôler la qualité de l'eau sortante. Cela permet de réduire le risque de contamination par des impuretés ou des hydrocarbures résiduels dans l'eau finale.
- **Prévention des surcharges en cas de bouchon d'eau :** Si une augmentation brusque de la quantité d'eau provenant du puits (bouchon d'eau) se produit, le système est mieux préparé à gérer cet afflux grâce à la capacité de réserve du deuxième séparateur. En limitant le débit d'eau habituel, le deuxième séparateur dispose d'une marge de manœuvre pour traiter un volume d'eau accru sans compromettre la qualité de l'eau sortante ou la capacité de traitement globale.

**V.2.1.4.4 POMPE BOSTER**

Le tableau V.4 présente les données de température et de pression pour le liquide entrant.

**Tableau V.4 : Paramètres de la pompe booster 1 (entrés sortie).**

	Liquide in	Liquide out
<b>Température [°C]</b>	82,86078457	83,12714313
<b>Pressure [kg/cm<sup>2</sup>_g]</b>	13	21,1
<b>Débit massique [tonne/d]</b>	3473,894088	3473,894088

("Liquide in") et le liquide sortant ("Liquide out") de la pompe booster.

#### **a-Observations :**

- Le débit massique du liquide entrant (3473,894088 tonne/jour) est supérieur au débit dans le cas réel (2 299,2 tonne/jour).
- La pression du liquide entrant (13 kg/cm<sup>2</sup>\_g) et pression sortante (21,1 kg/cm<sup>2</sup>\_g), suggérant une delta P de 8 kg/cm<sup>2</sup>\_g

#### **b-Interprétation :**

L'augmentation du débit entrant (3473,894088 tonne/jour) par rapport au cas réel (2 299,2 tonne/jour) ne semble pas nécessiter une modification immédiate des orifices de sortie des pompes. Cependant, cette augmentation pourrait avoir un impact sur le taux de recyclage du liquide. Une diminution du taux de recyclage pourrait donc avoir un impact positif sur le fonctionnement optimal de la pompe.

Il est important de noter que le débit de service de la pompe (13 920 tonne/jour) est bien supérieur au débit entrant actuel (3473,894088 tonne/jour). Cela indique que la pompe a une capacité de traitement excédentaire et qu'elle peut gérer l'augmentation du débit entrant sans surcharge.

#### **V.2.1.4.5 Stripper (COLONNE DE STABILISATION) 10-CB-21-01**

Le tableau V.5 présente les données de température et de pression pour le pétrole brut entrant ("Crude in"), le gaz sortant ("Gaz out") et le liquide sortant ("Liquide out") de colonne 10-CB-21-01.

*Tableau V.5 : paramètre du stripper (entrés sortie).*

	<b>Crude in</b>	<b>Gaz out</b>	<b>Liquide out</b>
<b>Température [°C]</b>	66,50000035	68,23900619	171,6727785
<b>Pression [kg/cm<sup>2</sup>_g]</b>	7,5	6	7
<b>Débit massique [tonne/d]</b>	3473,539244	147,8102882	3325,728956

**a- Observations :**

- Le débit massique du pétrole brut entrant (3473,539244 tonne/jour) est supérieur au débit entrant du cas réel (2 299,2 tonne/jour)

**b-Interprétation :**

L'augmentation du débit entrant (3473,539244 tonne/jour) par rapport au cas réel (2 299,2 tonne/jour) peut avoir un impact positif sur le fonctionnement du four de rebouillage, à condition de respecter les limites de conception du constructeur.

