

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université 8 Mai 1945 Guelma

Faculté des Sciences et de la Technologie
Département de Génie des Procédés

Mémoire de Projet de Fin d'Etudes

2^{ème} Année Master

=====
***Dimensionnement d'un nouveau séparateur horizontal
triphasique au niveau de Old Zotti
(champ de GEA) et validation du calcul***
=====

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Génie chimique

Présenté par :

GUENIFI Aymen Mostafa

et

BOUHADJEB Abderraouf

Sous la direction de :

Mme Bouakkaz Samia

Co encadreur :

Dr. Benayahoum Ali

Juin 2023

REMERCIEMENTS

Tout d'abord, alhamdulillah qui a illuminé notre chemin et nous a donné la foi et le courage de mener à bien cette humble tâche.

*Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à notre encadreur, Pr. **Bouakkaz Samia**, pour sa supervision et ses précieux conseils tout au long de ce travail.*

*Nous remercions également Mr. **Naouri Lakhder**, ingénieur d'exploitation au centre Zotti, et Mr. **Achiri Faissal**, ingénieur d'exploitation au centre GS1, pour leurs orientations, conseils et informations précieuses qu'ils nous ont fournies, ce qui a contribué au succès de ce travail.*

Nous exprimons également notre profonde gratitude à l'ensemble de l'équipe enseignante du département de génie des procédés à l'université de Guelma en particulier à nos professeurs. Leur soutien, leur accompagnement et leurs conseils ont été précieux tout au long de la réalisation de ce travail.

Nous remercions en outre tous les membres du comité de jugement qui vont fournir de grands efforts pour évaluer ce travail et vont nous donner des recommandations précieuses et constructives.

*Enfin, nous tenons à exprimer notre gratitude à tous nos amis et collègues du département de génie des procédés de l'université de **08 Mai 1945 Guelma** qui nous ont apporté leur soutien, leur encouragement et leur aide tout au long de la réalisation de ce travail. Ils ont grandement contribué à son succès.*

Nous souhaitons à tous la réussite et la prospérité dans leur vie académique et professionnelle.

DEDICACE I

Je tiens à dédier ce mémoire à mon très cher père Abderrahmane, dont l'amour, l'estime, le dévouement et le respect ont été une source constante de motivation tout au long de ma vie. Je ne pourrais jamais exprimer suffisamment ma gratitude pour les sacrifices qu'il a consentis pour mon éducation et ma formation. Ce travail est le fruit de ses efforts incessants, jour et nuit, pour me permettre de réussir dans la vie.

Je souhaite également dédier ce mémoire à ma très chère mère, qui a toujours été affable, honorable et aimable. Elle représente pour moi le symbole de la bonté par excellence, la source de tendresse et l'exemple du dévouement. Sa prière et sa bénédiction m'ont été d'un grand secours pour mener à bien mes études. Aucune dédicace ne saurait être assez éloquente pour exprimer ce qu'elle mérite pour tous les sacrifices qu'elle n'a cessé de faire depuis ma naissance, durant mon enfance et même à l'âge adulte.

Je tiens également à dédier ce travail à mes chères sœurs, en témoignage de l'attachement, de l'amour et de l'affection que je leur porte. Je leur souhaite le bonheur, la santé et la réussite dans tous leurs projets.

Enfin, je souhaite dédier ce mémoire à mes amis Abderraouf, Azzedine et Raïd, qui ont toujours été présents pour m'encourager et me soutenir dans mes études. Leurs encouragements et leur soutien ont été d'une grande aide pour moi tout au long de ce projet. Je ne pourrais jamais assez exprimer ma profonde affection et ma gratitude envers eux.

Que cette dédicace témoigne de toute ma reconnaissance et de mon amour pour ceux qui ont contribué à faire de moi la personne que je suis aujourd'hui.

GUENIFI AYMEN MOSTAFA

DEDICACE II

Avec l'aide a mon dieu du Tout-Puissant, ainsi que le soutien et l'appui que j'ai reçus tout au long de l'élaboration de ce travail, j'ai pu surmonter plusieurs obstacles qui semblaient insurmontables. C'est pourquoi je tiens à dédier ce mémoire à mes parents.

Je souhaite exprimer ma profonde reconnaissance à ma Ma chère mère qui a œuvré pour ma réussite, de par son amour, son soutien, tous les sacrifices consentis et ses précieux conseils, pour toute son assistance et sa présence dans ma vie, reçois à travers ce travail aussi modeste soit-il, l'expression de mes sentiments et de mon éternelle gratitude.

Mon cher père, qui peut être fier et trouver ici le résultat de longues années de sacrifices et de privations pour m'aider à avancer dans la vie. valeurs nobles, l'éducation et le soutien permanent venu de toi.

Je dédie également ce mémoire à ma famille, en particulier à mes frères et sœurs, qui ont été une source constante de soutien et d'encouragement tout au long de mes années d'études.

Enfin, je souhaite dédier ce mémoire à mes amis Aymen, Azzo et Raid. Aucune dédicace ne pourrait exprimer ma profonde affection et ma reconnaissance pour tous les encouragements et les soutiens qu'ils m'ont apportés tout au long de ce parcours. Leurs conseils, leur amitié et leur présence ont été d'une grande aide pour moi, et je leur suis reconnaissant à jamais.

À toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de cette thèse : je tiens à exprimer ma profonde gratitude. Votre aide précieuse a été inestimable et je suis sincèrement reconnaissant(e) pour votre soutien. Vos conseils, encouragements et expertises ont joué un rôle essentiel dans la réussite de ce travail. Merci du fond du cœur pour votre implication et votre précieuse contribution.

BOUHADJEB ABDERRAOUF

Résumé

Les séparateurs jouent aujourd'hui un rôle important dans la plupart des installations de traitement du pétrole. Ils sont utilisés pour séparer le pétrole des autres composants et ces séparateurs contribuent à améliorer la qualité des produits pétroliers.

Notre travail vise à étudier les problèmes du système de séparation existant dans le champ de Gassi El Agreb plus précisément dans le centre de Old Zotti et à trouver des solutions pour les résoudre.

Pour ce faire, nous avons calculé les dimensions d'un séparateur triphasé horizontal en utilisant la méthode W.Y.Sweek et W.D Monnery, puis nous avons validé nos calculs via le programme de modélisation et d'applications spécialisées dans ce domaine et comparé leurs résultats avec ceux du système de contrôle distribué (DCS).

Mots clés : Séparation, tri-phasique, pétrole, traitement, séparateur, dimensionnement.

Abstract

Separators play an important role in most of today's oil processing facilities. They are used to separate petroleum materials from other components and these separators help improve the quality of petroleum products.

Our work aims to study the problems of the existing separation system in the Gassi El Agreb oil field exactly in the center of Old Zotti and find ways to solve them.

To do this, we calculated the dimensions of an horizontal three-phase separator using the W.Y.Sweek and W.D Monnery method, then we tested the separator using modeling programs and applications specialized in this field and compared their results with those of the distributed control system (DCS).

Key words : Separation, three-phase, petrol, processing, separator; sizing.

ملخص

تلعب الفواصل دورًا هامًا في معظم محطات معالجة النفط في الوقت الحاضر. تُستخدم لفصل النفط عن المكونات الأخرى، وتُساهم هذه الفواصل في تحسين جودة منتجات النفط. يهدف عملنا إلى دراسة مشاكل نظام الفصل الحالي في حقل قاسي العقرب، بالضبط في مركز أولد زوتي، وإيجاد وسائل لحلها. للقيام بذلك، قمنا بحساب أبعاد فاصل ثلاثي الأطوار أفقي باستخدام طريقة W.Y.Sweek و W.D Monnery، ثم اختبرنا الفاصل باستخدام برامج النمذجة والتطبيقات المتخصصة في هذا المجال وقمنا بمقارنة نتائجها مع نتائج نظام التحكم الموزع (DCS).

الكلمات الرئيسية : فصل، ثلاث أطوار، بترول، معالجة، فاصل، تحجيم.

Table de matières

Remerciements	
Dédicace I	
Dédicace II	
Résumés	
Table de matières	
Liste des figures	i
Liste des tableaux	iii
Liste des abréviations	v
Introduction générale	1
 Chapitre I : Présentation du champ de Gassi El Agreb	
I.1. Introduction	3
I.2. Emplacement géographique	4
I.3. Introduction au développement du champ de Gassi El Agreb	4
I.4. Les centres du champ de Gassi El Agreb	5
I.4.1. Centre GS1	7
I.4.2. Le centre d'El-Agreb	7
I.4.2.1. Centre AR02	7
I.4.2.2. Centre AR06	7
I.4.2.3. Centre West-AGREB	7
I.4.3. Le centre de Zotti	7
I.4.3.1. Centre Old Zotti	7
I.4.3.2. Centre New Zotti	8
 Chapitre II : Généralités sur le pétrole brut et sa séparation	
II.1. Introduction	9
II.2. Composition du pétrole brut	9
II.3. Les spécifications du pétrole	10
II.3.1. La densité (gravité spécifique)	10
II.3.2. Viscosité	10
II.3.3. TVR (Tension de vapeur)	10

II.3.4. Teneur en soufre	10
II.3.5. Teneur en azote	11
II.3.6. Teneur en eau, sédiments et sels (BS&W)	11
II.3.7. Salinité	11
II.4. Extraction du pétrole en GEA	11
II.4.1. L'injection de gaz miscible (MF)	11
II.4.2. L'injection de gaz lift (GL)	12
II.5. Notions de séparation et séparateur en industrie chimique	13
II.5.1. Processus de séparation	13
II.5.2. Les types de séparation	13
II.5.2.1. Séparation flash	13
II.5.2.2. Séparation différentielle	13
II.5.3. Définition de séparateur	13
II.5.4. Principe de fonctionnement d'un séparateur	14
II.5.5. Les Types de Séparateurs	14
II.5.5.1. Séparateurs horizontaux	15
II.5.5.2. Séparateurs verticaux	16
II.5.5.3. Séparateurs sphériques	17
II.5.6. Constituants du séparateur	19
II.5.6.1. Un déflecteur (Projection contre une paroi)	19
II.5.6.2. Les chicanes	19
II.5.6.3. Demister (Filtration par tamis)	20
II.5.6.4. Anti-vortex	20
II.5.6.5. Dispositifs d'injection de produits chimiques	21
II.5.7. Éléments de mesure	21
II.5.8. Système de contrôle et de sécurité des séparateurs	22

Chapitre III : Présentation des séparateurs et problématique.

III.1. Introduction	23
III.2. Définition les problèmes	23
III.2.1. Augmentation du taux de GOR	23
III.2.2. Les séparateurs diphasiques de Old Zotti	25
III.2.3. Forage du nouveaux puits	26
III.3. Description des séparateurs de Old Zotti	26

III.3.1. Description applicable aux séparateurs HP 10-V-100 / 110 / 120	26
---	----

Chapitre IV : Calcul de dimensionnement d'un séparateur horizontal triphasique

VI.1. Introduction	30
VI.2. Données des puits	30
VI.3. Données du calcul	31
VI.4. Calcul des paramètres	31
VI.4.1. Calcul de La vitesse terminale verticale de la vapeur	31
VI.4.2. Détermination de la vitesse de vapeur	32
VI.4.3. Détermination du temps d'Holdup et du temps de Surge	33
VI.4.4. Calcul des volumes de Holdup et de Surge	34
VI.4.5. Détermination du Rapport L/D	34
VI.4.6. Calcul du diamètre du séparateur	34
VI.4.7. Calcul de la surface transversale ou surface totale de la section du séparateur	35
VI.4.8. Calcul de la Hauteur de l'espace de vapeur	35
VI.4.9. Calcul de la surface de vapeur A_v	35
VI.4.10. Calcul de la hauteur du niveau de liquide bas	36
VI.4.11. Calcul de la surface du niveau de liquide bas A_{LLL}	36
VI.4.12. Calcul de la hauteur du déversoir (Weir)	36
VI.4.13. Calcul de la longueur du séparateur pour le liquide léger	37
VI.4.14. Calcul de la hauteur de liquide lourd	37
VI.4.15. Calcul de la surface de liquide lourd A_{HL}	37
VI.4.16. Calcul de la hauteur de liquide léger	38
VI.4.17. Calcul de la surface de liquide léger	38
VI.4.18. Calcul de la vitesse de décantation	38
VI.4.18.1. La vitesse de décantation du liquide lourd de la phase liquide légère U_{HL}	38
VI.4.18.2. La vitesse de décantation du liquide léger séparé de la phase liquide lourde	39
VI.4.19. Calcul du temps de décantation	40
VI.4.19.1. Le temps de décantation du liquide lourd de la phase liquide légère	40
VI.4.19.2. Le temps de décantation du liquide léger de la phase liquide lourde	40
VI.4.20. Calcul de la longueur minimale	40
VI.4.21. Calcul de la longueur totale du séparateur	41
VI.4.22. Calcul de L/D	41
VI.4.23. Calcul de l'épaisseur de la coque du séparateur	41

VI.4.24. Calcul de l'épaisseur de la tête t_{Head}	42
VI.4.25. Calcul de la surface de la coque	43
VI.4.26. Calcul de la surface de la tête	43
VI.4.27. Calcul du poids approximatif du séparateur	43
VI.4.28. Calcul du niveau de liquide élevé	44
VI.4.29. Calcul de la surface de niveau de liquide normal A_{NLL}	44
VI.4.30. Calcul du niveau de liquide normal	44
VI.5. Résultats du calcul	44

Chapitre V : Validation des résultats par Aspen HYSYS

V.1. Introduction	48
V.2. Définition de la simulation	48
V.3. Logiciel Aspen HYSYS	48
V.4. Méthode de la simulation par logiciel ASPEN HYSYS dans notre étude	49
V.4.1. Ouverture d'un nouveau projet	49
V.4.2. Insertion de la liste des composés de fluide	49
V.4.3. Choix du package de fluide approprié pour notre étude	50
V.4.4. Création des éléments nécessaires à la simulation	51
V.4.5. Saisie des données requises pour la simulation	51
V.4.6. Introduction des paramètres de dimensionnement	54
V.5. Les résultats de HYSYS	54
V.6. Comparaison des résultats	62
Conclusion générale	64
Références bibliographiques	66
Annexe A : Résultats des analyses du fluide	I
Annexe B : Etapes de développement du champs Zotti	II
Annexe C : Les données pour calculs	III
Annexe D : Différentes étapes de simulation par le logiciel ASPEN HYSYS	VI
Annexe E : La composition du fluide du réservoir	XIII

Liste des figures

Numéro	Titre du tableau	Page
Figure I.1	Logo de SONAHCESS.	3
Figure I.2	Localisation du complexe GEA.	4
Figure I.3	Situation géographique des trois centres producteurs de champs d'El Gassi El Agreb (GEA) région Hassi-Messaoud Ouargla.	5
Figure I.4	Les champs de GASSI EL AGREB.	6
Figure II.1	Principe d'injection de MF.	12
Figure II.2	Principe d'injection GL.	12
Figure II.3	Séparateur HP 10-V-27000 de GS1.	14
Figure II.4	Séparateur horizontal diphasique.	15
Figure II.5	Séparateur horizontal triphasique.	15
Figure II.6	Séparateur vertical diphasique.	17
Figure II.7	Séparateur vertical tri-phasique.	17
Figure II.8	Séparateur sphérique.	18
Figure II.9	Projection contre un déflecteur.	19
Figure II.10	Les chicanes.	20
Figure II.11	Demister.	20
Figure II.12	Anti-vortex.	20
Figure II.13	Transmetteur de température.	21
Figure II.14	Transmetteur de Pression.	21
Figure II.15	Transmetteur et contrôleur de niveau.	21
Figure II.16	Débitmètre à orifice.	21
Figure II.17	Différents types de Vannes.	22
Figure III.1	Evolution de la production annuelle en gaz et en huile.	24
Figure III.2	Evolution du GOR au cours des années.	24
Figure III.3	Les trois séparateurs diphasiques au centre Old Zotti.	26
Figure III.4	Unité de séparation d'Old Zotti dans DCS.	27
Figure III.5	Collecteur (manifold).	28

Figure III.6	La vanne PCV.	28
Figure III.7	La vanne LCV.	29
Figure IV.1	Le temps d'Holdup et le temps de Surge.	33
Figure IV.2	Variation du poids du séparateur en fonction de l'augmentation de la pression opératoire.	47
Figure IV.3	Récapitulation des résultats de calcul de dimensionnement d'un séparateur horizontal tri-phasique.	47
Figure V.1	Sélection des éléments dans Model Palette pour créer un modèle.	51
Figure V.2	Variation du débit de pétrole brut en fonction de l'augmentation de la pression à température constante.	59
Figure V.3	Variation du débit de pétrole en fonction de l'augmentation de la température à pression constante.	60
FigureV.4	Le séparateur 10-V-110 en DCS.	62

Liste des tableaux

Numéro	Titre du tableau	Page
Tableau II.1	Composition élémentaire du pétrole brut.	9
Tableau IV.1	Les paramètres spécifiques des puits producteurs.	30
Tableau IV.2	Données pour dimensionnement d'un séparateur.	31
Tableau IV.3	Valeurs de K du séparateur suivant variation de pression P.	32
Tableau IV.4	Les valeurs de temps d'Holdup et le temps de Surge.	33
Tableau IV.5	Les valeurs du rapport L/D.	34
Tableau IV.6	Conversions de hauteur et de surface cylindriques.	35
Tableau IV.7	Niveau de liquide bas.	36
Tableau IV.8	Valeurs typiques de Ks pour les séparations.	39
Tableau IV.9	Épaisseur de paroi, aire de surface et poids approximatif du séparateur.	42
Tableau IV.10	Résultats de calcul de dimensionnement d'un séparateur triphasique à la température 20 C° et à différentes pressions.	46
Tableau V.1	Introduction de la liste des composants dans le logiciel Aspen HYSYS.	50
Tableau V.2	Intégration d'un package de fluide dans le logiciel Aspen HYSYS.	50
Tableau V.3	Saisie des conditions opératoires de l'alimentation en huile.	52
Tableau V.4	Saisie de la fraction molaire de l'alimentation en pétrole.	52
Tableau V.5	Saisie des conditions opératoires de l'alimentation en Eau.	53
Tableau V.6	Saisie de la fraction molaire de l'alimentation en Eau.	53
Tableau V.7	Saisie des dimensions du séparateur.	54
Tableau V.8	Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 6 bars et à une température de 15 C°.	55
Tableau V.9	Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 7 bars et à une température de 15 C°.	55
Tableau V.10	Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 8 bars et à une température de 15 C°.	55
Tableau V.11	Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 6 bars et à une température de 20 C°.	56

Tableau V.12	Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 7 bars et à une température de 20 C°.	56
Tableau V.13	Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 8 bars et à une température de 20 C°.	56
Tableau V.14	Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 6 bars et à une température de 25 C°.	57
Tableau V.15	Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 7 bars et à une température de 25 C°.	57
Tableau V.16	Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 8 bars et à une température de 25 C°.	57
Tableau V.17	Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 6 bars et à une température de 30 C°.	58
Tableau V.18	Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 7 bars et à une température de 30 C°.	58
Tableau V.19	Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 8 bars et à une température de 30 C°.	58
Tableaux V.20	Compositions des différents fluides à la température 15 C° et la pression 8 bars.	61
Tableaux V.21	Compositions des différents fluides à la température 20 C° et la pression 8 bars.	61
Tableau V.22	Comparaison des résultats à la même température d'étude (15 C°).	62
Tableau V.23	Comparaison des résultats des débits du brut obtenus par le séparateur horizontal triphasique dimensionné et simulé avec les résultats des anciens séparateurs présentés sur DCS.	63

Liste des abréviations et symboles

Abréviations et symboles	Définitions
SNPA	La Société Nationale des Pétroles d'Aquitaine.
GS1	Puit d'El Gassi numéro 1.
AR2	Puit d'El Agreb numéro 2.
AR1	Puit d'El Gassi numéro 1.
AR6	Puit d'El Gassi numéro 6.
GEA	Gassi El Agreb.
ELF	Électricité de France.
SONATRACH	Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures.
APP	Accord de Partage de Production.
SONAHCESS	Société d'exploitation commune (SONATRACH et AMERADA HESS).
HSE	Hygiène, la Sécurité et l'Environnement
S	Standard.
GCR	Gaz Compression & Réinjection (compression et reinjection du gaz).
HEH	Haoud-EL-Hamra.
Hg	Mercure.
Au	Or.
Cu	Cuivre.
Al	Aluminium.
Ca	Calcium.
Co	Cobalt.
K	Potassium.
Mg	Magnésium.
Si	Silicium.
Sr	Strontium.
Mo	Molybdène.
Ti	Titane.
Mn	Manganèse.
Li	Lithium.