**c-Avantages potentiels d'une augmentation du débit entrant pour le four de rebouillage:**

- **Amélioration de l'efficacité du chauffage :** Un apport de chaleur accru permet une vaporisation plus rapide du pétrole brut, ce qui peut améliorer l'efficacité globale du processus de rebouillage.
- **Fonctionnement dans les limites de conception :** dans les cas normale une augmentation de la puissance de chauffe a généralement un effet négatif sur la durée de vie du rebouilleur. Cette l'augmentation du débit n'entraîne pas un dépassement des limites de température et de pression du four de rebouillage, mais elle se situe dans la plage de bon fonctionnement cela n'aura pas d'impact négatif sur sa durée de vie au contraire cette augmentation a un impact positif.
- **Fonctionnement dans des conditions de sécurité plus stables :** L'augmentation du nombre de brûleurs en fonctionnement peut nécessiter une attention accrue aux mesures de sécurité pour éviter les risques d'incendie ou d'explosion. Des procédures de sécurité strictes doivent être mises en place et suivies rigoureusement.

### V.2.1.5 Les avantages de cette situation :

- Optimisation de la boucle de chauffage (la colonne et four) qui est déjà conçu pour des charges élevées.
- Flexibilité de la charge et possibilité d'alimenter un train ou la partagée entre les deux autres trains qui sont en marche complète.
- Retour à la situation normale (tous les trains en plein marche) à tout moment.
- Possibilité de permutation entre les trains (deux trains en charge complète et train stand-by).
- Réduction de la consommation d'énergie : Comme indiqué dans les données actuelles, chaque train consomme 4500 KW/h d'énergie. En arrêtant partiellement un train, vous pourriez potentiellement réduire la consommation totale d'énergie, ce qui peut se traduire par des économies financières et une empreinte environnementale moindre.
- Réduction des coûts OPEX : Avec moins de trains en service partiel, vous pouvez réduire les coûts liés à la maintenance, à la gestion des équipements et à la main d'œuvre nécessaire pour gérer le troisième train

### V.2.1.6 Conclusion

En conclusion, l'analyse et la simulation permettent d'éliminer les problématiques potentielles en amont et d'estimer avec précision les modifications nécessaires aux boucles de contrôle. En suivant ces étapes et en s'adaptant aux nouveaux paramètres.

Initialement, les analyses indiquaient que la banalisation de la charge d'alimentation était une solution optimale. **Cependant**, suite à une consultation avec le chef du département d'exploitation, des problèmes liés au débit de gaz entrant dans les trains ont été identifiés.

**En résumé, des solutions devront être envisagées pour augmenter les capacités de traitement ou optimiser la répartition des charges entre les équipements afin d'assurer un fonctionnement efficace et conforme aux exigences de qualité.**

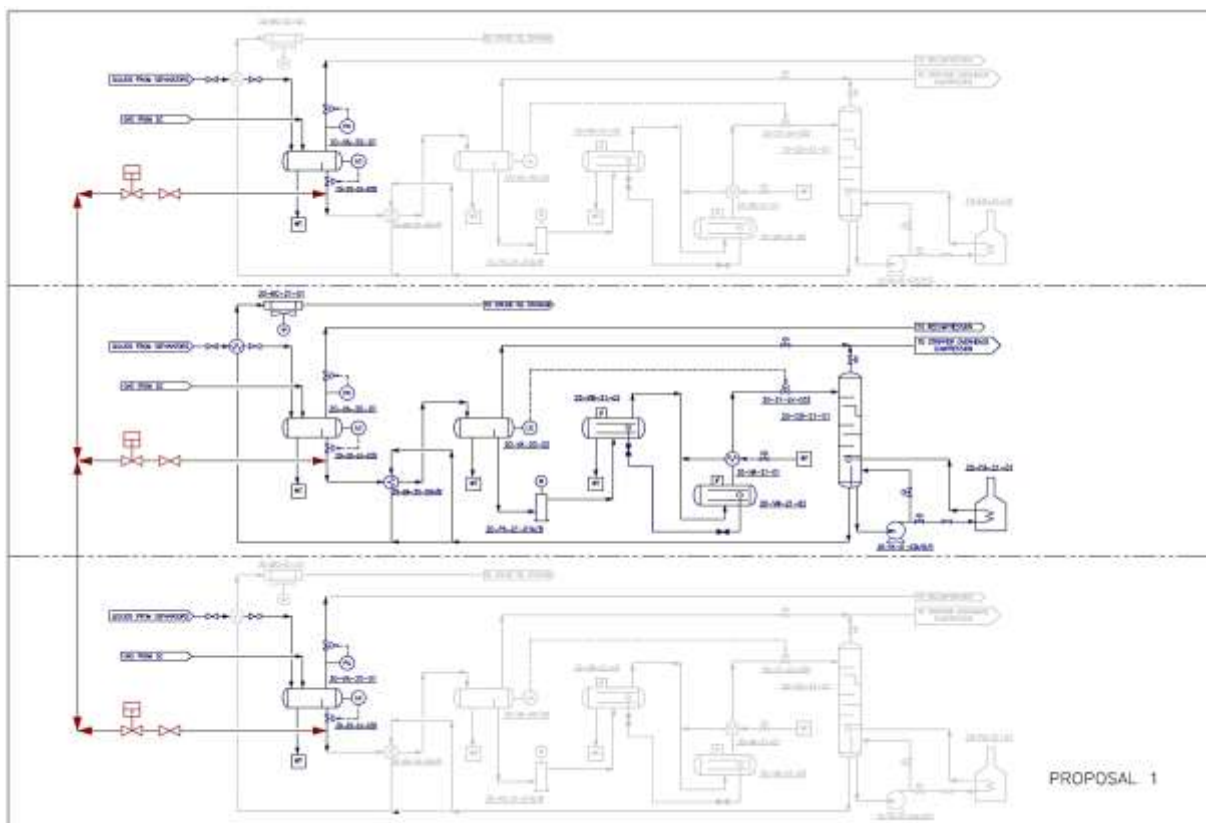
**V.2.2 Deuxième scénario : Arrêt partiel de deux trains avec maintien d'un seul en fonctionnement**