Se	Sélénium.
Rb	Rubidium.
Ag	Argent.
Ba	Baryum.
Pb	Plomb.
As	Arsenic.
Cd	Cadmiums.
Cr	Chrome.
Fe	Fer.
Ni	Nickel.
V	Vanadium.
Zn	Zinc.
API	American Petroleum Institute.
cP	Centipoises.
TVR	Tension de Vapeur Reid.
ppm	Partie par million.
BS&W	Basic Sediment and Water (Teneur en eau, sédiments et sels).
MF	Gaz miscible.
GL	Gaz lift.
HP	High pressure (haute pression).
GOR	Gas oil ratio (rapport gaz-huile).
bbbl	Barrel (baril).
scf	Standard Cubic Feet" (pieds cubes standards).
STB	Stock Tank Barrel" (baril de réservoir de stockage).
CMPA	Constructions Métalliques de Provence Arles.
DCS	Distributed Control System (système de contrôle distribué).
barg	Bar gauge (pression au-dessus de la pression atmosphérique).
PCV	Pressure Control Valve (vanne de régulation de pression).
LCV	Level Control Valve (vanne de régulation de niveau).
MMSCF	Millions of Standard Cubic Feet (million de pieds cubes standards de gaz naturel).
SR	Shutdown and Restart (arrêt et redémarrage).
DST	Drill Stem Test (test de puits utilisé pour évaluer la production potentielle de pétrole).

ft	Foot (pied).
exp	Exponentielle.
LLL	Low Liquid Level (niveau de liquide bas).
NLL	Normal Liquid Level (niveau de liquide normal).
HLL	High Liquid Level (niveau de liquide élevé).
in	Inch (pouce).
E	Welded Joint Efficiency (rendement de joint soudé).
lb	Pound.

Introduction
générale

L'industrie pétrolière est l'une des plus grandes industries au monde, jouant un rôle vital pour répondre à la demande mondiale croissante d'énergie et soutenir les économies nationales de nombreux pays. Malgré les nombreux défis auxquels l'industrie est confrontée, elle présente de grandes opportunités pour la croissance économique et le développement durable des pays [1].

Le statut et le rôle de l'industrie des hydrocarbures dans notre pays n'est plus à discuter ou à confirmer puisqu'elle constitue l'axe du développement économique du pays en raison des revenus générés. L'importance stratégique du secteur de l'énergie réside dans son importance dans l'économie nationale, qui dépend largement des revenus de l'extraction des combustibles fossiles, représentant environ 95% des ressources en devises [2].

Lorsque le pétrole brut est extrait du réservoir de pétrole, il est souvent accompagné de gaz, d'eau, de sable et de roches. Pour cette raison, l'industrie pétrolière nécessite l'utilisation de technologies et d'outils de pointe pour séparer le pétrole brut des autres composants. Parmi ces techniques et outils utilisés dans l'industrie pétrolière figurent les séparateurs, qui sont utilisés pour séparer le pétrole, le gaz et l'eau.

Le séparateur horizontal triphasique est l'un des derniers développements dans ce domaine, qui peut séparer le pétrole, le gaz naturel et l'eau avec une grande précision, ce qui contribue à améliorer l'efficacité de l'extraction du pétrole, à réduire les coûts et à augmenter la productivité [3].

Dans le présent travail, et dans le cadre de préparation de notre projet de fin d'étude, nous avons fait une étude détaillée sur le système de séparation de pétrole brut de Zotti au niveau du champ de Gassi El Agreb (Ouargla). Nous nous sommes principalement intéressés aux techniques de séparation utilisées pour extraire le pétrole du gaz, de l'eau et d'autres composants. Le mémoire résultant de cette étude est divisé en cinq chapitres :

Chapitre I : Dans ce premier chapitre, nous présentons le champ pétrolier de Gassi El Agreb et son contexte historique, tout en expliquant les différentes activités et opérations qui s'y déroulent.

Chapitre II : Dans ce chapitre, nous abordons les fondamentaux du pétrole, y compris des informations détaillées sur la séparation et ses types, ainsi que des informations sur les séparateurs, leurs types et leur importance dans les principaux processus en Génie chimique. Nous y abordons également les composants internes des séparateurs et les systèmes de sécurité qui y sont intégrés pour garantir un fonctionnement sûr et efficace.

Chapitre III : Ce chapitre est une initiation à la partie expérimentale, nous y exposons le fonctionnement des séparateurs bi-phasiques actuellement installés dans le centre Old Zotti, et les problèmes confrontés auxquels on cherche solution.

Chapitre IV : Le contenu de ce chapitre est principalement un calcul de dimensionnement d'un séparateur horizontal triphasique.

Le chapitre V : Est une analyse détaillée des résultats de simulation par le logiciel Aspen HYSYS et comparaison des résultats obtenus par notre étude avec ceux des séparateurs horizontaux bi-phasiques traditionnels actuellement utilisés dans le champ Old Zotti.

Enfin nous clôturerons ce modeste mémoire par une conclusion générale.

Chapitre I :
Présentation du
champ de Gassí
El Agreb

I.1. Introduction

Dans le cadre de notre projet de fin d'étude, nous avons effectué un stage au niveau du centre Old Zotti dans le champ pétrolier Gassi El Agreb dans la willaya de Ouargla, il s'avère alors nécessaire de présenter ce champ.

En mars 1958, deux ans après la découverte du gisement de Hassi Messaoud, la Société Nationale des Pétroles d'Aquitaine (SNPA) a obtenu une licence pour exploiter et développer 2000 kilomètres carrés de surface du désert Algérien. Après qu'un important anticlinal dans le précambrien du bassin de l'Oued Mya, ait été mis en évidence par la sismique, le premier puit GS1 a été foré au flanc Sud-Est de cet anticlinal et investigué en janvier 1959 par le sondage AR2 et en janvier 1960 par le sondage AR1.

Le champ de la direction d'El Gassi est composé de 5 centres (Zotti, GS1, West Agreb, AR2 et AR6). Les gisements de GEA s'étendent sur une superficie d'environ 1000 kilomètres carrés au nord du désert du Sahara. Il s'agit d'une société française appelée (SNPA), qui a rejoint plus tard le groupe ELF, qui commença l'exploration dans la zone en 1959 en forant le premier puits GS1. Actuellement on compte plus de 50 puits en production [4].

Le groupe ELF est une société française spécialisée dans l'exploration, la production, le raffinage et la distribution de pétrole et de gaz. La société a été créée en 1967 sous le nom de "ELF Aquitaine" suite à la fusion de la Société Nationale des Pétroles d'Aquitaine et de la Société Nationale Aquitaine (ELF). En 2000, ELF Aquitaine a été acquise par la société française Total pour former Total Final Elf, qui est devenue Total en 2003.

Le 16 avril 2000, SONATRACH et AMERADA HESS ont signé un Accord de Partage de Production (APP) pour les centres El Gassi, Zotti et El Agreb (communément appelé complexe GEA), créant ainsi SONAHCESS, assurant la continuité de l'exploitation et du développement du complexe GEA (Figure I.1).

SONAHCESS est active dans le secteur pétrolier par l'exploration, le développement et l'exploitation du complexe GASSI EL AGREB (GEA) et dans le cadre de ses activités SONAHCESS est concernée par l'Hygiène, la Sécurité et l'Environnement (HSE) [4].



Figure I.1 : Logo de SONAHCESS [4].

I.2. Emplacement géographique

Comme mentionné dans la Figure I.2, Le complexe GEA est situé à l'ouest du Grand Erg Oriental dans le nord du Sahara Algérien, à environ 5 degrés de longitude Est et 30 degrés de latitude Nord Sahara Algérien, à environ 700 km au Sud d'Alger, à 180 km au Sud de Ouargla et à environ 100 km au Sud de Hassi-Messaoud dans le secteur administratif de la Wilaya de Ouargla. Le complexe GEA s'étend le long d'un axe Nord-Est/Sud-Ouest de 40 km environ, avec les trois centres d'El- Gassi, de Zotti et d'El Agreb (Figure I.3), chacun couvrant environ 30 km², centré sur les installations de traitement [4].



Figure I.2 : Localisation du complexe GEA [5].

I.3. Introduction au développement du champ de Gassi El Agreb

Il y a quelques années, le gaz associé sortant des trois champs d'El-Agreb, El Gassi et de Zotti était torché au niveau des torches de la section de séparation, néanmoins les infrastructures nécessaires pour permettre sa récupération et sa recirculation n'étaient pas économiquement rentables [4].

En 1994, a été inauguré le projet de récupération de 1200000 Sm³/j de gaz torchés au niveau des séparateurs AR06 et ZOTTI. Ce gaz est comprimé de 12 bars à 150 bars dans des compresseurs

alternatifs et est utilisé comme gaz lift pour aider la production des puits de pétrole à faible indice de productivité [4].

Les avancées technologiques, l'engagement de SONATRACH pour la protection de l'environnement, et l'accent mis sur la valeur de ce gaz ont permis à l'entreprise d'investir dans ce domaine pour récupérer ce gaz et le traiter pour l'utiliser comme gaz lift, gaz miscible ou même comme source d'énergie [4].

Dans ce domaine, la société nationale SONATRACH avec son partenaire HESS, a construit une nouvelle usine de compression et de réinjection de gaz au centre de production de New Zotti (GCR) pour la récupération et le traitement des gaz des trois principaux champs de cette région [4].

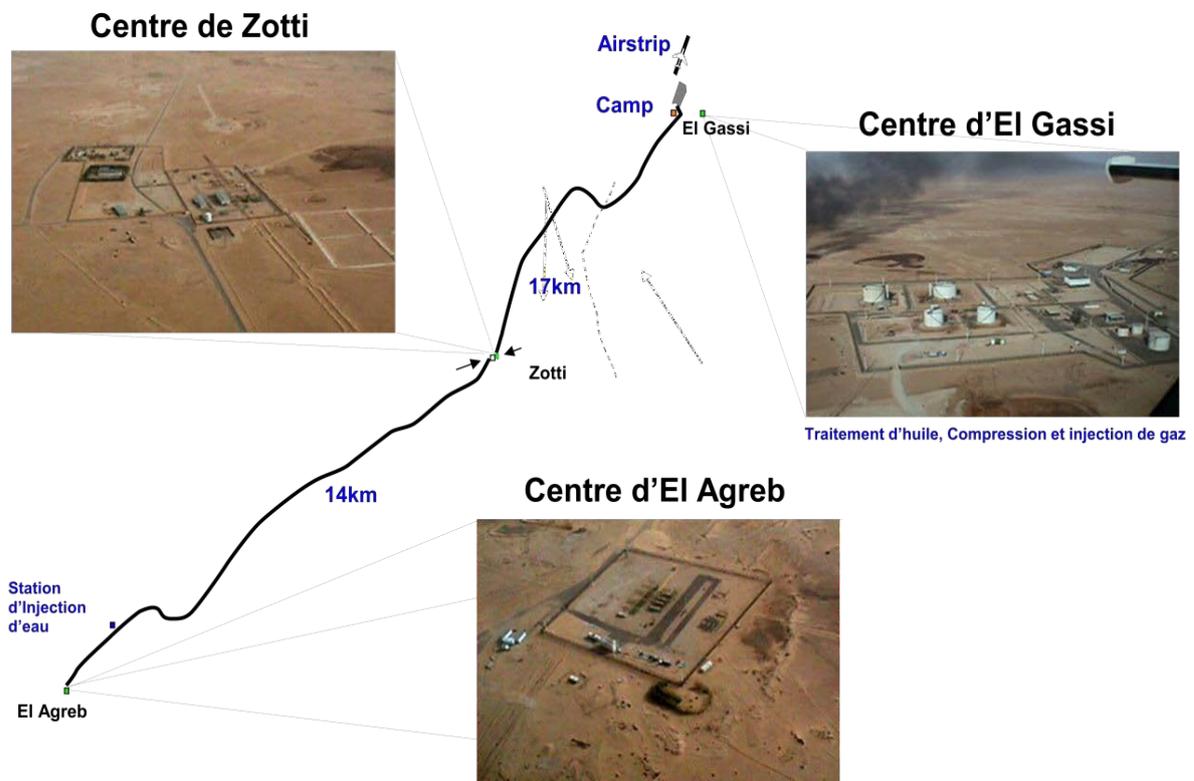


Figure I.3 : Situation géographique des trois centres producteurs de champs d'El Gassi El Agreb (GEA) région Hassi-Messaoud Ouargla [6].

I.4. Les centres du champ de Gassi El Agreb

Le champ d'El-Gassi El Agreb comprend trois (03) centres pétrolifères (Figure I.4) :

- El-Gassi : contient le centre de GS1
- Zotti : contient deux centres Old Zotti et New Zotti
- El-Agreb : contient trois centres AR6, AR2, West Agreb.

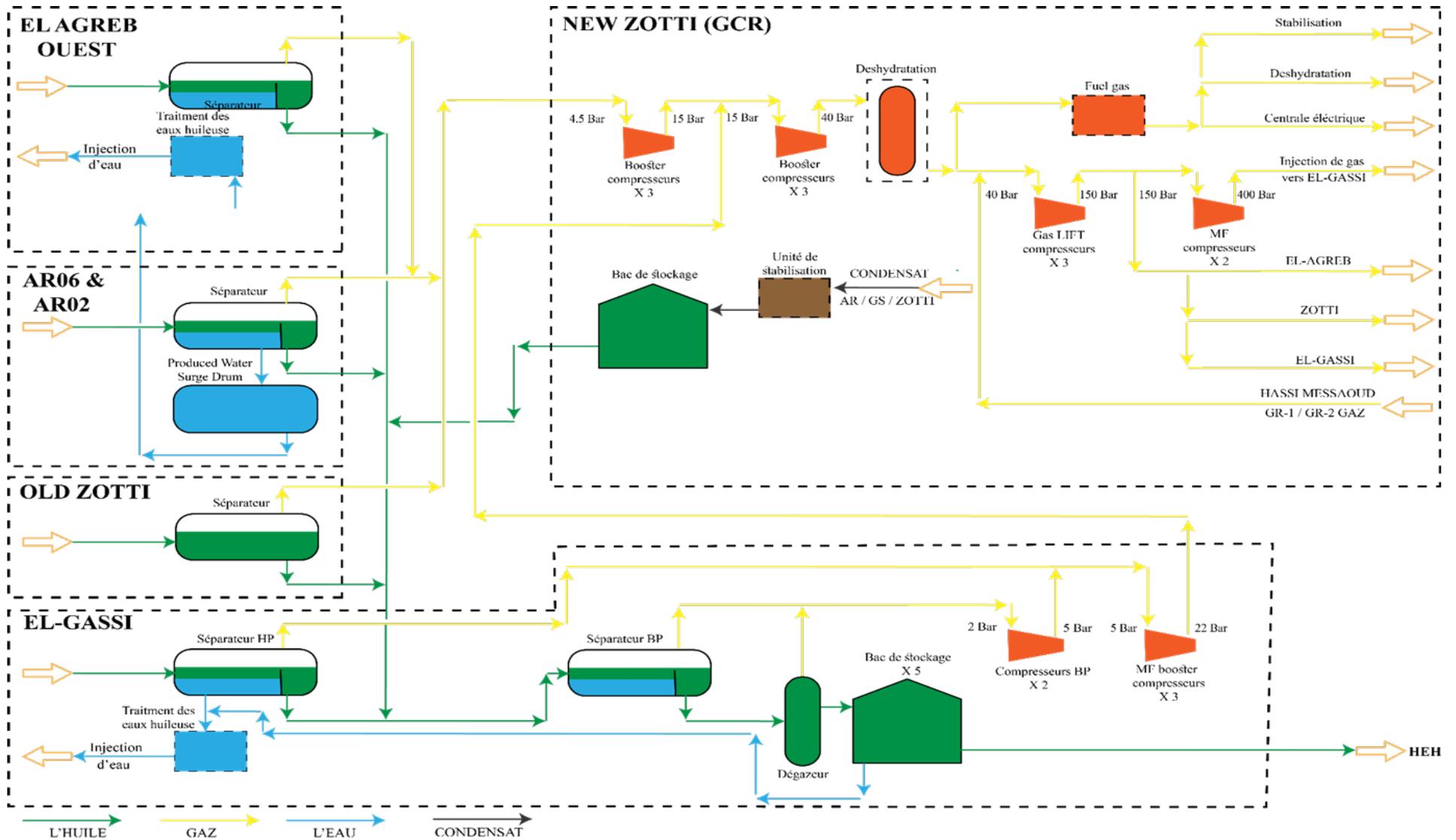


Figure I.4 : Les champs de GASSI EL AGREB.

I.4.1. Centre GS1

C'est un centre de rassemblement où le pétrole est produit de toutes les stations (GS1, AR6, West Agreb et Old Zotti). Le brut est transporté via des pipes vers Haoud-EL-Hamra (HEH), et passe bien sûr par des séparateurs qui sont essentiels pour son processus de production, puis mis dans des bacs pour son expédition [4].

I.4.2. Le centre d'El-Agreb

Il se compose de deux unités de traitement d'huile West Agreb et AR06 et d'une unité d'injection d'eau AR02.

I.4.2.1. Centre AR02

C'est un centre de traitement et d'injection d'eau où cette dernière est injectée dans le gisement à haute pression (200 bars) pour maintenir sa pression et ainsi maintenir la production de pétrole au plus haut niveau possible [7].

I.4.2.2. Centre AR06

Il s'agit d'un centre de production et de séparation tri-phasique où l'huile est envoyée au centre GS1, le gaz à Zotti (GCR) et l'eau à l'unité de production d'eau douce de West Agreb [7].

I.4.2.3. Centre West-AGREB

Il s'agit d'un centre de production d'huile similaire à l'AR06 auquel s'ajoute une unité de traitement des eaux [7].

I.4.3. Le centre de Zotti

Il y a deux centres Old Zotti et New Zotti :

I.4.3.1. Centre Old Zotti

Actuellement, il ne contient que la première étape des activités de séparation, transport de l'huile et de l'eau des séparateurs existant via un pipeline de 10 pouces de diamètre jusqu'aux séparateurs du GS1. Le centre Zotti n'a pas d'équipement pour le traitement de l'eau, tous les flux d'eau sont séparés et traités à GS1. Le gaz est transféré dans un gazoduc vers le premier étage des compresseurs booster de New Zotti [4].

Les booster compresseurs sont évidemment des compresseurs utilisés pour augmenter la pression d'un fluide gazeux dans un système de transport de gaz. Ils sont généralement situés le

long d'un pipeline de gaz et sont utilisés pour maintenir la pression du gaz à un niveau constant, ce qui permet de le transporter sur de longues distances [8].

I4.3.2. Centre New Zotti

C'est une station de compression et de réinjection de gaz dite GCR. Avant d'être injecté comme gaz lift ou directement dans le gisement comme gaz miscible, le gaz passe par plusieurs étapes de traitement et puis comprimé.

Cette technique est utilisée pour améliorer le taux de récupération du pétrole et du gaz et pour réduire les émissions de gaz à effet de serre en capturant et en réinjectant le gaz associé [9].

Les gaz des champs EL-Agreb (AR06 et West Agreb) et du centre Old Zotti entrent dans le premier étage de compression à environ 5 bars et sortent à environ 15 bars puis s'additionnent au gaz en provenance du centre de GS1, le tout est comprimé dans le second étage du booster pour atteindre une pression d'environ 41 bars.

Le gaz sera envoyé vers une unité de déshydratation pour être séché et à la sortie il entrera dans les compresseurs gas lift où il sera comprimé de 41 bars à 150 bars. Une partie de ce gaz est envoyée vers des puits producteurs (El Gassi, Zotti, Agreb) et l'autre partie est évacuée vers un compresseur miscible où ce gaz sera comprimé à 330 bars puis injecté à El Gassi [7].

Chapitre II :
Généralités sur le
pétrole brut et sa
séparation

II.1. Introduction

Le pétrole brut est un mélange complexe constitué principalement de molécules composées d'atomes de carbone tétravalents et d'atomes d'hydrogène monovalents, d'où le nom d'hydrocarbures. L'obtention d'un produit pétrolier répondant aux spécifications données nécessite une séparation préalable en différentes fractions, qui doivent être purifiées ou traitées ultérieurement [10].

Initialement, ce mélange est en équilibre, en fonction de sa composition et des conditions de pression et de température dans le gisement. La production de fluides de gisement perturbe cet équilibre par : les effets de perte de charge dans la roche réservoir, les tubings de production, la collecte de surface, ainsi que les chutes de température. En conséquence, les gaz dissous sortent de la solution et sont libérés de l'huile, et les hydrocarbures et l'eau se condensent à partir du gaz.

Ainsi, le centre de traitement reçoit donc en phase définitive des bouchons alternés de gaz humide, de l'eau libre et de l'huile contenant encore des gaz dissous [11].

II.2. Composition du pétrole brut

Comme mentionné dans le tableau II.1, c'est une composition complexe constituée principalement d'hydrocarbures (93 à 99 %), mais aussi de composés organosoufrés, de composés azotés, de composés oxygénés et de certains métaux liés chimiquement à des molécules organiques (0,005 à 0,15 %), comme le nickel et le vanadium [12].

Tableau II.1 : Composition élémentaire du pétrole brut [13].

Eléments	Pourcentage %
Carbone	85–90
Hydrogène	10–14
Sulfure	0,2–3
Nitrogène	<0,1–2
Oxygène	1–1,5
Métaux *	< 1

* Hg, Au, Cu, Al, Ca, Co, K, Mg, Si, Sr, Mo, Ti, Mn, Li, Se, Rb, Ag, Ba, Pb, As, Cd, Cr, Fe, Ni, V, Zn.

Le pétrole se produit naturellement et se présente sous de nombreuses formes. Les trois principaux types d'hydrocarbures sont les alcanes ou paraffines, les naphtènes ou cycloalcanes et

les aromatiques. Pendant des milliers d'années, de grandes quantités de pétrole brut ont été emprisonnées dans des installations de stockage souterraines à travers le monde [13].

II.3. Les spécifications du pétrole

II.3.1. La densité (gravité spécifique)

La densité du pétrole brut est la masse de pétrole par unité de volume, elle peut changer en fonction de l'origine géologique et de la composition chimique du pétrole. C'est un paramètre important car elle permet de déterminer la qualité du pétrole brut et son potentiel pour produire différents produits pétroliers, elle est mesurée en degrés API [14].

II.3.2. Viscosité

De façon générale la viscosité mesure la résistance d'un liquide à l'écoulement, et la viscosité du pétrole brut varie en fonction de son origine et de sa composition, et est généralement exprimée en centipoises (cP). Le pétrole léger a généralement une faible viscosité par contre la viscosité de pétrole lourd est élevée. La viscosité peut être réduite en chauffant le pétrole brut, en ajoutant des diluants ou en utilisant des techniques de traitement thermique. Cependant, cela peut réduire la qualité du pétrole brut en réduisant la teneur en hydrocarbures légers [14].

II.3.3. TVR (Tension de vapeur)

La TVR (tension de vapeur) est une mesure de la capacité d'un produit pétrolier à s'évaporer, elle est définie comme la pression partielle de la vapeur qu'il émet par rapport à la pression atmosphérique à une certaine température. La TVR est utilisée pour évaluer la volatilité des produits pétroliers, qui peut avoir un impact sur leur performance, leur efficacité et les émissions de polluants atmosphériques. Les spécifications TVR de divers produits pétroliers sont déterminées par des normes de l'industrie et des réglementations gouvernementales [15].

II.3.4. Teneur en soufre

La teneur en soufre mesure la quantité de soufre dans les produits pétroliers. Une puissante teneur en soufre peut avoir un impact négatif sur l'environnement et sur la santé humaine, ce qui a conduit à l'adoption de réglementations pour limiter la teneur en soufre dans les carburants. Les technologies de raffinage modernes peuvent réduire la teneur en soufre à des niveaux très faibles, réduisant ainsi les émissions des polluants atmosphériques [16].

II.3.5. Teneur en azote

La teneur en azote exprime la quantité d'azote dans les produits pétroliers, et peut être mesurée en pourcentage de poids ou en ppm. Les teneurs en azote élevées peuvent entraîner une pollution atmosphérique, et sont donc une préoccupation pour l'industrie pétrolière. Il était donc nécessaire d'établir des spécifications de teneur en azote pour les produits pétroliers [17].

II.3.6. Teneur en eau, sédiments et sels (BS&W)

La teneur en eau, sédiments et sels (BS&W) est une mesure de la quantité d'eau libre, de sédiments et de sels présents dans les produits pétroliers. Elle est exprimée en pourcentage de la masse totale du produit et varie selon le type de produit pétrolier. La BS&W peut être mesurée par plusieurs méthodes, selon le produit et la précision requise. Sa mesure est importante car l'existence de ces impuretés peut avoir un impact négatif sur la qualité du produit et peut provoquer la corrosion des équipements [18].

II.3.7. Salinité

La salinité de pétrole brut est la mesure de la quantité de sels dissous dans un volume donné de pétrole brut [19].

II.4. Extraction du pétrole en GEA

Avec le vieillissement du gisement, le maintien de la pression du fond devient difficile, ce qui nous oblige à mettre en œuvre des techniques permettant de ré-augmenter cette dernière pour continuer l'exploitation.

Pour cela l'effectif du champ Gassi El Agreb a procédé à installer des unités de compression de gaz issu des puits pour l'utiliser dans la technique de réinjection du gaz lift et du gaz miscible. Cette méthode est bénéfique d'une part technique car l'injection du gaz lift aide le brut à monter et l'injection du gaz miscible maintient la pression du réservoir, et d'une autre part environnemental car elle permet de réduire la quantité de gaz torché, ce qui permet au champ de respecter les conditions environnementales en réduisant le taux de pollution atmosphérique [20].

II.4.1. L'injection de gaz miscible (MF)

L'injection de MF est actuellement la méthode la plus couramment utilisée dans la récupération du pétrole (Figure II.1). L'injection miscible est un terme général désignant le processus d'injection qui introduit un gaz miscible dans le gisement. Le processus de déplacement

basé sur le MF maintient la pression de gisement et améliore la récupération du pétrole car la tension superficielle entre le pétrole et le gaz est réduite [20].

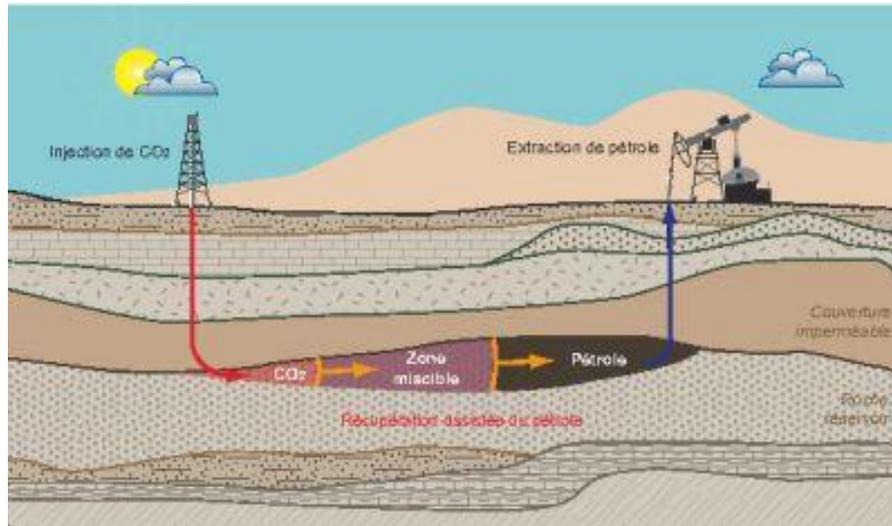


Figure II.1 : Principe d'injection de MF [21].

II.4.2. L'injection de gaz lift (GL)

C'est une technique de production utilisée dans les puits profonds ou les puits ayant des problèmes de flux de pétrole. Elle consiste à injecter du gaz comprimé le plus bas possible dans la colonne de production. C'est le procédé qui se rapproche le plus à l'écoulement naturel.

Comme illustré dans la figure II.2, cette technique agit sur la densité, en allégeant le poids volumique du fluide (le gaz étant plus léger que l'huile) et permet ainsi au mélange constitué de monter en surface (Gas-lift continu) [20].

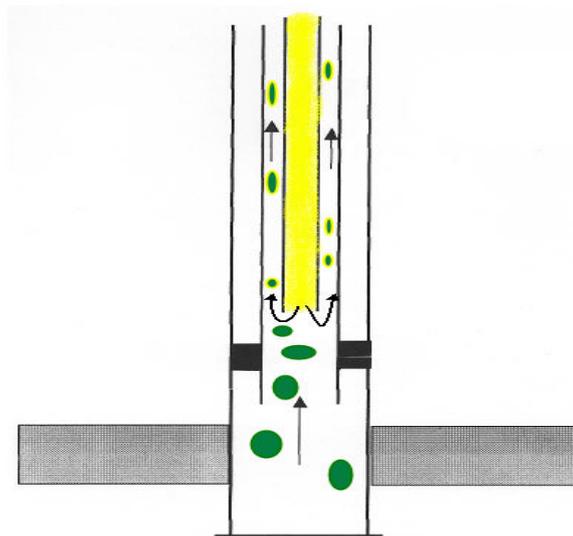


Figure II.2 : Principe d'injection GL [20].

II.5. Notions de séparation et séparateur en industrie chimique

II.5.1. Processus de séparation

La séparation est un processus qui consiste à séparer une substance en deux ou plusieurs parties distinctes. Elle peut être effectuée via différentes méthodes (telles que la filtration, la décantation, la centrifugation ou la distillation). Dans l'industrie chimique et pétrolière la séparation est généralement utilisée pour séparer les différents composants du mélange complexe (comme les hydrocarbures, les gaz et les liquides) pour le traitement ou une utilisation ultérieure [22].

II.5.2. Les types de séparation

Il existe plusieurs types de séparation en fonction des caractéristiques du flux de production du brut. Deux types couramment utilisés dans l'industrie pétrolière sont la séparation flash et la séparation différentielle.

II.5.2.1. Séparation flash

La séparation flash est une méthode de séparation utilisée pour séparer le gaz naturel, le pétrole et l'eau. La méthode est basée sur la réduction rapide de la pression dans le flux de production du brut, ce qui provoque l'évaporation des composants liquides légers pour former des gaz qui peuvent être séparés des composants plus lourds [3].

II.5.2.2. Séparation différentielle

La séparation différentielle est une méthode de séparation qui utilise un séparateur cylindrique pour séparer les composants liquides et solides de densités différentes. La méthode est basée sur la séparation des différentes phases par gravité, flottation ou centrifugation. Les composants plus lourds se déposent au fond du séparateur, tandis que les composants plus légers restent en haut de séparateur. Les composants séparés peuvent ensuite être récupérés et traités séparément.

Les deux types de séparations, la séparation flash et la séparation différentielle, sont importants dans l'industrie pétrolière car ils séparent avec efficacité les différents composants des flux de production de pétrole brut donnant lieu à des produits pétroliers de meilleure qualité [3].

II.5.3. Définition de séparateur

Le séparateur est un équipement industriel qui nous permet de séparer les différentes phases liquides, solides et gazeuses existantes dans un fluide de production brut. Il est utilisé pour traiter le pétrole brut extrait des puits de production (Figure II.3). Il permet notamment de séparer l'eau,

les gaz, les huiles et les impuretés afin d'obtenir une production de pétrole brut à haute qualité. Généralement, le séparateur est un équipement très important pour l'industrie pétrolière, car il fabrique de l'huile de haute qualité, qui peut ensuite être transformée en produits pétroliers raffinés.

Les séparateurs peuvent être de différentes tailles et capacités, en fonction du volume de production et des caractéristiques du fluide à traiter [11].



Figure II.3 : Séparateur HP 10-V-27000 de centre GS1.

II.5.4. Principe de fonctionnement d'un séparateur

Le principe de fonctionnement du séparateur est basé sur la séparation de différentes phases liquides, solides et gazeuses d'un flux de production brut, comme le pétrole, le gaz naturel ou l'eau. Le séparateur est généralement composé d'un réservoir où le débit brut est introduit et laissé immobile pendant une période de temps déterminée. Pendant ce temps, les différentes phases du flux de production brut se sépareront naturellement par gravité [23].

Plus précisément, les composants les plus lourds (tels que l'eau et les impuretés solides) seront déposés au fond du réservoir, et les composants plus légers (comme le gaz naturel) seront concentrés dans la partie supérieure du réservoir. Le pétrole brut, qui se trouve entre l'eau et le gaz, est ensuite pompé hors du réservoir pour être traité davantage.

La conception du séparateur peut varier en fonction du type de flux de production brut et des caractéristiques des composants à séparer. Les pompes, les vannes et les filtres peuvent être utilisés pour contrôler et optimiser le processus de séparation [3].

II.5.5. Les Types de Séparateurs

Les séparateurs peuvent être classés en fonction de leur forme. Les deux formes principales sont les séparateurs verticaux et horizontaux. Les séparateurs verticaux sont des réservoirs cylindriques verticaux avec des têtes en forme de dôme ou de cône. Les séparateurs horizontaux

sont des réservoirs cylindriques horizontaux avec des têtes en forme de dôme ou de plat. Il existe également des séparateurs sphériques, mais ils sont moins courants [24].

II.5.5.1. Séparateurs horizontaux

Un séparateur horizontal est un équipement largement utilisé dans l'industrie pétrolière et gazière pour séparer les différentes phases d'un mélange liquide-gaz. Cet équipement se compose d'un réservoir cylindrique horizontal avec l'entrée sur le côté ou à l'une des extrémités.

Lorsque le mélange est introduit dans le réservoir, il est ralenti et passe à travers le déflecteur et les chicanes pour réduire la turbulence et améliorer la séparation des phases. En raison des différentes densités, les différentes phases se séparent naturellement, le liquide le plus lourd se dépose au fond du réservoir et est évacué par la sortie inférieure, tandis que le gaz plus léger est évacué par la sortie supérieure.

Les séparateurs horizontaux sont souvent utilisés dans les cas où le GOR est élevé, car elles permettent un meilleur contrôle de la vitesse et de la direction de l'écoulement du liquide grâce à leur conception horizontale [25]. Nous exposons dans les figures II.4 et II.5 les composants de deux séparateurs : horizontal diphasique et horizontal triphasique respectivement.

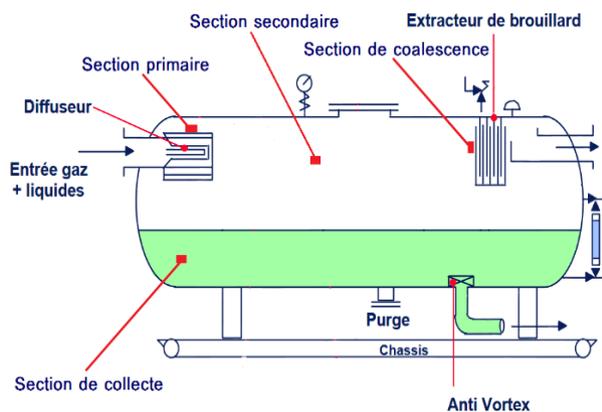


Figure II.4 : Séparateur horizontal diphasique [26].

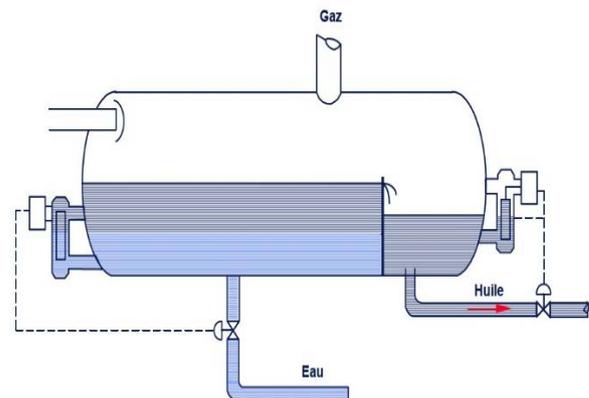


Figure II.5 : Séparateur horizontal triphasique [26].

Les avantages des séparateurs horizontaux dans l'industrie pétrolière et gazière sont :

- Efficacité de séparation : Grâce aux chicanes et au séparateur de gouttelettes et au déflecteur, le séparateur horizontal est capable de séparer efficacement les différentes phases du mélange liquide-gaz.
- Facilité d'entretien : Les réservoirs horizontaux sont faciles à entretenir et à nettoyer en raison de leur orientation horizontale.

- Faible coût : les séparateurs horizontaux sont relativement peu coûteux par rapport aux autres types de séparateur.

Cependant, il y a aussi quelques inconvénients à considérer :

- Encombrement : les séparateurs horizontaux occupent plus d'espace que les autres types d'équipements de séparation de phases.
- Limitations de débit : En raison de leur conception horizontale, les séparateurs horizontaux peuvent avoir des restrictions de débit, ce qui peut limiter leur capacité à traiter de grands mélanges liquide-gaz.
- Nécessité d'une conception précise : La conception du séparateur horizontal doit être précise pour assurer une séparation efficace des phases.