Une étude de faisabilité est en cours pour évaluer l'impact de l'arrêt partiel des trains, avec un seul train en fonctionnement à la fois. Cette étude vise à identifier les avantages et les inconvénients potentiels de cette approche, en tenant compte des problèmes soulevés dans la 1<sup>er</sup> solution .

**V.2.2.1 L'objectif principal**

Déterminer si l'arrêt partiel des trains peut constituer une solution viable aux problèmes identifiés.

Dans le cadre de cette étude, la banalisation sera effectuée à la sortie du premier séparateur des trains 10 et 30, en dirigeant le flux vers le deuxième séparateur du train 20



*Figure V.2 : Schéma simplifié de la proposition.*

### V.2.2.2 Les problèmes soulevés du premier scénario

#### V.2.2.2.1 Dépassement de la capacité de package

- **Problème** : La quantité d'eau sortante du séparateur de train dépasse la capacité de traitement du package de prétraitement d'eau huileuse (cyclone et hydro-cyclone).
- **Capacité actuelle** : Le package peut traiter un maximum de 280 m<sup>3</sup>/h d'eau huileuse .
- **Débit d'eau** : Le débit d'eau huileuse atteint 350 m<sup>3</sup>/h.

#### Solutions possibles :

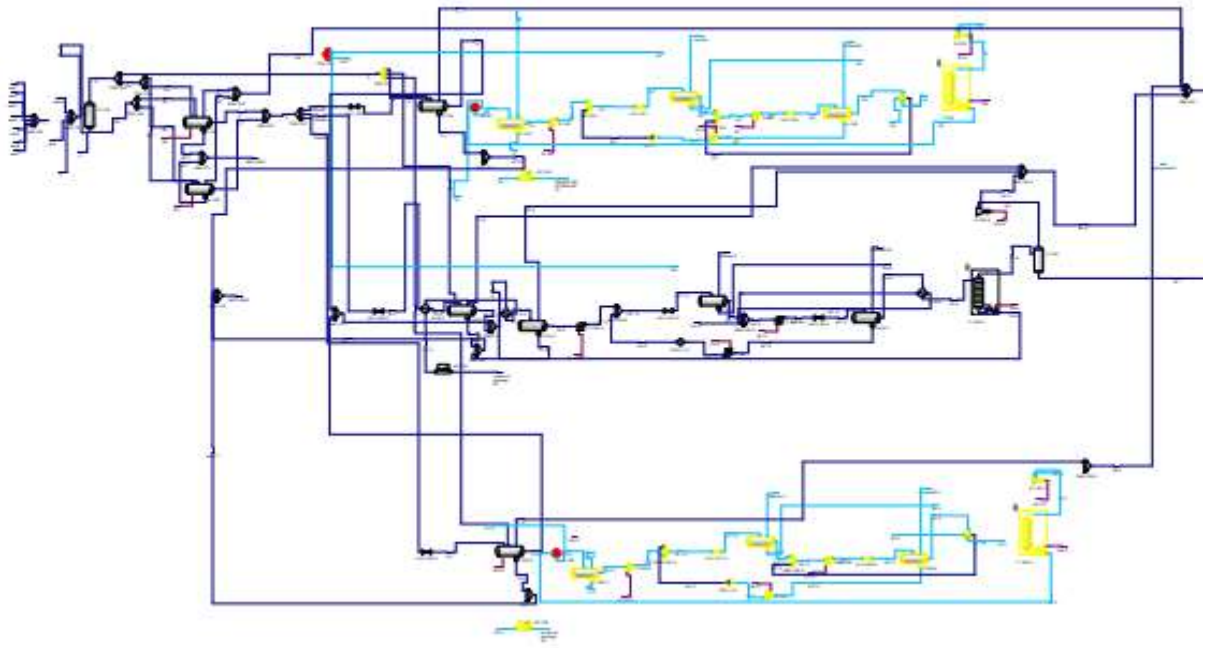
**Contournement partiel** : Dériver une partie de l'eau huileuse excédentaire, ce qui affectera la qualité de l'eau et entraînera une surconsommation de produits chimiques dans l'unité de traitement 210.

#### V.2.2.2.2 Dépassement de la capacité de traitement des trains de gaz

**Problème** : La quantité totale de gaz entrant (6 millions Sm<sup>3</sup>/j) dépasse la capacité de traitement de chaque train (2 millions Sm<sup>3</sup>/j).

- **Capacité des trains** : Chaque train est conçu pour traiter 2 millions de mètres cubes standard de gaz par jour.
- **Débit de gaz** : Le débit total de gaz atteint 6 millions de mètres cubes standard par jour.