Par conséquent, ces avantages et inconvénients doivent être pris en compte pour déterminer si un séparateur horizontal convient à une application particulière dans l'industrie pétrolière et gazière [25].

II.5.5.2. Séparateurs verticaux

Les séparateurs verticaux sont également largement utilisés dans l'industrie pétrolière et gazière pour séparer les différentes phases des mélanges liquide-gaz. Contrairement aux séparateurs horizontaux, les séparateurs verticaux consistent en un réservoir cylindrique vertical avec l'entrée en haut du réservoir.

Lorsque le mélange est introduit dans le réservoir, il est ralenti et passa à travers des plaques de déflecteurs pour réduire la turbulence et améliorer la séparation des phases. En raison de la différence de densité, les phases se séparent naturellement, le liquide le plus lourd se dépose au fond du réservoir et sort par la sortie inférieure, tandis que le gaz plus léger sort par la sortie supérieure. Les séparateurs verticaux (Figures II.6 et II.7) sont le plus souvent utilisés pour des valeurs faibles ou moyennes de GOR [25]. Parmi leurs avantages citons que les séparateurs verticaux.

- Sont plus compacts que les séparateurs horizontaux, ce qui signifie qu'ils occupent moins d'espace.
- Sont plus faciles à installer et à entretenir que les diviseurs horizontaux.

Parmi leurs inconvénients citons que les séparateurs verticaux :

- Ont tendance à être légèrement moins efficaces que les séparateurs horizontaux en raison de la turbulence accrue dans la colonne verticale.
- Ont une hauteur limitée, ce qui limite la capacité de traitement.
- Sont plus sujets aux problèmes de fluage et de coalescence liquide, qui peuvent affecter la qualité de la séparation.
- Peuvent nécessiter des pressions d'entrée plus élevées que les séparateurs horizontaux pour fonctionner efficacement [25].

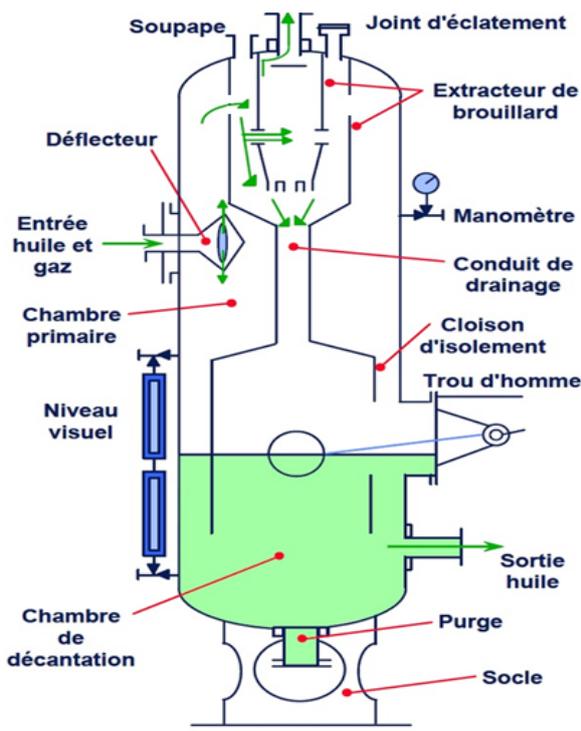


Figure II.6 : Séparateur vertical diphasique
[26].

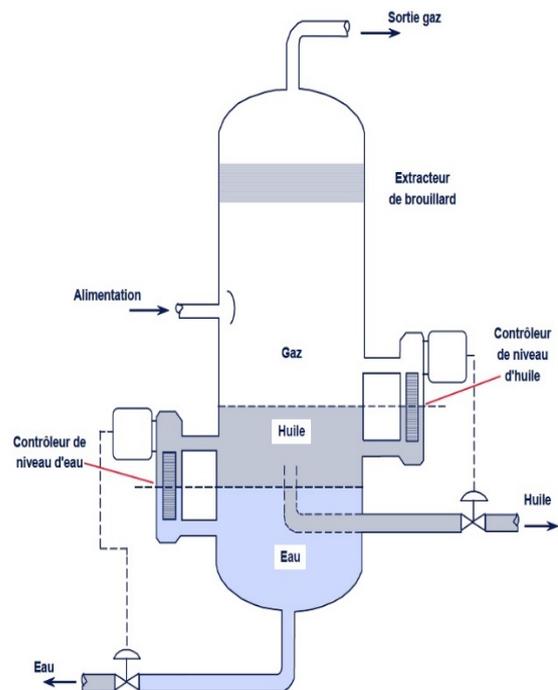


Figure II.7 : Séparateur vertical triphasique
[26].

Il convient de noter que les avantages et les inconvénients des séparateurs verticaux peuvent varier en fonction de l'application spécifique et des conditions de fonctionnement [25].

II.5.5.3. Séparateurs sphériques

Les séparateurs sphériques se distinguent des séparateurs verticaux et horizontaux par leur forme sphérique, qui leur permet d'avoir de grandes capacités de stockage et de résister à des pressions plus élevées. Ils sont généralement en acier, pouvant être installés au-dessus ou en-dessous de la terre et peuvent être conçus pour fonctionner à des températures élevées ou basses (Figure II.8). Cependant, en raison de leur forme complexe, ils peuvent être coûteux à construire

et à entretenir, et ils peuvent nécessiter des équipements supplémentaires pour optimiser leur fonctionnement [25].

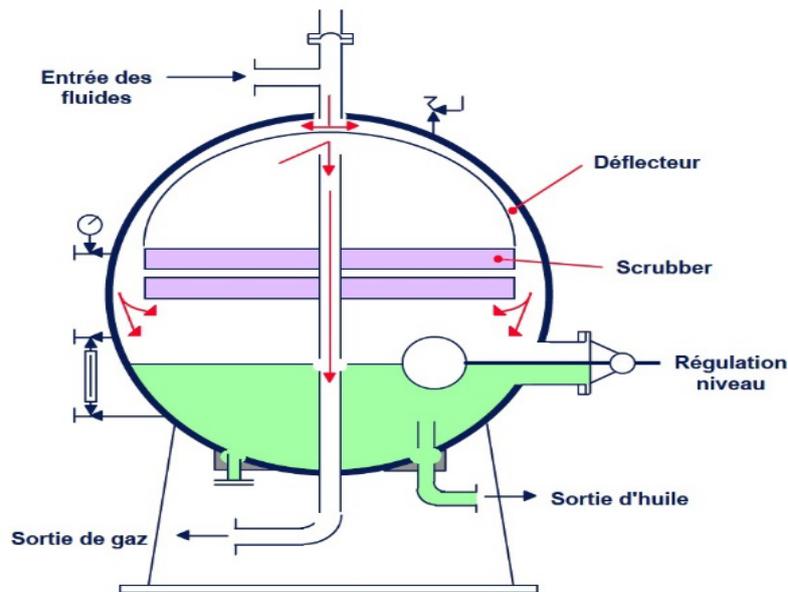


Figure II.8 : Séparateur sphérique [26].

Les avantages des séparateurs sphériques sont :

- Grande capacité de stockage : La forme sphérique du séparateur offre une grande capacité de stockage pour une utilisation dans les unités de traitement du pétrole et du gaz.
- Résistance à haute pression : Les séparateurs sphériques sont capables de résister à des pressions élevées, ce qui les rend utiles dans les installations de traitement du pétrole et du gaz qui gèrent des flux à haute pression.
- Flexibilité de conception : Les séparateurs sphériques peuvent être conçus pour fonctionner à des températures élevées ou basses, selon les exigences d'installation.

Cependant, les séparateurs sphériques présentent également des inconvénients :

- Coûts de construction et d'entretien élevés : La forme complexe des séparateurs sphériques les rend plus chers à construire et à entretenir que les séparateurs verticaux ou horizontaux.
- Besoins en équipements supplémentaires : Les séparateurs sphériques peuvent nécessiter des équipements supplémentaires pour optimiser leur fonctionnement, ce qui augmente le coût et la complexité de l'installation.
- Limitations en termes de types de flux de production : les séparateurs sphériques peuvent ne pas convenir à tous les types de flux de production et peuvent nécessiter un équipement supplémentaire pour fonctionner efficacement [25].

II.5.6. Constituants du séparateur

Les éléments internes d'un séparateur sont les différentes composantes qui sont installées à l'intérieur pour faciliter la séparation des phases. Voici une liste des principaux éléments internes d'un séparateur.

II.5.6.1. Un déflecteur (Projection contre une paroi)

Est un élément interne conçu pour changer la direction de l'écoulement du fluide afin de faciliter la séparation des phases (Figure II.9). Les déflecteurs peuvent prendre différentes formes telles que des plaques, des cônes ou des disques et sont stratégiquement placés à l'intérieur du séparateur pour améliorer la séparation des phases en réduisant les turbulences et en favorisant l'écoulement laminaire [28].

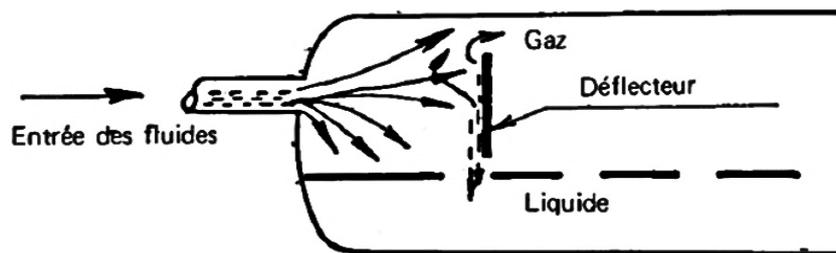


Figure II.9 : Projection contre un déflecteur [27].

II.5.6.2. Les chicanes

Les chicanes, également appelées baffles en anglais, sont des dispositifs internes utilisés dans les séparateurs pour améliorer les performances de séparation des phases. C'est une plaque, une barre ou une série de plaques disposées perpendiculairement au sens d'écoulement du fluide, qui est placé à l'intérieur du séparateur (Figure II.10). Leur objectif principal est de changer la direction de l'écoulement du fluide et de créer des zones de turbulence pour favoriser la séparation des phases. Lorsque les fluides traversent les chicanes, ils sont obligés de changer de direction, ce qui fait que les particules plus lourdes se déposent au fond du séparateur tandis que les particules plus légères montent vers le haut.

La conception et l'emplacement des chicanes dépendent de nombreux facteurs tels que la taille des particules à séparer, la composition du fluide, la taille du séparateur et les conditions de fonctionnement [25].

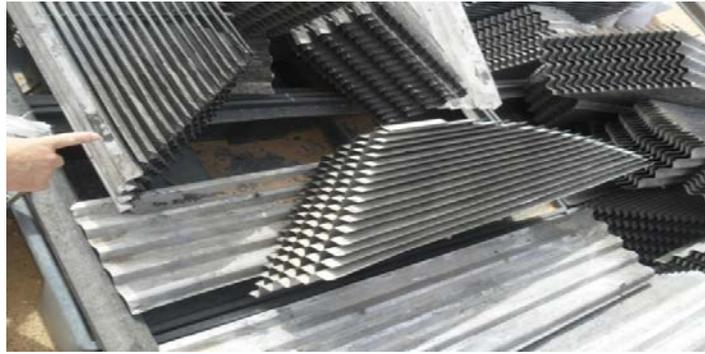


Figure II.10 : Les chicanes [27].

II.5.6.3. Demister (Filtration par tamis)

Le Demister (Figure II.11) a une surface ondulée et haute densité de filtration, il reçoit les gouttelettes et les collecte. Lorsque le liquide s'accumule sur la surface inférieure, il est collecté et renvoyé au processus [23].



Figure II.11 : Demister [27].

II.5.6.4. Anti-vortex

Un anti-vortex est défini comme un dispositif utilisé pour empêcher la formation d'un vortex dans un réservoir contenant un liquide. Le vortex est un phénomène de rotation du liquide qui peut causer des problèmes de mélange et de pompage, ainsi que des dommages aux équipements. L'anti-vortex (Figure II.12) est généralement une plaque plate ou un anneau placé à la surface du liquide pour perturber le mouvement circulaire et prévenir la formation du vortex [25].



Figure II.12 : Anti-vortex [27].

II.5.6.5. Dispositifs d'injection de produits chimiques

Les dispositifs d'injection de produits chimiques sont utilisés dans les séparateurs industriels pour introduire des produits chimiques à des endroits spécifiques dans l'écoulement du liquide ou du gaz. Ces dispositifs peuvent être utilisés pour ajouter des produits chimiques nécessaires pour augmenter l'efficacité du processus de séparation ou pour contrôler la concentration de produits chimiques dans le mélange.

Les dispositifs d'injection de produits chimiques aident à augmenter l'efficacité du processus de séparation et à réduire les coûts de production en améliorant la qualité du produit [25].

II.5.7. Éléments de mesure

Les séparateurs comprennent plusieurs éléments de mesure pour aider à surveiller et à améliorer les performances du séparateur et à maintenir des conditions de fonctionnement appropriées [3].

Ces éléments peuvent inclure des capteurs de débit pour mesurer les débits de liquide et de gaz, des capteurs de pression pour mesurer la pression à l'intérieur du séparateur et surveiller la pression du liquide sortant du séparateur, des capteurs de niveau pour mesurer le niveau de liquide. Le capteur de température mesure la température du liquide et du gaz.

Ces éléments de mesure sont utilisés pour aider à augmenter l'efficacité du processus de séparation et à mieux séparer les composants dans les liquides et les gaz [25].



Figure II.13 : Transmetteur de température [27].



Figure II.14 : Transmetteur de Pression [27].



Figure II.15 : Transmetteur et contrôleur de niveau [27].



Figure II.16 : Débitmètre à orifice [27].

II.5.8. Système de contrôle et de sécurité des séparateurs

Le système de contrôle et de sécurité des séparateurs utilisé dans les opérations de production de pétrole et de gaz comprend plusieurs éléments différents tels que des capteurs, des indicateurs, des actionneurs, des alarmes et des systèmes d'automatisation.

Les capteurs sont utilisés pour mesurer différentes variables liées au processus de séparation, telles que la pression et la température des liquides et des gaz, le niveau de liquide dans les réservoirs, le débit et la composition des gaz. Ces informations sont ensuite converties en signaux électriques qui sont utilisés pour déterminer l'état du système et le traiter pour l'actionneur approprié [28].

Les indicateurs sont utilisés pour mesurer des variables qui ne peuvent pas être mesurées directement, telles que la densité, la viscosité et la composition chimique des liquides et des gaz. Ces informations sont utilisées pour déterminer l'état du système et ajuster les actionneurs appropriés.

Les informations mesurées et détectées sont traitées à l'aide d'actionneurs, qui contrôlent plusieurs processus dans un système, tels que le réglage des vannes de contrôle, la régulation des vitesses des pompes et des moteurs, et d'autres tâches (Figure II.17) [27].

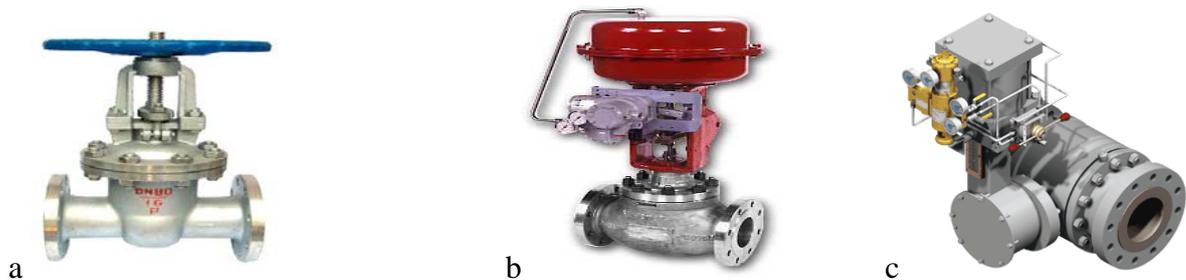


Figure II.17 : Différents types de Vannes [27].

a- Vanne manuelle ; b- Vanne automatique et c- Vanne de régulation.

Les alarmes sont utilisées pour avertir les travailleurs de situations nécessitant une action immédiate, comme : une augmentation ou une baisse de la pression, une diminution de liquide dans un réservoir. Les systèmes automatisés sont utilisés pour contrôler les opérations de base telles que le démarrage et l'arrêt des pompes à liquide et des vannes de contrôle, ainsi que le contrôle du flux de gaz [28].

Chapitre III :
Présentation des
séparateurs et
problématique

III.1. Introduction

Comme il a été mentionné auparavant, notre stage s'est déroulé pendant une période de 40 jours au sein du champ Gassi El Agreb à Ouargla. Les problèmes majeurs indiqués dans le champ étaient au niveau des séparateurs où la pression était en augmentation successive du fait de l'augmentation de la quantité de gaz extraite par rapport à la quantité de pétrole avec le temps. En outre l'utilisation de séparateurs diphasiques non conçus pour faire la séparation huile - eau ainsi qu'une augmentation du débit due au forage de nouveaux puits constituaient de sérieux problèmes.

Ces problèmes ainsi que d'autres ont fait l'objet de ce chapitre dans un contexte expérimental où on a bien étudié le problème et on a alors proposé une solution pour la résolution.

III.2. Définition les problèmes

III.2.1. Augmentation du taux de GOR

Avec le vieillissement du gisement, le maintien de la pression du fond de gisement devient difficile, ce qui nous oblige à mettre en œuvre des techniques permettant de ré-augmenter cette dernière pour continuer l'exploitation. Pour cela au champ Gassi el Agreb ils ont procédé à installer des unités de compression de gaz issu des puits pour l'utiliser dans la technique de réinjection du gaz lift et du gaz miscible.

Cette méthode est bénéfique d'une part technique car l'injection du gaz lift aide le brut à monter et l'injection du gaz miscible maintient la pression du réservoir, et d'une autre part environnementale car elle permet de réduire la quantité de gaz torché, ce qui permet au champ de respecter les conditions environnementales en réduisant le taux de pollution atmosphérique.

Un autre problème signalé dans le champ Gassi el Agreb ces dernières années qui est l'augmentation considérable de taux de gaz [29]. Dans la figure III.1 on représente l'évolution de la production de gaz et d'huile, depuis l'année 2000 on remarque d'une part l'augmentation considérable de la quantité de gaz produite; à partir de l'année 2010 elle n'a pas descendu au-dessous des 1000 million de m³ alors qu'elle ne dépassait pas les 600 millions depuis 2001 et d'une autre part la production en huile a connu une allure décroissante, comme l'indique la courbe, à partir de 2005 la production a commencé à chuter de 20 millions de bbl/ans pour arriver à presque 11 millions de bbl/ans ces dernières années.

La cause principale de l'augmentation du GOR dans le champ d'el Gassi est l'injection du gaz dans presque toutes les zones du champ, pour cela le problème principal des séparateurs est de pouvoir recevoir cette production en gaz sans pour autant pénaliser la production en huile [29].