- **Conséquences** : Traiter l'intégralité du gaz dans deux trains entraînerait une dégradation de la qualité du gaz et des contraintes sur les compresseurs.

## V.2.2.3. Aperçu de la Simulation de projet



*Figure V.3 : Aperçu de la Simulation.*

L'image suggère une simulation de processus. Cependant, une analyse plus détaillée est requise pour déterminer la fiabilité de la proposition associée à cette simulation.

**V.2.2.4. La procédure est la suivante :**

1. Ouverture progressive de la vanne FV 03 pour diriger une partie du flux vers le premier séparateur en contournant les échangeurs XX-HA-20-01A/B et 03.
2. Cette action favorisera le transfert de l'eau vers l'ancienne unité via le package AXIA.
3. Simultanément, le volume de gaz à séparer sera également augmenté.
4. Le reste du flux, principalement composé d'huile, sera dirigé directement vers un autre train via la ligne de banalisation de la charge située en aval de la vanne XX-20-LV-0X025.

Il est important de noter que cette modification du circuit nécessite une intervention technique.

### V.2.2.5. Inconvénients de la modification proposée « deuxième scénario »

Nous avons identifié deux inconvénients majeurs :

Tout d'abord, la charge liquide entrant dans un train est chauffée à l'aide des échangeurs de chaleur d'entrée. Ces échangeurs sont conçus pour augmenter la température d'alimentation à l'entrée jusqu'à 55 °C en échangeant de l'énergie avec l'huile sortant au fond de la colonne Stripper. En pratique, la température de consigne est fixée à 65°C. Pendant une bonne partie de l'année, les échangeurs de chaleur sont contournés, car le fluide entrant dans le train atteint déjà la température de consigne. Toutefois, pendant les mois d'hiver, les échangeurs de chaleur sont utilisés.

Avec la configuration proposée, la charge liquide entrant dans le séparateur du 1er étage du ou des trains qui seront fermés ne sera pas chauffée.

### V.2.2.6 L'analyse des résultats

#### V.2.2.6.1. Les premiers séparateurs des trains 10/30

Le tableau V.6 présente les paramètres clés de deux séparateurs (10 et 30) d'un train de traitement du pétrole brut. Ces paramètres incluent la température, la pression, le débit massique et la nature des produits de sortie (liquide, eau et gaz).

*Tableau V.6: Les paramètres des premiers séparateurs des trains 10/30 (entré/sortie).*

SEPARATEUR 10/30-VA-20-01	Crude in	Liquide out	Eau out	Gaz out
Température [°C]	56	47	47	47
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	15	14	14	14
Débit massique [tonne/d]	9210	3093	12900	1232000

#### a-Analyse du tableau des paramètres des séparateurs du train de traitement

##### Température

- La température du liquide brut entrant est de 56°C.
- La température du liquide sortant des séparateurs est d'environ 47°C.

- La température du gaz sortant des séparateurs est également d'environ 47°C.

### Pression

- La pression dans les séparateurs est d'environ 14 kg/cm<sup>2</sup>\_g.

### Débit massique

- Le débit massique total du liquide brut entrant dans les séparateurs est de 18420 tonnes par jour.
- Le débit massique du liquide sortant du séparateur 10 et 30 est de 3093 tonnes par jour.
- Le débit massique du gaz sortant des séparateurs est de 1232000 tonnes par jour.

### b-Interprétation :

L'efficacité des séparateurs est maintenue à un niveau optimal tout au long de l'année, y compris lorsque la température de la charge d'entrée est basse. Cette performance constante démontre la robustesse de ces séparateurs face aux variations de température.

La température de la charge d'entrée joue un rôle crucial dans l'efficacité du processus de séparation. En général, une baisse de la température de la charge d'entrée peut entraîner une dégradation de l'efficacité du séparateur, en particulier pendant les périodes froides de l'année.

### V.2.2.6.2. Le deuxième séparateur de trains 20 :

Le tableau V.7 présente les paramètres clés de deuxième séparateur du train 20 de traitement. Ces paramètres incluent la température, la pression, le débit massique et la nature des produits de sortie (liquide, eau et gaz).

*Tableau V.7 : paramètre de deuxième séparateur de train 20 (entré/sortie).*

SEPARATEUR 20-VA-20-02	Crude in	Liquide out	Eau out	Gaz out
Température [°C]	81	83	83	83
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	11	10.5	10.5	10.5
Débit massique [tonne/d]	8155	7665	479.9	10.42

### a-Observations :

- La température du pétrole brut à l'entrée (81°C) est identique à la température des liquides, de l'eau et du gaz à la sortie du séparateur. Cela indique que le séparateur n'apporte pas de contribution significative au chauffage ou au refroidissement des fluides.
- La pression du pétrole brut à l'entrée (11 kg/cm<sup>2</sup>\_g) est légèrement supérieure à la pression des liquides, de l'eau et du gaz à la sortie du séparateur (10,5 kg/cm<sup>2</sup>\_g). Cette différence de pression est nécessaire pour forcer les fluides à travers le séparateur et les distribuer dans leurs sections respectives.
- Le débit massique du pétrole brut à l'entrée (8155 tonnes/jour), cette augmentation de débit à cause de la collection du trois séparateurs de 1<sup>er</sup> étage.
- Le débit massique de l'eau à la sortie (479,9 tonnes/jour) représente environ 6% du débit massique du pétrole brut à l'entrée. Cela indique que le séparateur est efficace pour éliminer l'eau du pétrole brut.
- Le débit massique du gaz à la sortie (10,42 tonnes/jour) est relativement faible par rapport au débit massique du pétrole brut à l'entrée. Cela suggère que la majeure partie du gaz est séparé dans le 1<sup>er</sup> étage.