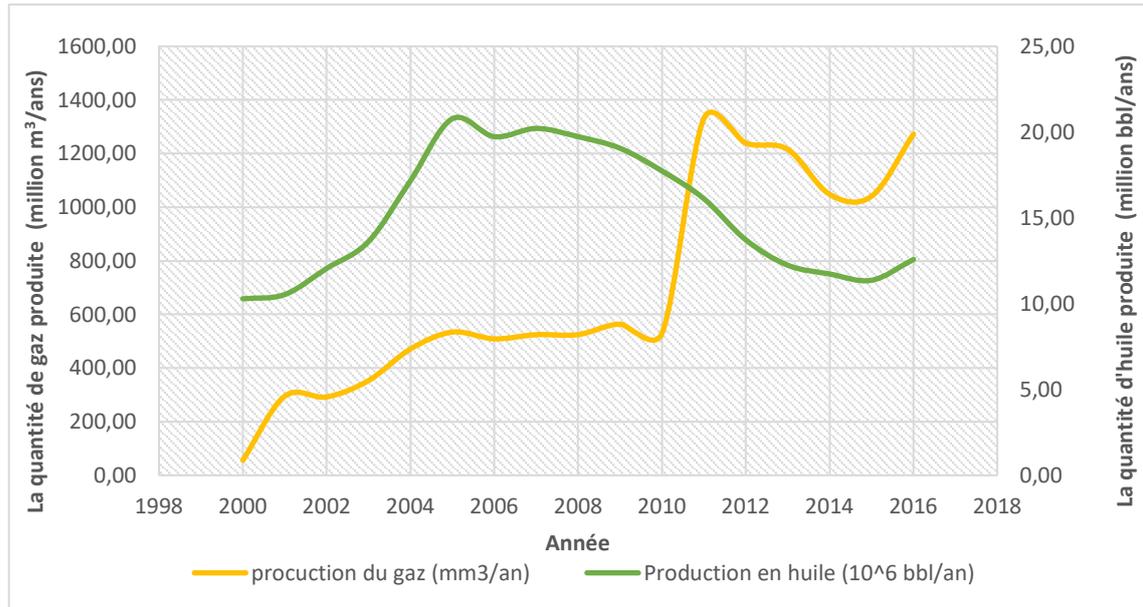


Figure III.1 : Evolution de la production annuelle en gaz et en huile [30].

Le graphe ci-dessous représente l'évolution du GOR au cours des années du champ d'el GASSI [31]. Il apparait une augmentation nette du GOR au cours des dernières années ce qui signifie un changement de taux du gaz et d'huile produits.

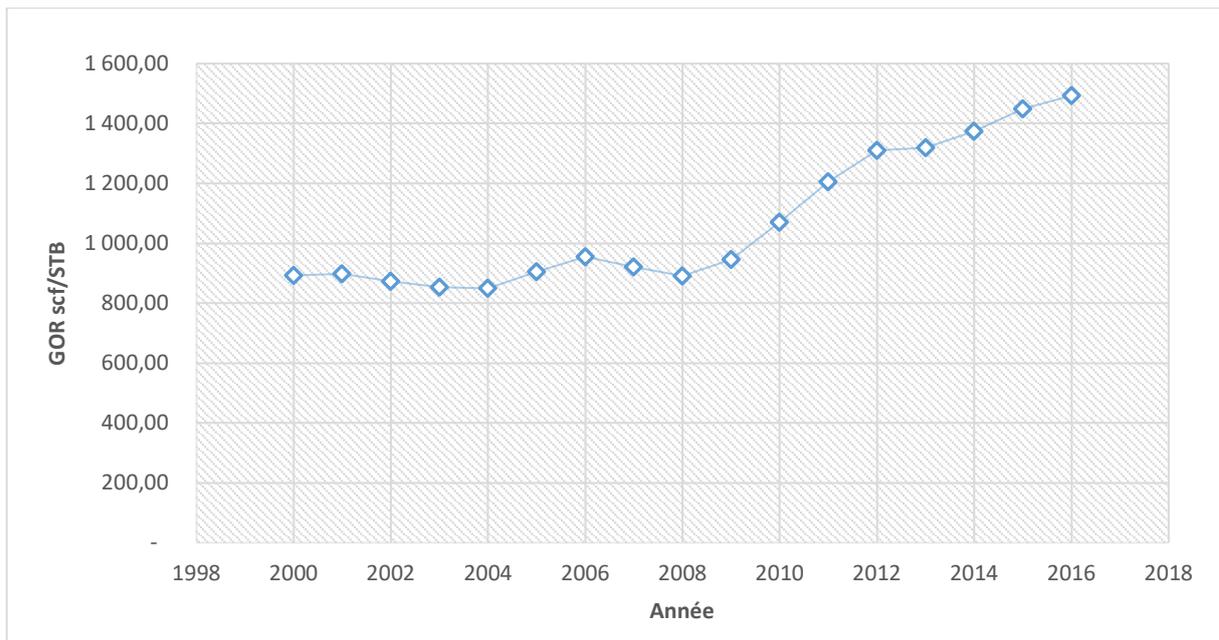


Figure III.2 : Evolution du GOR au cours des années [31].

Donc l'augmentation du GOR des puits a une influence sur la qualité de séparation qui a provoqué un entrainement d'une quantité importante d'huile avec le gaz, cela affecte également la densité du fluide (Annexe A). Les séparateurs de l'unité de séparation du centre Zotti ont été

conçus pour un GOR de 1003 scf/STB, alors qu'en 2016, il était d'environ 1493 scf/STB. On a constaté que les pressions au niveau des séparateurs augmentent avec le temps ce qui entraîne un freinage au niveau des puits impliquant une diminution de la production [31].

L'augmentation de la pression dans les séparateurs provoque l'accumulation d'une grande quantité de condensat dans le gaz. En effet, le condensat est soluble dans le gaz, ce qui signifie qu'il peut être transporté plus facilement par le gaz. Ces derniers posent de gros problèmes au niveau des compresseurs. Lorsqu'une grande quantité de condensat s'accumule dans le gaz, il peut se déposer à l'intérieur des compresseurs, causant plusieurs problèmes. Par exemple, le condensat peut réduire l'efficacité des compresseurs et réduire l'efficacité globale du processus de compression, et peut même entraîner une augmentation des vibrations et de l'usure au sein de l'équipement [32].

De plus, l'augmentation de la pression dans les joints nécessite l'utilisation de pompes et d'équipements qui fonctionnent plus et consomment beaucoup d'énergie. Lorsque la pression dans le séparateur augmente, la puissance de la pompe doit être augmentée et le débit des liquides et des gaz doit être augmenté également pour maintenir la productivité. Ainsi, la consommation d'énergie pour faire fonctionner ces pompes et équipements augmente encore, ce qui peut augmenter le coût et affecter l'efficacité de la production [25].

III.2.2. Les séparateurs diphasiques de Old Zotti

Les séparateurs utilisés dans Old Zotti sont des séparateurs diphasiques gaz-liquide, par conséquent, ne peuvent pas séparer l'eau et l'huile et le fait de laisser ces dernières regroupées entraîne plusieurs problèmes, à savoir :

- ✓ Lorsque le pétrole et l'eau sont transportés dans les mêmes pipes, cela leur cause des effets négatifs, tels que la corrosion, la rouille et d'autres dommages. De plus, leur présence peut provoquer le dépôt de sédiments sur les parois des canalisations, ce qui peut entraîner un blocage et peut augmenter la pression dans celles-ci, ce qui nécessite un entretien ou un remplacement fréquent, cause d'augmentation du coût [33].
- ✓ Les séparateurs diphasiques gaz-liquide sont utilisés pour séparer le gaz et le liquide uniquement, et lorsqu'il y a un flux de liquide contenant de l'huile, de l'eau et d'autres impuretés, ces séparateurs ne sont pas suffisants, et donc le liquide résultant de la séparation doit être évacué dans un autre étage de séparation qui contient d'autres séparateurs, pour éliminer l'eau et d'autres impuretés et matériaux du liquide, et donc plus de coût [34].

III.2.3. Forage du nouveau puits

Les séparateurs de centre Old Zotti ont été installés à la fin des années 1960 avec une capacité de design de $390\,000\text{ m}^3.\text{J}^{-1}$ de gaz et $2670\text{ m}^3.\text{J}^{-1}$ d'huile. Cette capacité a été fixée en fonction du débit de fluide du puit à cette époque, mais avec le temps, de nouveaux puits ont été forés [4].

Le développement du champ a suivi quatre phases principales (Annexe B). Actuellement, 17 puits sont en service avec des débits $58332,7\text{ m}^3.\text{J}^{-1}$ de gaz, $763,13\text{ m}^3.\text{J}^{-1}$ d'eau et $744,06\text{ m}^3/\text{J}$ d'huile. Très probablement, dans les prochaines années, d'autres puits seront forés, augmentant ainsi le débit.

Le forage de nouveaux puits de pétrole et l'augmentation du débit peuvent affecter les séparateurs de plusieurs manières. Par exemple, une augmentation du débit peut augmenter la pression dans les pipes et les séparateurs, augmentant ainsi le potentiel d'accumulation de condensat dans le gaz [25].

III.3. Description des séparateurs de Old Zotti



Figure III.3 : Les trois séparateurs diphasiques au centre Old Zotti.

Les séparateurs 10-V-100, 10-V-110 et 10-V-120 (Figure III.3) ont été fabriqués par la société française CMPA et installés au Centre de Production d'Old Zotti par la Société Nationale du Pétrole d'Aquitaine (SNPA) fin des années 1960 [34].

III.3.1. Description applicable aux séparateurs HP 10-V-100 / 110 / 120

Les séparateurs 10-V-100, 10-V-110 et 10-V-120 sont des ballons horizontaux diphasiques bout à bout de 6,1m avec un diamètre extérieur de 1,25 m et une pression de design de 37 barg.

Le réglage normal de la pression de travail du séparateur est de 13 barg et la température est comprise entre 30 et 45 degrés Celsius. Ils reçoivent le pétrole brut des collecteurs de production et des collecteurs de test, et sont conçus pour séparer le gaz pour la compression de New Zotti et le brut et l'eau regroupée s'écoulant vers GS1 pour une séparation complète. Ils travaillent par tranche deux en service et troisième en réserve (Figure III.4) [34].

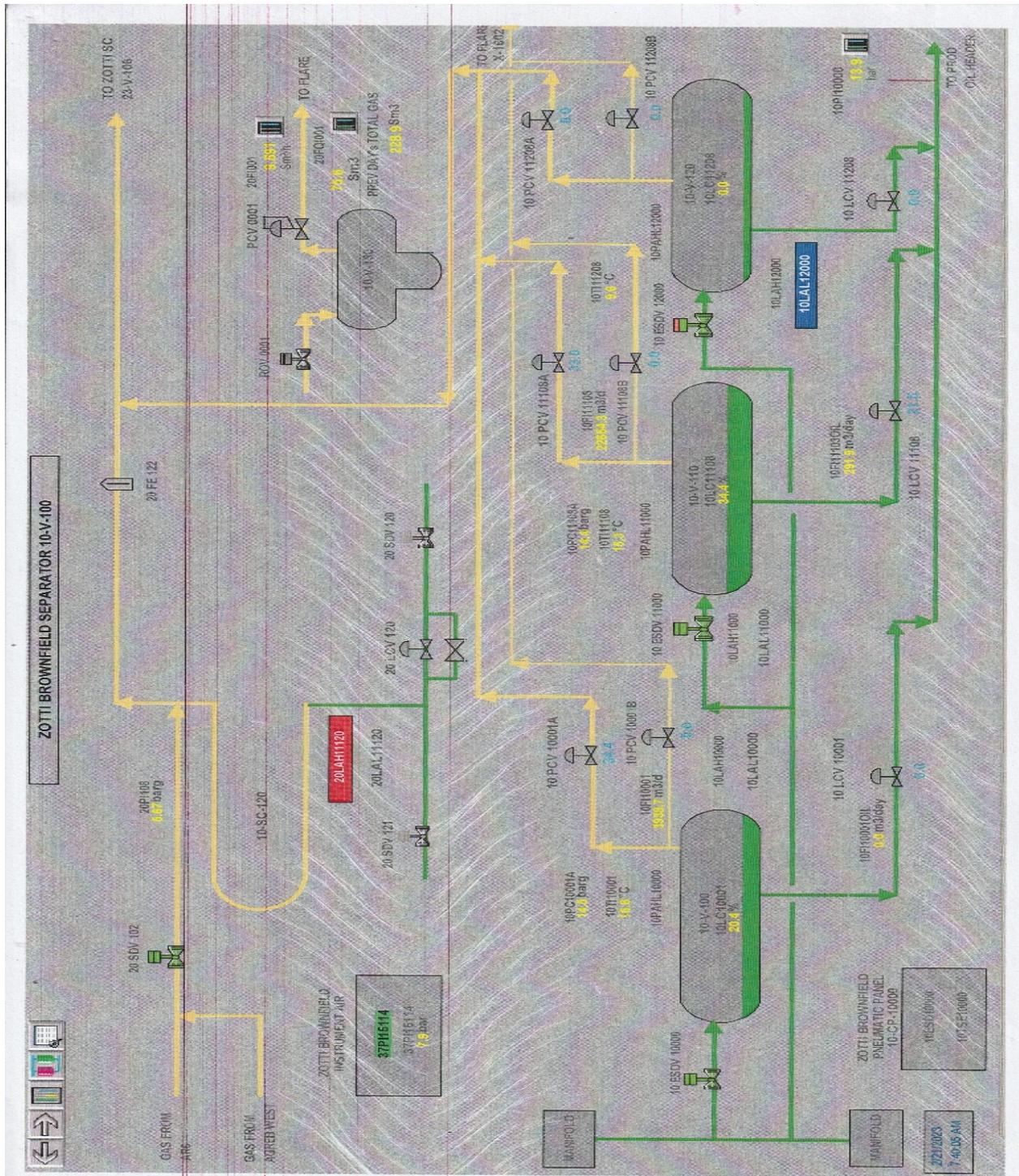


Figure III.4 : Unité de séparation d'Old Zotti dans DCS [34].

Les fluides provenant du collecteur (Figure III.5) entrent dans les séparateurs par une buse de 8 pouces située dans la partie supérieure du ballon. Une vanne d'isolement de 4 pouces a été installée dans le tuyau d'entrée du séparateur pour isoler l'écoulement. Un manomètre local est placé en amont de la vanne d'isolement disponible pour surveiller la pression d'entrée [34].



Figure III.5 : Collecteur (manifold).

Les gaz produits séparés du liquide s'écoulent de la partie supérieure du séparateur via une buse de 8 pouces sur le dessus du ballon. Le débit de gaz sortant est mesuré par un débitmètre 10-FE-100, 10-FE-0117 et 10-FE-011B et est dirigé vers le compresseur sous le contrôle d'une vanne 10-PCV-100A, 10-PCV-0106A et 10-PCV-0109A (Figure III.6) [34].

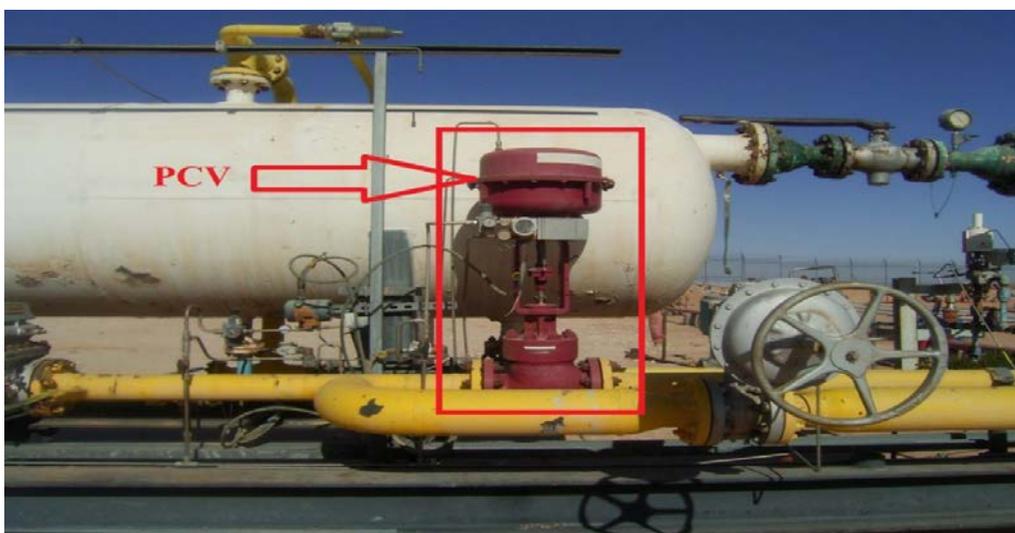


Figure III.6 : La vanne PCV.

Le brut sort du séparateur par une conduite de 3 pouces contrôlée par une vanne de contrôle de même dimension 10-LCV-100 et 10-LCV-10030105 (Figure III.7) pour maintenir un niveau constant dans le séparateur [34].



Figure III.7 : La vanne LCV.

La conduite en aval des vannes régulatrices de niveaux d'huile est pourvue d'un clapet anti-retour et d'une vanne d'isolation manuelle avant d'être raccordée à la tubulure de 10 pouces contenant les transmetteurs de pression et de température. Enfin, le brut s'écoule par un pipeline de 10 pouces jusqu'au centre de GS1, où il est séparé avant d'être stocké et expédié.

A ce stade l'eau produite est conservée dans le pétrole brut et extraite ultérieurement au centre GS1 [34].

Chapitre IV :
Calcul de
dimensionnement
d'un séparateur
horizontal
triphásique

IV.1. Introduction

La base de toutes les installations de production de gaz ou de brut est bien évidemment le séparateur de champ, c'est-à-dire, l'appareil dans lequel s'effectuent les séparations entre les différentes phases liquides et gazeuses.

Le dimensionnement des installations de séparation d'hydrocarbures doit être basé sur la nature et le débit des effluents à traiter. Dans ce chapitre nous allons dimensionner un séparateur horizontal triphasique et comparer les résultats obtenus à différentes pressions opératoires.

IV.2. Données des puits

Le Tableau IV.1 présente les paramètres spécifiques des puits producteurs, selon les derniers tests effectués sur ces puits durant notre stage au mois de février 2023.

Tableau IV.1 : Les paramètres spécifiques des puits producteurs [34].

<i>Puits</i>	<i>Situation</i>	<i>Huile bbl/J</i>	<i>Eau bbl/J</i>	<i>Gaz MMSCF</i>	
AR53	En service	200	300	0,130	Séparateur Mobile
AR54	En service	200	300	0,140	Séparateur Mobile
AR57	En service	700	800	0,120	Séparateur Mobile
AR59	En service	100	200	0,120	Séparateur Mobile
AR60	En service	50	100	0,150	Séparateur Mobile
AR62	En service	50	250	0,200	Séparateur Mobile
AR65	En service	50	150	0,150	Séparateur Mobile
AR66	En service	900	150	0,160	Séparateur Mobile
AR67	En service	500	550	0,270	Séparateur Mobile
AR68	En service	600	450	0,150	Séparateur Mobile
AR69	En service	80	0	0,120	Séparateur Mobile
AR70	En service	150	200	0,10	Séparateur Mobile
AR71	En service	1100	1350	0,250	Séparateur Mobile
AR52	SR terminé programmé pour démarrage				DST
AR58	Fermé, Programmé pour SR				Prévision
AR61	Fermé suite au problème d'intégrité				
AR64	Fermé, bouchage fond				
Total		4680	4800	2,06	

IV.3. Données du calcul

Le Tableau IV.2 présente les données de base du calcul de dimensionnement d'un nouveau séparateur horizontale triphasique (Annexes : C1, C2, C3).

Tableau IV.2 : Données pour dimensionnement d'un séparateur.