#### **b-Interprétation :**

- La température d'entrée du séparateur a été réduite de 2 degrés Celsius, et les résultats indiquent que cette diminution n'a eu aucun impact négatif sur la qualité de la séparation
- Le débit d'eau sortant du séparateur est soigneusement contrôlé et optimisé pour s'adapter aux capacités de traitement du package. Cela garantit que l'eau séparée peut être traitée efficacement et que sa qualité est conforme aux exigences. Ce processus contribue à minimiser l'huile et à maximiser la récupération d'eau propre.

#### **V.2.2.6.3. POMPE BOOSTER**

Le tableau V.8 présente les paramètres clés de la pompe booster du train 20 de traitement. Ces paramètres incluent la température, la pression, le débit massique et la nature des produits de sortie (liquide).

*Tableau V.8 : les paramètres de la pompe booster (entré/sortie).*

	Liquide in	Liquide out
Température [°C]	83	83
Pressure [kg/cm <sup>2</sup> _g]	10.5	20.8
Débit massique [tonne/d]	7664.8	7664.8

**a-Analyse du tableau des paramètres de la pompe booster :**

- La température du liquide à l'entrée et à la sortie de la pompe est identique (83°C). Cela indique que la pompe n'apporte pas de contribution significative au chauffage du liquide.
- La pression du liquide augmente de 10,5 kg/cm<sup>2</sup>\_g à 20,8 kg/cm<sup>2</sup>\_g à travers la pompe. Cette augmentation de pression est nécessaire pour transporter le liquide vers sa destination.
- Le débit massique du liquide reste constant à 7 664,8 tonnes par jour à l'entrée et à la sortie de la pompe. Cela signifie que la pompe ne modifie pas la quantité de liquide transportée.

**b-Interprétation :**

Le fonctionnement actuel de pompe Booster est la cause d'inefficacité énergétique. Une optimisation de leur fonctionnement permettrait de réduire considérablement la consommation d'énergie et d'améliorer l'efficacité globale du système de traitement à cause de l'augmentation du débit.

**V.2.2.6.4. Vanne de régulation X0-21-LV-032 :**

Le tableau V.9 présente les paramètres de la vanne X0-21-LV-032.

*Tableau V.9 : les paramètres de la vanne X0-21-LV-032.*

	INLET
Température [°C]	66,5
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	7,5
Débit massique [tonne/d]	366,5

**a-Analyse pour le mode de fonctionnement de vanne :**

La vanne Joue un rôle crucial dans le contrôle du niveau d'huile dans le séparateur du 2<sup>ème</sup> étage, la vanne de régulation X0-20-LV-032 est située en aval des dessaleurs/coalesceurs et juste avant la colonne de stripping. Elle est un rôle important dans le contrôle du niveau d'huile et du débit d'huile dans le système. Il est important de surveiller son ouverture et d'envisager son remplacement si nécessaire pour garantir un fonctionnement optimal.

**b-Interprétation :**

Cette situation met en évidence l'augmentation de débit d'huile et c'est mieux pour adapter la régulation de la vanne et pour assurer un contrôle plus précis et plus efficace du niveau du séparateur et du débit d'huile.

**V.2.2.6.5. STRIPPER (COLONNE DE STABILISATION) 20-CB-21-01 :**

Le tableau V.10 présente les données de température et de pression pour le pétrole brut entrant ("Crude in"), le gaz sortant ("Gaz out") et le liquide sortant ("Liquide out") de colonne **20-CB-21-01**.

*Tableau V.10 : Paramètres du stripper (entrés sortie).*

20-CB-21-01	Crude in	Gaz out	Liquide out
Température [°C]	66.5	73.2	182
Pression [kg/cm <sup>2</sup> _g]	7,5	6	7
Débit massique [tonne/d]	7665	10	7655

**a-Observations :**

- Le débit massique du pétrole brut entrant (7665 tonne/jour) est supérieur au débit entrant du cas réel (2 299,2 tonne/jour)

**b-Interprétation :**

L'analyse proposée examine l'impact potentiel d'une augmentation du débit entrant dans le four de rebouillage, passant de 2 299,2 tonnes/jour (cas réel) à 7 665 tonnes/jour (cas simulé). L'objectif est de déterminer si cette augmentation peut améliorer l'efficacité et la performance du four, tout en respectant les limites de sécurité et de conception.