	<i>Quantité</i>	<i>Symbole</i>	<i>Unité</i>	<i>Valeur</i>
	Pression	P	psia	87,02-116,03
Propriétés de gaz	Densité de gaz	ρ_V	Kg/m ³	1,17
	Débit volumique de gaz	Q_V	m ³ /hr	2430,52
Propriétés de liquide léger (pétrole)	Densité de pétrole	ρ_L	Kg/m ³	792,00
	Viscosité de pétrole	μ_L	cP	2,00
	Débit volumique de pétrole	Q_L	m ³ /hr	31
Propriétés de liquide lourd (eau)	Densité d'eau	ρ_H	Kg/m ³	1000
	Viscosité d'eau	μ_H	cP	1
	Débit volumique d'eau	Q_H	m ³ /hr	31,79

VI.4. Calcul des paramètres

La méthode utilisée pour le calcul du dimensionnement d'un séparateur horizontal triphasique est la Méthode de W.Y.Sweek et W.D Monnery présentée dans le Chemical Engineering Progress [35].

VI.4.1. Calcul de La vitesse terminale verticale de la vapeur

En anglais vertical terminal « vapor velocity » U_T est la vitesse à laquelle la vapeur atteint la stabilité dans la section vapeur du séparateur [35]. Elle peut être calculée en utilisant l'équation suivante :

$$U_T = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{IV.1})$$

Où : U_T : La vitesse terminale verticale de la vapeur (ft/s),

K : Constante de la vitesse terminale (ft/s),

ρ_L : Densité de pétrole (lb/ft³),

ρ_V : Densité de gaz (lb/ft³).

La valeur de K est déterminée à partir du tableau IV.4.

Tableau IV.3 : valeurs de K du séparateur suivant variation de pression P [35].

<i>Avec Demister</i>	
$1 \leq P \text{ (psia)} \leq 15$	$K = 0,1821 + 0,0029P + 0,046 \ln P$
$15 \leq P \leq 40$	$K=0,35$
$40 \leq P \leq 5500$	$K = 0,430 - 0,023 \ln P$
<i>L'absence d'un éliminateur de brouillard</i>	
$K = \sqrt{\frac{g_c D_p}{3 C_D}}$	
<p>D_p : Diamètre de gouttelette (ft), C_D : coefficient de traînée = exp (y)</p>	
$y = 8,411 - 2,243x + 0,273x^2 - 1,865 \times 10^{-2}x^3 + 5,201 \times 10^{-4} x^4$	
$x = \frac{0,9510^8 \rho_V D_p^3 (\rho_L - \rho_V)}{\mu_V^2}$	

Dans le cas de Demister et pour les trois valeurs de pression d'étude :

$$\left. \begin{array}{l} 40 \leq 87,02 \leq 5500, \\ 40 \leq 101,52 \leq 5500, \\ 40 \leq 116,03 \leq 5500, \end{array} \right\} \text{ Donc, l'équation de K sera : }$$

$$K = 0,430 - 0,023 \ln(P) \quad (\text{IV.2})$$

VI.4.2. Détermination de la vitesse de vapeur

La vitesse de vapeur (vapor velocity) U_V exprimée en unités de longueur par unité de temps est la vitesse avec laquelle la vapeur se déplace dans le séparateur [35], elle peut être calculée en utilisant l'équation suivante :

$$U_V = 0,75 \times U_T \quad (\text{IV.3})$$

Où : U_V : La vitesse admissible (ft/s).

U_T : La vitesse terminale verticale de la vapeur (ft/s),

VI.4.3. Détermination du temps d'Holdup et du temps de Surge

Le temps d'Holdup peut être défini comme le temps nécessaire au liquide pour monter du niveau de liquide le plus bas (LLL) dans le séparateur au niveau de liquide normal (NLL).

Par contre le temps de Surge est le temps nécessaire pour passer du niveau de liquide normal (NLL) au niveau de liquide élevé (HLL) dans le séparateur, généralement dû à une augmentation soudaine du débit de liquide dans le séparateur. La figure IV.1 montre le temps de Holdup et le temps de Surge et leurs valeurs sont déterminées à partir du tableau IV.4 :

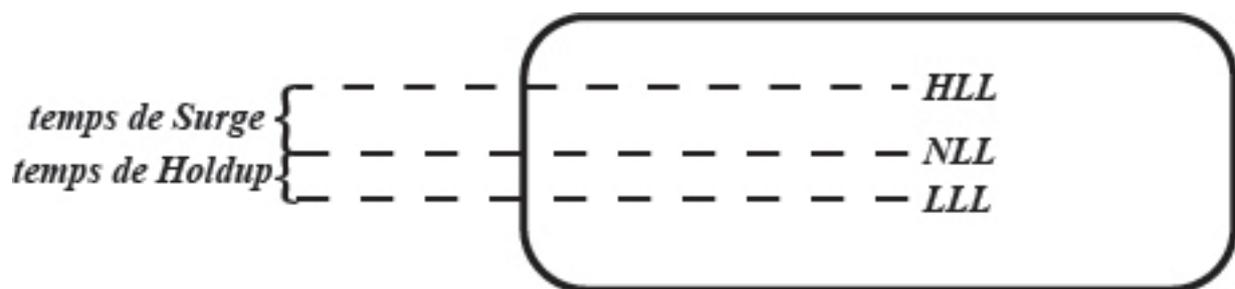


Figure IV.1 : Le temps d'Holdup et le temps de Surge.

Tableau IV.4 : les valeurs de temps d'Holdup et le temps de Surge [35].

<i>Service</i>	<i>Temps de Hold-up (NLL-LLL) (min)</i>	<i>Temps de Surge (NLL-HLL) (min)</i>
Tambour d'alimentation de l'unité	10	5
Séparateurs		
1- Alimentation de la colonne	5	3
2- Alimentation vers d'autres futs ou réservoirs		
a- Avec pompe ou par échangeur	5	2
b- Sans pompe	2	1
3- Alimentation du réchauffeur à combustion	10	3
Accumulateur de reflux ou de produit		
1- Reflux seulement	3	2
2- Reflux et produit	3+	2+
Bas de colonne		
1- Alimenter une autre colonne	5	2
2- Alimenter un autre fut ou réservoir		
a- Avec pompe ou par échangeur	5	2
b- Sans pompe	2	1
1- Alimentation du rebouilleur allumé	5-8	2-4

VI.4.4. Calcul des volumes de Holdup et de Surge

Le volume de Holdup et le volume de Surge sont calculés par l'équation (IV.4) et l'équation (IV.5) respectivement :

$$V_H = t_H \times Q_L \quad (IV.4)$$

$$V_S = t_S \times Q_L \quad (IV.5)$$

Avec : V_H : Le volume de Hold-up (m^3),
 V_S : Le volume de Surge (m^3),
 t_H : Temps de Holdup (min),
 t_S : Temps de Surge (min),
 Q_L : Débit volumique de pétrole (m^3/min).

VI.4.5. Détermination du Rapport L/D

L'estimation de la valeur du rapport de la longueur du séparateur L à son diamètre D est nécessaire pour son dimensionnement. La valeur de L/D est obtenue à partir du tableau IV.5.

Tableau IV.5 : les valeurs du rapport L/D [35].

<i>Pression de fonctionnement de séparateur (psia)</i>	<i>L/D</i>
0 < P ≤ 250	1,5 – 3,0
250 < P < 500	3,0 – 4,0
500 < P	4,0 – 6,0

D'après les tableaux IV.2 et IV.5 on a : $0 \leq P \leq 250$, donc le rapport L/D aura une valeur comprise entre 1,5 et 3, on va alors estimer : $L/D = 2$.

VI.4.6. Calcul du diamètre du séparateur

La formule suivante nous permettra de calculer le diamètre D du séparateur :

$$D = \sqrt[3]{\frac{16 \times (V_H + V_S)}{0.6 \times \pi \times (L/D)}} \quad (IV.6)$$

Avec :

D : Diamètre du séparateur (m),
 V_H : Le volume de Hold-up (m^3),
 V_S : Le volume de Surge (m^3).

VI.4.7. Calcul de la surface transversale ou surface totale de la section du séparateur

On peut déterminer la surface transversale A_T du séparateur par la formule suivante :

$$A_T = \frac{\pi \times D^2}{4} \quad (\text{IV.7})$$

Avec : A_T : la surface transversale (m^2),

D : Diamètre du séparateur (m).

VI.4.8. Calcul de la Hauteur de l'espace de vapeur

La hauteur de l'espace de vapeur H_V est calculée à partir de l'équation suivante :

$$H_V = 0,2 \times D \quad (\text{IV.8})$$

Avec :

H_V : La Hauteur de l'espace de vapeur (m),

D : Diamètre du séparateur (m).

VI.4.9. Calcul de la surface de vapeur A_V

Après obtention de la valeur de H_V/D , cette valeur est la variable x dans l'équation (IV.9) donnée dans le tableau VI.6, nous obtenons alors A_V/A_T et par suite la valeur de A_V est déterminée.

Tableau IV.6 : Conversions de hauteur et de surface cylindriques [35].

$y = \frac{a+cx+ex^2+gx^3+ix^4}{1+bx+dx^2+fx^3+hx^4}$ (IV.9)	
H/D vers A/A _T	A/A _T vers H/D
$y = A/A_T$	$y = H/D$
$x = H/D$	$x = A/A_T$
$a = -4,75593 \times 10^{-5}$	$a = 0,00153756$
$b = 3,924091$	$b = 26,787101$
$c = 0,174875$	$c = 3,299201$
$d = -6,358805$	$d = -22,923932$
$e = 5,668973$	$e = 24,353518$
$f = 4,018448$	$f = -14,844824$
$g = -4,916411$	$g = -36,999376$
$h = -1,801705$	$h = 10,529572$
$i = -0,145348$	$i = 9,892851$

VI.4.10. Calcul de la hauteur du niveau de liquide bas

Pour calculer la hauteur du niveau de liquide bas dans le liquide léger H_{LLL} , nous avons 2 alternatives : l'utilisation de l'équation (IV.10), ou bien l'estimation de ce facteur à partir du tableau IV.7.

$$H_{LLL} = 0,5 \times D + 7 \quad (IV.10)$$

Avec :

H_{LLL} : La hauteur de niveau de liquide bas (in),

D : Diamètre du séparateur (ft).

Dans nos calculs, les deux méthodes ont été utilisées et ont donné le même H_{LLL} .

Tableau IV.7 : Niveau de liquide bas [35].

<i>Diamètre de séparateur (ft)</i>	<i>Vertical LLL (in)</i>		<i>Horizontale LLL (in)</i>
	<300 psia	>300 psia	
≤ 4	15	6	9
6	15	6	10
8	15	6	11
10	6	6	12
12	6	6	13
16	6	6	15

VI.4.11. Calcul de la surface du niveau de liquide bas A_{LLL}

Après obtention de la valeur de H_{LLL}/D , cette valeur est la variable x dans l'équation (IV.9) donnée dans le tableau VI.6, nous obtenons alors A_{LLL}/A_T et par suite la valeur de A_{LLL} est déterminée.

VI.4.12. Calcul de la hauteur du déversoir (Weir)

Un déversoir peut être défini comme une barrière qui existe à l'intérieur d'un séparateur utilisée pour déterminer le niveau de liquide à l'intérieur du séparateur et pour diriger le flux de liquide dans une direction spécifique. Le déversoir est placé sur les parois internes du séparateur de manière à être à un niveau spécifique, qui permet l'écoulement régulier du liquide au-dessus tout en empêchant l'écoulement du liquide en dessous [23].

Nous avons calculé la hauteur du déversoir H_W à partir de la formule (IV.11)

$$H_W = D - H_V \quad (\text{IV.11})$$

Avec :

- H_W : La hauteur du déversoir (m),
- D : Diamètre du séparateur (m),
- H_V : La Hauteur de l'espace de vapeur (m).

VI.4.13. Calcul de la longueur du séparateur pour le liquide léger

Dans cette partie, nous calculons la longueur minimale du compartiment de liquide léger L_2 pour s'adapter au Holdup/Surge. Cette longueur est calculée par la formule suivante :

$$L_2 = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLL}} \quad (\text{IV.12})$$

- Où : L_2 : La longueur du séparateur pour le liquide léger (m),
- V_H : Le volume de Hold-up (m^3),
- V_S : Le volume de Surge (m^3),
- A_T : La surface transversale (m^2),
- A_V : La surface de vapeur (m^2),
- A_{LLL} : La surface de niveau de liquide bas (m^2).

VI.4.14. Calcul de la hauteur de liquide lourd

La hauteur du liquide lourd H_{HL} est calculée par la formule suivante :

$$H_{HL} = \frac{H_W}{2} \quad (\text{IV.13})$$

- Où : H_{HL} : La hauteur du liquide lourd (m),
- H_W : La hauteur du déversoir (m).

VI.4.15. Calcul de la surface de liquide lourd A_{HL}

Après obtention de la valeur de H_{HL}/D , cette valeur est la variable x dans l'équation (IV.9) donnée dans le tableau VI.6, nous obtenons alors A_{HL}/A_T et par suite la valeur de A_{HL} est déterminée.

VI.4.16. Calcul de la hauteur de liquide léger

La hauteur de liquide léger H_{LL} peut être calculée à l'aide de l'équation suivante :

$$H_{LL} = D - H_{HL} - H_V \quad (IV.14)$$

Avec : H_{LL} : La hauteur de liquide léger (m),
 D : Diamètre du séparateur (m),
 H_{HL} : La hauteur de liquide lourd (m),
 H_V : La Hauteur de l'espace de vapeur (m).

VI.4.17. Calcul de la surface de liquide léger

La surface de liquide léger A_{LL} est calculée par la formule suivante :

$$A_{LL} = A_T - A_V - A_{HL} \quad (IV.15)$$

Où : A_{LL} : La surface de liquide léger (m²),
 A_T : La surface transversale (m²),
 A_V : La surface de vapeur (m²),
 A_{HL} : La surface de liquide lourd (m²).

VI.4.18. Calcul de la vitesse de décantation

C'est la vitesse avec laquelle les particules solides ou les gouttelettes liquides se déposent au fond d'un récipient sous l'effet de la gravité. Cette vitesse dépend de plusieurs facteurs tels que la densité de la particule, la viscosité du liquide, la taille des particules et la force agissant sur ces dernières [36].

VI.4.18.1. La vitesse de décantation du liquide lourd de la phase liquide légère U_{HL}

Dans notre cas, la vitesse avec laquelle le liquide lourd (eau) se dépose en dehors de la phase liquide légère (pétrole) est déterminée par l'équation (IV.16).

$$U_{HL} = \frac{K_S \times (\rho_H - \rho_L)}{\mu_L} \quad (IV.16)$$

Avec :
 U_{HL} : Vitesse de décantation du liquide lourd de la phase liquide légère (in/min),
 K_S : Constante de vitesse terminale de la loi de Stokes (in/min),
 ρ_L : Densité de liquide pétrole (lb/ft³),

ρ_H : Densité d'eau (lb/ft³),

μ_L : Viscosité de pétrole (cP).

Pour déterminer la valeur de K_S , deux méthodes ont été utilisées, la première méthode en utilisant calcul par l'équation (IV.17) et la deuxième par estimation en utilisant le tableau IV.8.

$$K_S = 2,06151 \times 10^{-5} D_p^2 \quad (\text{IV.17})$$

Avec D_p : diamètre de gouttelette (μm).

Tableau IV.8 : Valeurs typiques de K_S pour les séparations [35].

<i>Phase légère</i>	<i>Phase lourde</i>	<i>Diamètre de particule (μm)</i>	<i>K_S</i>
Hydrocarbure	Eau ou produit caustique	$89 \leq D_p \leq 127$	$0,163 \leq K_S \leq 0,333$
Eau	Furfural	89	0,163
Méthyle éthyle cétone	Eau	89	0,163
Alcool butylique Butan-2-ol	Eau	89	0,163
Méthyle isobutyle cétone	Eau	89	0,163
Alcool nonylique	Eau	89	0,163

Les deux méthodes ont donné le même K_S .

VI.4.18.2. La vitesse de décantation du liquide léger séparé de la phase liquide lourde

Dans notre cas, la vitesse à laquelle le liquide léger (pétrole) se dépose en dehors de la phase liquide lourde (eau) U_{LH} est calculée par l'équation (IV.18).

$$U_{LH} = \frac{K_S \times (\rho_H - \rho_L)}{\mu_H} \quad (\text{IV.18})$$

Où :

U_{LH} : La vitesse de décantation du liquide léger séparé de la phase liquide lourde (in/min),

K_S : Constante de vitesse terminale de la loi de Stokes (in/min),

ρ_L : Densité de liquide pétrole (lb/ft³),

ρ_H : Densité d'eau (lb/ft³),

μ_H : Viscosité d'eau (cP).

VI.4.19. Calcul du temps de décantation

Le temps de décantation est le temps qu'il faut à une particule solide ou à une gouttelette liquide pour se déposer au fond d'un récipient sous l'effet de la gravité [36].

VI.4.19.1. Le temps de décantation du liquide lourd de la phase liquide légère

Dans notre cas, le temps durant lequel le liquide lourd (eau) se dépose en dehors de la phase liquide légère (pétrole) t_{HL} est calculé par l'équation (IV.19).

$$t_{HL} = \left(12 \frac{in}{ft}\right) \times \frac{H_{LL}}{U_{HL}} \quad (IV.19)$$

Avec :

t_{HL} : Le temps de décantation du liquide lourd hors de la phase liquide légère (min),

H_{LL} : Hauteur de liquide léger (ft),

U_{HL} : Vitesse de décantation du liquide lourd hors de la phase liquide légère (in/min).

VI.4.19.2. Le temps de décantation du liquide léger de la phase liquide lourde

Dans notre cas, le temps nécessaire pour que le liquide léger (pétrole) se dépose en dehors de la phase liquide lourde (eau) t_{LH} est calculé par l'équation (IV.20).

$$t_{LH} = \left(12 \frac{in}{ft}\right) \times \frac{H_{HL}}{U_{LH}} \quad (IV.20)$$

Avec :

t_{LH} : Le temps de décantation du liquide léger hors de la phase liquide lourde (min),

H_{HL} : La hauteur du liquide lourd (ft),

U_{LH} : La vitesse de décantation du liquide léger séparé de la phase liquide lourde (in/min).

VI.4.20. Calcul de la longueur minimale

C'est la longueur minimale L_1 pour la séparation liquide-liquide, dans laquelle deux liquides non miscibles de densités différentes peuvent être séparés selon le principe de gravité. La longueur du séparateur L_1 est conçue pour donner suffisamment de temps aux deux liquides pour se déposer

et se séparer, permettant au liquide le plus dense de se déposer au fond du réservoir tandis que le liquide le plus léger reste en haut [35].

L_1 est calculée par la formule (IV.21).

$$L_1 = \max\left(\frac{t_{LH} \times Q_H}{A_{HL}}, \frac{t_{HL} \times Q_L}{A_{LL}}\right) \quad (\text{IV.21})$$

Avec :

L_1 : La longueur minimale (m),

t_{LH} : Le temps de décantation du liquide léger hors de la phase liquide lourde (min),

t_{HL} : Le temps de décantation du liquide lourd hors de la phase liquide légère (min),

Q_H : Débit volumique d'eau (m³/min),

Q_L : Débit volumique de pétrole (m³/min),

A_{HL} : La surface de liquide lourd (m²),

A_{LL} : La surface de liquide léger (m²),

VI.4.21. Calcul de la longueur totale du séparateur

La longueur totale du séparateur L est calculée par la formule suivante :

$$L = L_1 + L_2 \quad (\text{IV.22})$$

Avec : L : La longueur totale du séparateur (m),

L_1 : La longueur minimale de séparation (m),

L_2 : La longueur du séparateur pour le liquide léger (m).