**c-Avantages potentiels d'une augmentation du débit entrant :**

- **Amélioration de l'efficacité du chauffage :** L'apport de chaleur accru permis par un débit plus élevé favorise une vaporisation plus rapide du pétrole brut. Cela se traduit par une meilleure efficacité thermique du processus de rebouillage, réduisant ainsi la consommation d'énergie par tonne de pétrole brut traité.
- **Fonctionnement dans les limites de conception :** L'analyse indique que l'augmentation du débit n'entraîne pas de dépassement des limites de température et de pression définies par le constructeur pour le four de rebouillage. Cela suggère que l'équipement peut fonctionner en toute sécurité dans cette plage de débit accrue, sans compromettre sa durée de vie. Il est important de noter que cette conclusion est basée sur des simulations et qu'une validation expérimentale pourrait être nécessaire pour la confirmer.
- **Fonctionnement dans des conditions de sécurité plus stables :** L'augmentation du nombre de brûleurs en fonctionnement peut nécessiter une attention particulière aux mesures de sécurité afin d'éviter les risques d'incendie ou d'explosion. La mise en place de procédures de sécurité strictes et leur application rigoureuse sont essentielles pour garantir un fonctionnement sûr dans ces conditions.
- **Optimisation des pompes de rebouillage:**

Le fonctionnement actuel des pompes de rebouillage contribue à l'inefficacité énergétique du système. Une optimisation de leur fonctionnement, en tenant compte de l'augmentation du débit, pourrait réduire considérablement la consommation d'énergie et améliorer l'efficacité globale du système de traitement. Cela implique l'analyse des caractéristiques des pompes, l'ajustement des paramètres de fonctionnement et l'adoption de stratégies de contrôle optimisées.

**V.3 Conclusion :**

L'analyse et la simulation ont été des outils puissants pour éliminer les problèmes identifiés lors de la consultation initiale et pour déterminer avec précision les modifications requises pour les boucles de contrôle.

Cette approche méthodique a permis d'atteindre des résultats supérieurs aux scénarios précédents, en rapprochant la quantité de charge entrante de la capacité nominale du train. Cette optimisation a conduit à des économies considérables et a permis aux équipements de fonctionner dans des plages de fonctionnement optimales, prolongeant ainsi leur durée de vie et réduisant les coûts de maintenance.

En conclusion, l'analyse et la simulation se sont avérées être des investissements précieux, permettant d'atteindre des résultats optimaux en termes de performance, d'efficacité et de coûts, tout en éliminant les problèmes identifiés au préalable

# Conclusion générale

L'exploitation des trains de production de pétrole au champ d'Ourhoud, confrontée à une baisse de production continue, impose une adaptation nécessaire pour maintenir une efficacité optimale et minimiser les coûts. Les défis actuels et futurs liés à la diminution des ressources pétrolières exigent des solutions innovantes et durables pour garantir la viabilité du complexe.

Dans le cadre de cette étude, deux scénarios d'optimisation ont été proposés et évalués en détail. Le premier scénario, qui consistait à optimiser les paramètres de fonctionnement des trains existants, s'est avéré insuffisant pour répondre aux défis croissants du complexe.

Le second scénario, proposant la mise en place d'une ligne d'interconnexion entre les trois trains, s'est révélé être une solution plus prometteuse et robuste. Cette ligne permettrait de gérer efficacement l'augmentation des volumes d'eau, d'optimiser les sections de dessalage et de stabilisation, et d'améliorer la flexibilité opérationnelle du complexe.

Malgré les avantages indéniables de la ligne d'interconnexion, il est important de souligner qu'elle présente également certaines contraintes. L'investissement initial nécessaire à la mise en place de cette infrastructure est non négligeable et doit être soigneusement évalué en fonction des bénéfices économiques attendus. De plus, la gestion de cette ligne complexe nécessitera une expertise technique accrue et une coordination optimale entre les différents services du complexe.

En plus de la proposition de la ligne d'interconnexion, il est essentiel de poursuivre la surveillance et l'analyse approfondies des performances des trains de traitement. L'identification et la résolution précoces des problèmes émergents seront essentielles pour maintenir une exploitation fiable et rentable face à la baisse continue de la production pétrolière.

L'adaptation et l'optimisation des trains de traitement du pétrole en réponse à l'évolution des conditions d'exploitation sont indispensables pour garantir la continuité des opérations et minimiser les coûts tout en assurant la sécurité et la protection de l'environnement. La mise en œuvre des recommandations issues de cette étude permettra au complexe d'Ourhoud de relever les défis actuels et futurs liés à l'épuisement du gisement et de s'inscrire dans une démarche de production durable et responsable.

## **Conclusion générale**

---

En conclusion, cette étude a permis de proposer des solutions innovantes et prometteuses pour optimiser la gestion des ressources dans le complexe pétrolier d'Ourhoud dans un contexte d'épuisement du gisement. Les résultats obtenus constituent une contribution significative à la gestion efficace des complexes pétroliers confrontés à des défis similaires et ouvrent la voie à de futures recherches dans ce domaine.

### Références :

- [1] U. Chaudhuri and J. G. Speight, “Uttam Ray Chaudhuri Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering,” *The Chemistry and Technology of Petroleum*. pp. 1–375, 2014.
- [2] “<https://www.vermilionenergy.com/fr/notre-secteur/comment-se-forme-le-petrole/->.” Accessed: May 26, 2024.
- [3] E. TOTALE, “Document de TOTAL ; Manuel de formation .Cours exp-pr-eq090. (2007), *Le process-La séparation*, 1988, pp. 1–110.
- [4] M. AFTIS.S, “*Traitement de pétrole brut ‘cours IAP’*”.
- [5] Document Officiel d’Ourhoud, manuell de formation, “*Généralités sur le champ d’Ourhoud.*”
- [6] Module de formation Ourhoud 2002, “*Document Officiel MODULE MOD-GEN-01.*”
- [7] Document d’Ourhoud manuel de formation, “*Présentation Globale du Projet.*”
- [8] Document d’Ourhoud manuel de Formation, “*MODULE PRO satellites-SYS18-RevA1.*”
- [9] Document d’Ourhoud manuel de Formation, “*MODULE PRO Séparation-SYS20 RevA0.*”
- [10] Document d’Ourhoud manuel de Formation, “*MODULE PRO Traitement et Stabilisation de Brut-SYS21-RevA1.*”
- [11] Document d’Ourhoud manuel de Formation, “*MODULE PRO Manipulation du Brut - SYS22-RevA1.*”
- [12] Document d’Ourhoud manuel de Formation, “*MODULE PRO Gaz de Compression - SYS23-RevA1.*”
- [13] Document d’Ourhoud manuel de Formation, “*MODULE PRO Traitement du Gaz - SYS24-REVA1.*”
- [14] Document d’Ourhoud manuel de Formation, “*MODULE PRO Compression de Gaz pour le Gaz Lift (poussée de gaz) vers la tête de puits -SYS25-RevA1.*”

## Références Bibliographiques

---

- [15] Document d'Ourhoud manuel de Formation, "MODULE PRO Compression de Gaz pour Réinjection au Réservoir -SYS26-RevA1."
- [16] Document officiel d'Ourhoud : Généralités sur le champ D'Ourhoud, "MODULE PRO Système d'Air comprimé -UTI 63-RevA1."
- [17] Document officiel d'Ourhoud : Généralités sur le champ D'Ourhoud, *MODULE PRO Système de Gaz inerte -UTI 64-RevA0*.
- [18] J. Haydary, D. of C. and B. Engineering, S. U. of Technology, and S. Bratislava, *Chemical Process Design and Aspen Plus and Aspen HYSYS Applications*.