VI.4.22. Calcul de L/D

Si $L/D \ll 1,5$, alors le diamètre D doit être inférieur à celui obtenu,

Si $L/D \gg 6$, alors le diamètre D doit être supérieur à celui obtenu.

VI.4.23. Calcul de l'épaisseur de la coque du séparateur

Le terme "épaisseur de paroi du séparateur t_{shell} " fait référence à l'épaisseur de la paroi externe du séparateur [28]. Ce terme peut être calculé en utilisant l'équation (IV.23) et les données présentées dans le tableau IV.9.

$$t_{shell} = \frac{P \times D}{2 \times S \times E - 1,2 \times P} + t_c \quad (IV.23)$$

t_{shell} : Epaisseur de la coque du séparateur (in),

P : Pression (psia),

D : Diamètre du séparateur (ft),

P_m : Allowable stress est la pression maximale qu'un récipient sous pression ou un équipement peut supporter sans causer des dommages permanents ou de détérioration des performances et est égale 17500 psia [37],

$t_c = 1/16$ in, $E = 0,85$.

Tableau IV.9 : Epaisseur de paroi, aire de surface et poids approximatif du séparateur [35].

<i>Composante</i>	<i>Epaisseur de paroi.</i>	<i>Aire de surface.</i>
Coque	$\frac{PD}{2P_m E - 1,2P} + t_c$	πDL
Têtes elliptiques	$\frac{PD}{2P_m E - 0,2P} + t_c$	$1,09D^2$
Têtes hémisphériques	$\frac{PD}{4P_m E - 0,4P} + t_c$	$1,571D^2$
Poids approximatif du séparateur		
$W = 490 \left(\frac{lb}{ft^3} \right) \left(\frac{t}{12} \right) (A_S + 2A_H)$		
Note :		
<ul style="list-style-type: none"> ➤ L'efficacité de jonction, E, varie de 0,6 à 1. ➤ L'épaisseur de la corrosion, t_c, varie généralement de 1/16 à 1/8 de pouce. ➤ L'épaisseur du séparateur, t, est la plus grande entre t_s et t_h, arrondie à la valeur supérieure la plus proche de 1/8 pouce ➤ Si $D < 15$ ft et $P > 70$ psia, alors la tête est elliptique, ➤ Si $D > 15$ ft et $P > 70$ psia, alors la tête est hémisphérique. 		

VI.4.24. Calcul de l'épaisseur de la tête t_{Head}

L'épaisseur de la tête t_{Head} du séparateur fait référence à l'épaisseur des fermetures d'extrémité ou des têtes du séparateur [35]. Pour déterminer ce facteur on utilise la relation appropriée à partir du tableau IV.9.

$$t_{Head} = \frac{P \times D}{2 \times P_m \times E - 0,2 \times P} + t_c \quad (IV.24)$$

Avec : t_{Head} : Epaisseur de la tête (in),
 P : Pression (psia),
 D : Diamètre du séparateur (ft),
 $P_m = 17500$ psia [45],
 $t_c = 1/16$ in,
 $E = 0,85$.

VI.4.25. Calcul de la surface de la coque

La surface de la coque A_{Shell} est calculée par l'équation (IV.25).

$$A_{\text{Shell}} = \pi \times D \times L \quad (\text{IV.25})$$

Où : A_{Shell} : La surface de la coque (m^2),
 D : Diamètre du séparateur (m),
 L : Longueur totale du séparateur (m).

VI.4.26. Calcul de la surface de la tête

La surface de la tête A_{Head} est calculée par l'équation (IV.26).

$$A_{\text{Head}} = 1,09 \times D^2 \quad (\text{IV.26})$$

Avec : A_{Head} : La surface de la tête (m^2),
 D : Diamètre du séparateur (m).

VI.4.27. Calcul du poids approximatif du séparateur

A partir du tableau IV.9 l'équation utilisée pour le calcul du poids approximatif du séparateur W est donnée par :

$$W = \left(\frac{490\text{lb}}{\text{ft}^3} \right) \left(\frac{t}{12 \frac{\text{in}}{\text{ft}}} \right) (A_{\text{Shell}} + 2A_{\text{Head}}) \quad (\text{IV.27})$$

Avec : W : Poids approximatif du séparateur (lb),
 A_{Head} : La surface de la tête (ft^2),
 A_{Shell} : La surface de la coque (ft^2),
 t : Epaisseur du séparateur, est la plus grande entre t_s et t_h (in)

VI.4.28. Calcul du niveau de liquide élevé

En Anglais Height High Liquid Level H_{HLL} et fait référence au niveau de liquide au-dessus du niveau de liquide normal. H_{HLL} est considéré comme le signe d'un problème dans le séparateur et peut indiquer un dysfonctionnement du système de contrôle de niveau [23].

H_{HLL} est calculé par la formule (IV.28).

$$H_{HLL} = D - H_V \quad (IV.28)$$

Avec: H_{HLL} : Height High Liquid Level (m),

D : Diamètre du séparateur (m),

H_V : La Hauteur de l'espace de vapeur (m).

VI.4.29. Calcul de la surface de niveau de liquide normal A_{NLL}

A_{NLL} est calculée par la formule (IV.2.9).

$$A_{NLL} = A_{LLL} + \frac{V_H}{L_2} \quad (IV.29)$$

Avec : A_{NLL} : Surface de niveau de liquide normal (m^2),

A_{LLL} : Surface de niveau de liquide bas (m^2),

V_H : Le volume de Hold-up (m^3),

L_2 : La longueur du séparateur pour le liquide léger (m).

VI.4.30. Calcul du niveau de liquide normal

H_{NLL} Acronyme de Height Normal Liquid Level et fait référence au niveau considéré comme le niveau de fonctionnement normal d'un séparateur. Généralement ce paramètre est utilisé comme point de référence pour les opérations de contrôle de niveau de liquide, et est inférieur à H_{HLL} [23].

Après obtention de la valeur de A_{NLL}/A_T , cette valeur est la variable x dans l'équation (IV.9) donnée dans le tableau VI.6, nous obtenons alors H_{NLL}/D et par suite la valeur de H_{NLL} est déterminée.

IV.5. Résultats du calcul

D'après les données du tableau IV.2 et d'après la Méthode de W.Y.Sweek et W.D Monnery bien détaillée dans le Chemical Engineering Progress [35] qui utilise la série des équations décrites

auparavant dans ce chapitre, on a trouvé les résultats mentionnés dans le tableau IV.10. Les calculs ont été effectués à la température 20 C° et à différentes pressions dans des intervalles bien limités par les exigences du design du séparateur et des conditions de marche de l'entreprise.

Donc après avoir effectué des calculs à différentes pressions (87,02 psia, 101,52 psia et 116,03 psia), on a constaté que la variation de pression n'affecte pas les dimensions du séparateur sur lequel les calculs ont été effectués. C'est à dire que notre calcul de dimensionnement a donné les mêmes valeurs de longueur **L = 5,283 m** et de diamètre **D = 2,743 m** pour les trois valeurs de pression avec lesquels on a fait nos calculs ce qui affirmerait normalement la stabilité du rendement du débit du brut quelque soit la variation de la pression dans l'intervalle exigé.

Cependant on a remarqué que le poids du séparateur a bien augmenté avec l'augmentation de la pression opératoire comme illustré dans la figure IV.2. Ça peut être expliqué par le fait de la nécessité de l'augmentation de l'épaisseur de la coque du séparateur afin de supporter les pressions élevées ce qui engendrait automatiquement une augmentation nette de poids.

Les résultats de calculs sont également résumés dans la figure IV.3.

Tableau IV.10 : Résultats de calcul de dimensionnement d'un séparateur triphasique à la température 20 C° et à différentes pressions.

Grandeur	Unité	Valeurs à 87,02 psia	Valeur à 101,52 psia	Valeur à 116,03 psia
U _T	m/s	2,58	2,562	2,537
U _V	m/s	1,93	1,921	1,902
V _H	m ³	2,58	2,58	2,58
V _S	m ³	1,53	1,53	1,53
D	m	2,743	2,743	2,743
A _T	m ²	5,90	5,90	5,90
H _V	m	0,5486	0,549	0,5486
A _V	m ²	0,840	0,840	0,840
H _{LLL}	m	0,292	0,292	0,292
A _{LLL}	m ²	0,335	0,335	0,335
H _W	m	2,194	2,194	2,194
L₂	m	0,869	0,864	0,869
H _{HL}	m	1,097	1,097	1,097
A _{HL}	m ²	2,195	2,195	2,195
H _{LL}	m	1,097	1,097	1,097
A _{LL}	m ²	2,865	2,865	2,865
U _{HL}	in/min	1,76	1,76	1,76
U _{LH}	in/min	3,53	3,53	3,53
t _{HL}	min	24,53	24,53	24,53
t _{LH}	min	12,2	12,2	12,2
L₁	m	4,420	4,420	4,420
L	m	5,283	5,283	5,283
L/D		1,9	1,9	1,9
t _s	mm	13	14	16
t _H	mm	22	24	26
A _{shell}	m ²	45,52	45,52	45,52
A _{Head}	m ²	8,20	8,20	8,20
W	kg	7450	8240	9032
H _{HLL}	m	2,194	2,194	2,194
A _{NLL}	m ²	3,30	3,30	3,30
H _{NLL}	m	1,508	1,508	1,508

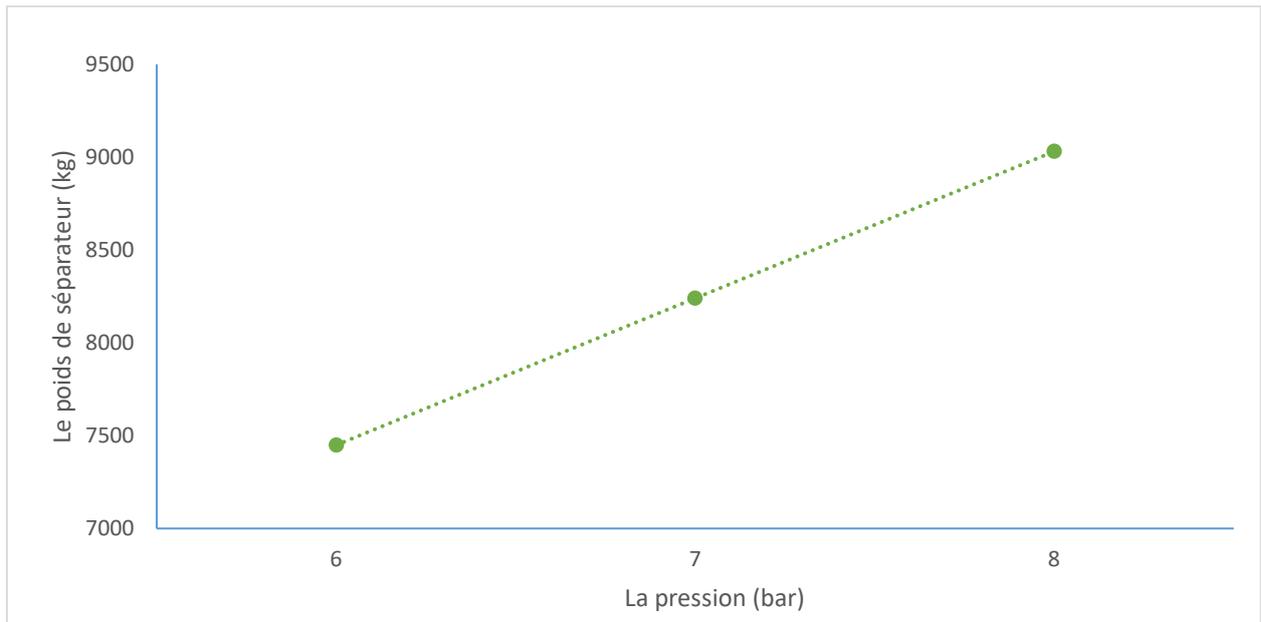


Figure IV.2 : Variation du poids du séparateur en fonction de l'augmentation de la pression opératoire.

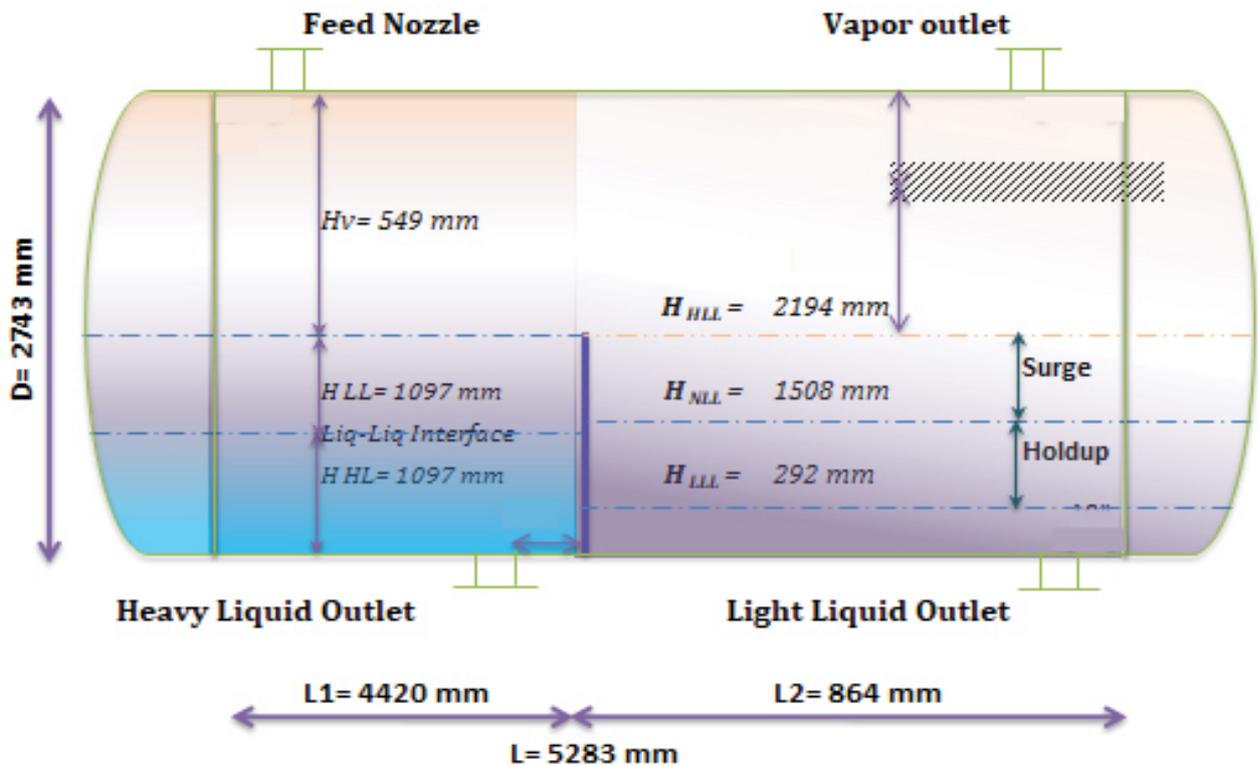


Figure IV.3 : Récapitulation des résultats de calcul de dimensionnement d'un séparateur horizontal triphasique [38].

*Chapitre V:
Validation des
résultats par
Aspen HYSYS*

V.1. Introduction

Pour s'assurer que la conception de notre séparateur horizontal triphasique est optimale et adaptée aux conditions d'application du champ pétrolier d'Old Zotti, il était essentiel de simuler et d'analyser le processus à l'aide d'un logiciel de simulation avancé tel qu'Aspen HYSYS. Ce logiciel nous permettra de vérifier la précision des calculs et des dimensions obtenues, d'évaluer les performances du séparateur dans diverses conditions et d'apporter des améliorations et modifications au modèle de conception si ça serait nécessaire.

En simulant le séparateur horizontal triphasique sur Aspen HYSYS, nous pouvons nous assurer que notre conception est parfaitement conforme aux exigences du processus et fonctionnera avec une efficacité et une sécurité élevées. Cela garantira la réalisation des meilleures performances possibles pour le séparateur et renforcera la productivité et la qualité dans le champ pétrolier d'Old Zotti.

V.2. Définition de la simulation

La simulation est le processus de création d'un modèle numérique d'un système ou d'un processus réel à l'aide d'un ordinateur et d'un logiciel spécialisé. Les modèles numériques sont conçus pour imiter le comportement d'un système réel, en le faisant fonctionner dans un environnement virtuel, pour analyser et comprendre le système, et pour tester l'impact de différentes modifications sur celui-ci [40].

V.3. Logiciel Aspen HYSYS

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation de processus chimiques utilisé par les principaux producteurs de pétrole et de gaz, de raffineries et les sociétés d'ingénierie pour améliorer les processus de conception et d'exploitation. Le logiciel Aspen HYSYS est connu pour sa large gamme de fonctionnalités et de capacités, et peut être utilisé pour résoudre les défis d'ingénierie dans la modélisation des flux multi-phases, le traitement du gaz, le raffinage et le GNL, ce qui en fait la solution la plus polyvalente [41].

Le modèle Peng-Robinson est un modèle d'état thermodynamique utilisé en génie chimique et en sciences pétrolières. Il a été développé par Peng et Robinson en 1976. Le modèle est conçu pour estimer avec précision les propriétés de phase et les équilibres liquide-gaz et liquide-liquide dans les systèmes d'hydrocarbures. Il est basé sur les paramètres physiques et thermodynamiques des composés et est utilisé dans des applications telles que la conception et l'exploitation d'usines

de traitement du pétrole et du gaz, la conception d'usines de récupération et de raffinage et l'analyse de liquides et de gaz dans de multiples flux [42]. L'équation utilisée dans modèle Peng-Robinson est :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (\text{V.1})$$

Où : P : la pression,
V : volume molaire,
R : constante du gaz parfait,
T : la température,
a et b : sont des constantes spécifiques à la substance étudiée,

V.4. Méthode de la simulation par logiciel ASPEN HYSYS dans notre étude

Pour pouvoir simuler le séparateur par le logiciel Aspen HYSYS, bien sûr le séparateur dont les dimensions ont été calculées auparavant suivant la méthode de W.Y.Sweek et W.D Monnery [35], comme bien détaillé dans le chapitre précédent, il était nécessaire de suivre les étapes suivantes :

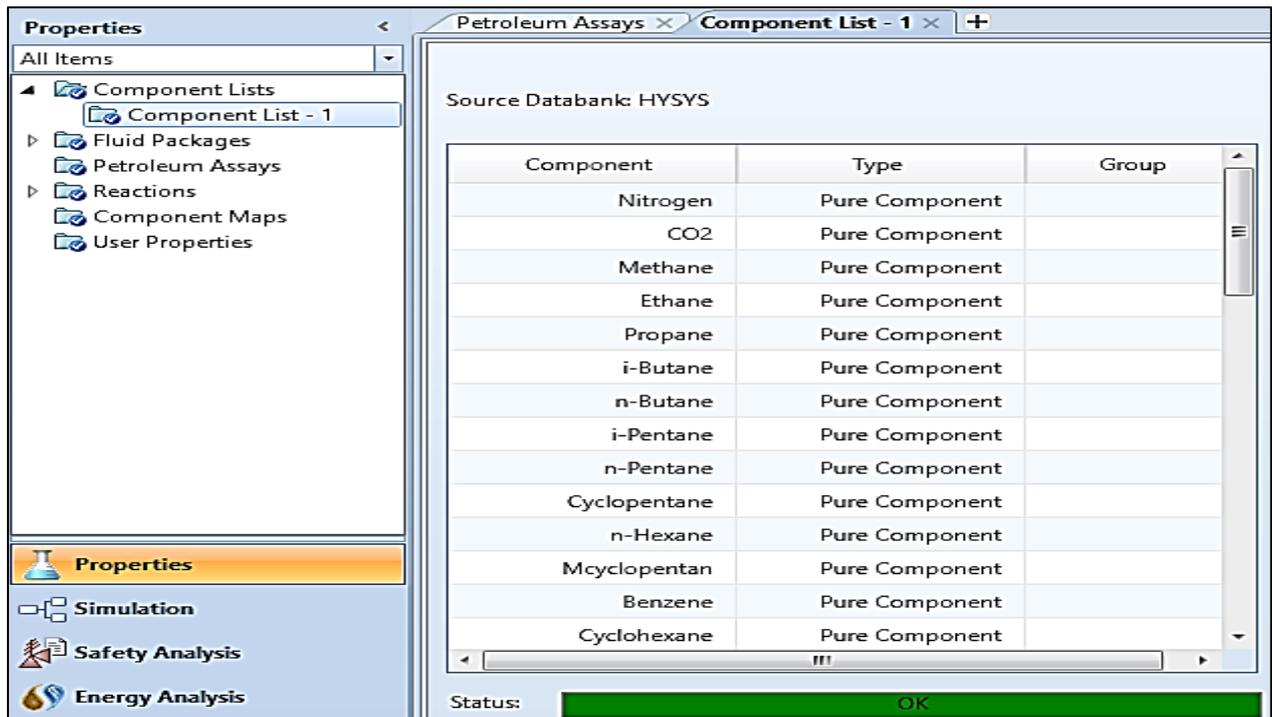
V.4.1. Ouverture d'un nouveau projet

Pour créer un nouveau projet dans le logiciel Aspen HYSYS, plusieurs étapes ont été suivies, la succession de ces étapes est donnée en Annexe D1.

V.4.2. Insertion de la liste des composés de fluide

Dans cette étape, nous avons saisi la liste des composants spécifiques à notre projet par sélection des composants de notre produit, ces derniers sont indiqués dans l'annexe E. Les étapes d'insertion des données sont détaillées en Annexe D.2, nous avons alors obtenu le tableau illustré dans la Figure V.1. Vient après l'étape d'ajout du composant hypothétique avec ses propriétés physiques et chimiques, telles que la densité, la masse moléculaire, etc. (Annexe D.3), ces propriétés sont aussi données dans l'annexe E.

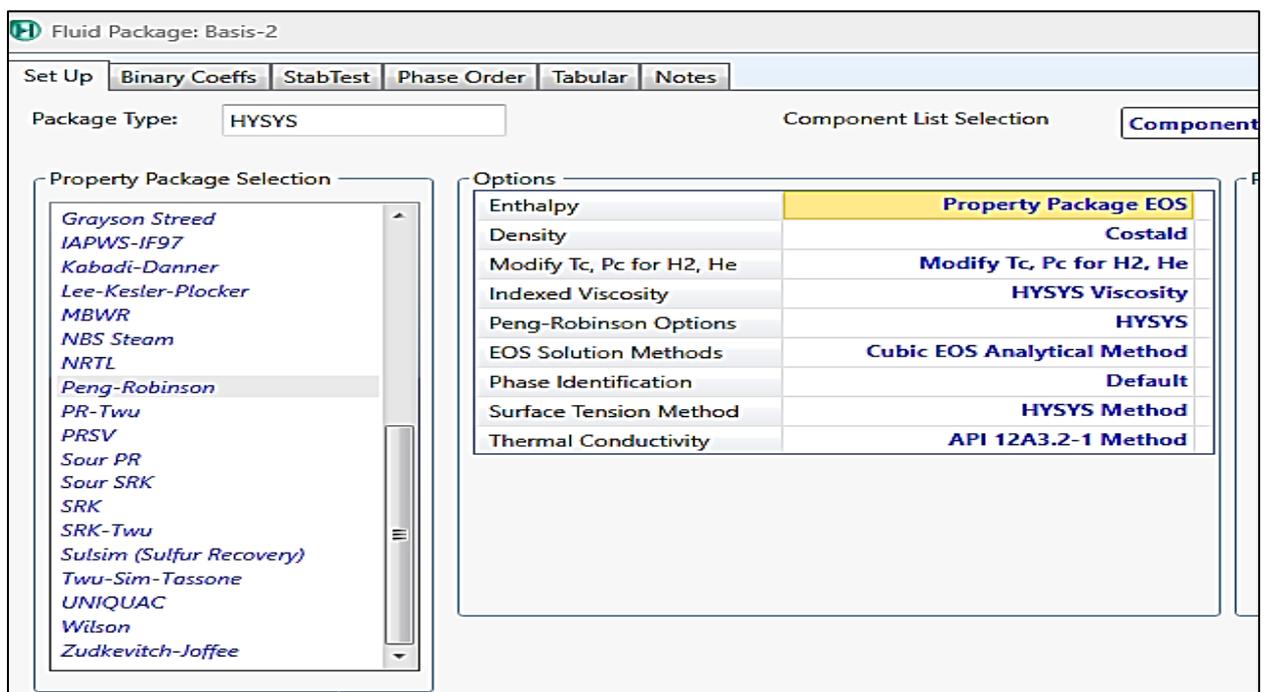
Tableau V.1 : Introduction de la liste des composants dans le logiciel Aspen HYSYS.



V.4.3. Choix du package de fluide approprié pour notre étude

C'est l'étape où se fait l'introduction des différentes informations concernant notre fluide que ça soit sa nature ou bien ses propriétés.

Tableau V.2 : Intégration d'un package de fluide dans le logiciel Aspen HYSYS.



C'est à ce stade également que se décide le choix du type d'équation qui sera utilisée dans notre simulation. Comme il est illustré dans le tableau V.2, l'équation utilisée dans notre étude était l'ensemble Peng-Robinson. Les différentes étapes du choix du package fluide sont détaillées dans Annexe D.4.

V.4.4. Création des éléments nécessaires à la simulation

C'est aussi appelée phase de sélection de la palette de modèles (Model Palette). Après avoir sélectionné les éléments nécessaires pour notre simulation, on les nomme et on les interconnecte les uns aux autres pour arriver au stade illustré dans la figure V.1. Cette étape est bien détaillée en annexe D.5.

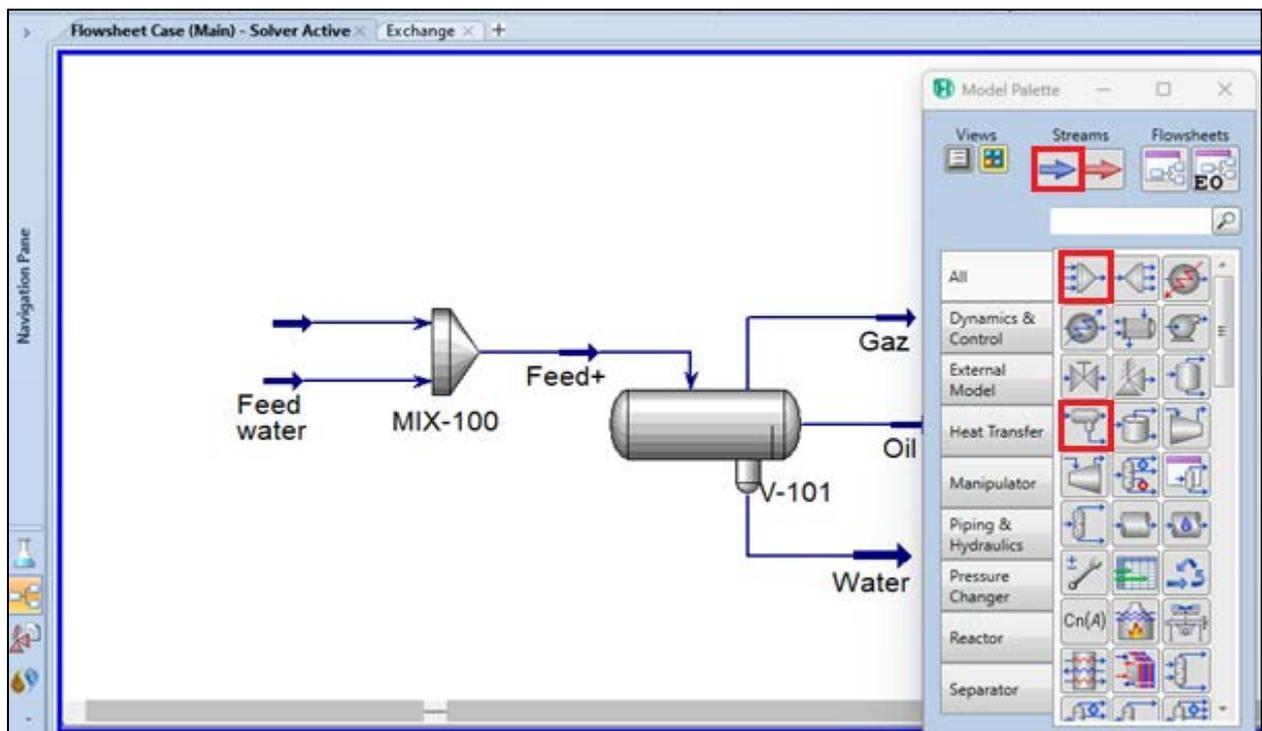


Figure V.1 : Sélection des éléments dans Model Palette pour créer un modèle.

V.4.5. Saisie des données requises pour la simulation

Cette étape est donnée avec grand détail en Annexe D.6. C'est l'étape d'introduction des conditions de travail, l'entrée comprendra généralement un ensemble d'onglets qui nous permettent de saisir des informations telles que la concentration des composants, la température, la pression et le débit d'entrée que ça soit pour le pétrole brut comme illustré dans les tableaux V.3 et V.4 ou bien pour l'eau comme illustré dans les tableaux V.5 et V.6 respectivement.

Tableau V.3 : Saisie des conditions opératoires de l'alimentation en huile.

The screenshot shows the 'Material Stream: Feed' dialog box with the 'Worksheet' tab selected. The 'Conditions' sub-tab is active, displaying a table of input parameters. A yellow banner at the bottom indicates 'Unknown Flow Rate'.

Worksheet	Stream Name	Feed	Vapour Phase	Liquid P
Conditions	Vapour / Phase Fraction	<empty>	0,9937	0,0063
Properties	Temperature [C]	20,00	20,00	20,00
Composition	Pressure [bar]	6,000	6,000	6,000
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	<empty>	7,929e+004	5,908e+004
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	<empty>	9,996e+005	1,937e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/d]	5,908e+004	5,838e+004	6,000e+004
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	<empty>	-3,704e+004	-7,951e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	<empty>	41,44	20,00
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	<empty>	-2,937e+009	-3,999e+009
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d]	<empty>	2,028e+007	6,000e+007
	Fluid Package	Basis-2		
	Utility Type			

Unknown Flow Rate

Tableau V.4 : Saisie de la fraction molaire de l'alimentation en pétrole.

The screenshot shows the 'Material Stream: Feed' dialog box with the 'Worksheet' tab selected. The 'Composition' sub-tab is active, displaying a table of mole fractions for various hydrocarbons. The total mole fraction is shown as 1,00000.

Worksheet	Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Nitrogen	0,04
Properties	CO2	0,02
Composition	Methane	0,45
Oil & Gas Feed	Ethane	0,23
Petroleum Assay	Propane	0,15
K Value	i-Butane	0,01
User Variables	n-Butane	0,04
Notes	i-Pentane	0,00
Cost Parameters	n-Pentane	0,01
Normalized Yields	Cyclopentane	0,00
	n-Hexane	0,00
	Mcyclopentan	0,00
	Benzene	0,00
	Cyclohexane	0,00
	n-Heptane	0,00
	Mcyclohexane	0,00
	Toluene	0,00
	n-Octane	0,00

Total 1,00000

Tableau V.5 : Saisie des conditions opératoires de l'alimentation en Eau.

Worksheet	Stream Name	Feed water	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	<empty>	1,0000
Properties	Temperature [C]	20,00	20,00
Composition	Pressure [bar]	6,000	6,000
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	<empty>	8778
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	<empty>	7,173e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/d]	763,1	1725
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	<empty>	-1,232e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	<empty>	12,51
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	<empty>	-1,082e+009
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/d]	<empty>	1696
	Fluid Package	Basis-2	
	Utility Type		

Unknown Flow Rate

Tableau V.6: Saisie de la fraction molaire de l'alimentation en Eau.

Worksheet	Mole Fractions
n-C18	0,0000
n-C19	0,0000
n-C20	0,0000
n-C21	0,0000
n-C22	0,0000
n-C23	0,0000
n-C24	0,0000
n-C25	0,0000
n-C26	0,0000
n-C27	0,0000
n-C28	0,0000
n-C29	0,0000
C30+*	0,0000
H2O	1,0000

Total 1,00000

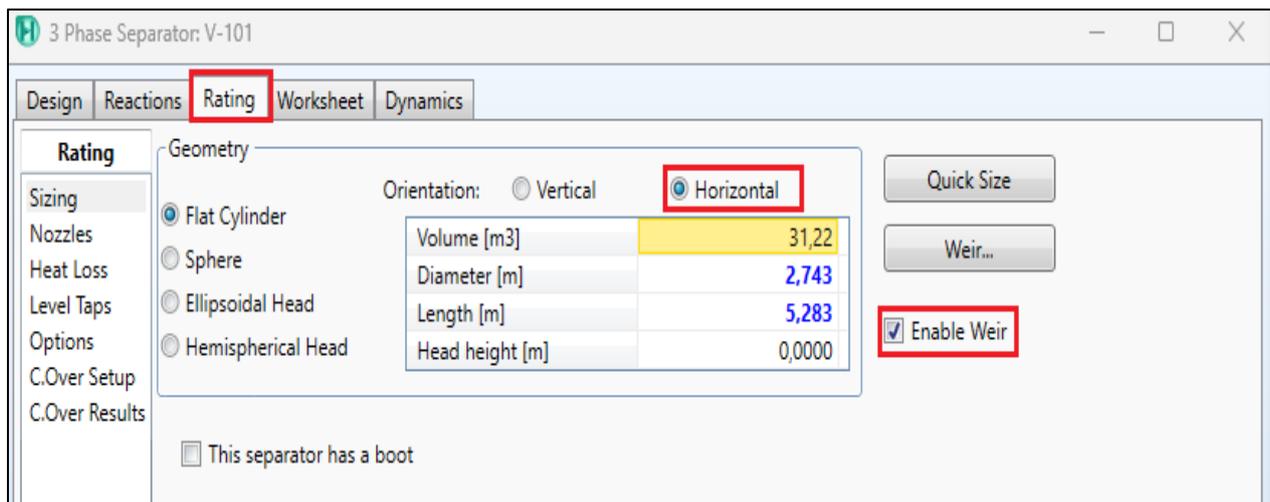
Edit... View Properties... Basis...

Unknown Flow Rate

V.4.6. Introduction des paramètres de dimensionnement

Dans cette étape se décide le type de notre séparateur, dans notre cas nous avons choisi un séparateur horizontal, donc nous saisissons les dimensions que nous avons obtenues par nos calculs effectués précédemment dans le chapitre IV (Tableau V.7). Nous spécifions également la hauteur du déversoir (weir) du séparateur, le tout est enregistré et puis lancement des calculs (Annexe D.7).

Tableau V.7 : Saisie des dimensions du séparateur.

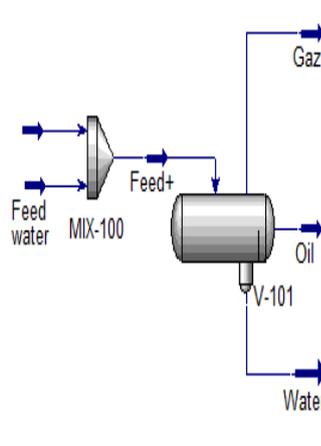


V.5. Les résultats de HYSYS

Les calculs ont été effectués par Aspen HYSYS à différentes pressions : 6bars, 7bars et 8 bars et à différentes températures : 15 °C, 20 °C, 25 °C et 30 °C.

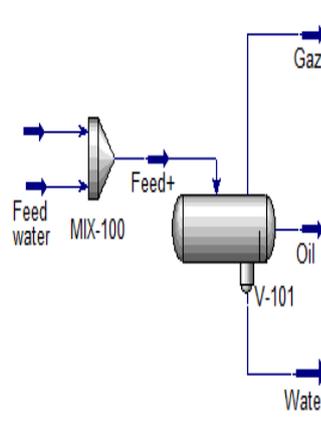
Les résultats obtenus sont montrés dans les tableaux suivants, ces derniers sont obtenus directement à partir du fichier résultat de Aspen HYSYS.

Tableau V.8 : Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 6 bars et à une température de 15 °C.



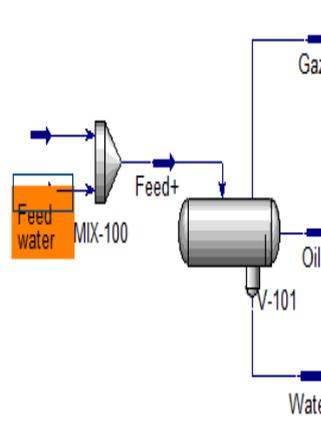
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9460	0,9906
Temperature	C	13,42	13,42	13,42	15,00	13,42	15,00
Pressure	bar	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,916e+004	841,2	3679	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	9,903e+005	3,039e+004	3,007e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,800e+004	1119	723,1	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,949e+009	-6,438e+007	-4,541e+008	-4,791e+008	-3,468e+009	-2,988e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,726e+004	-7,654e+004	-1,234e+005	-1,234e+005	-4,144e+004	-3,745e+004

Tableau V.9 : Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 7 bars et à une température de 15 °C.



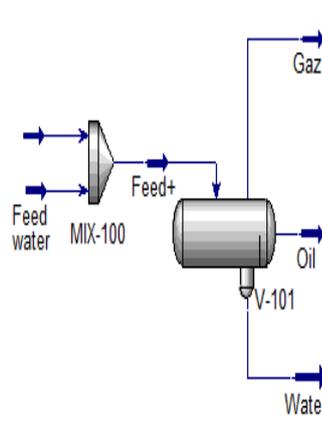
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9428	0,9876
Temperature	C	13,68	13,68	13,68	15,00	13,68	15,00
Pressure	bar	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,889e+004	1081	3705	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	9,831e+005	3,734e+004	3,028e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,771e+004	1398	728,1	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,934e+009	-8,035e+007	-4,573e+008	-4,791e+008	-3,471e+009	-2,992e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,719e+004	-7,429e+004	-1,234e+005	-1,234e+005	-4,149e+004	-3,750e+004

Tableau V.10 : Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 8 bars et à une température de 15 °C.



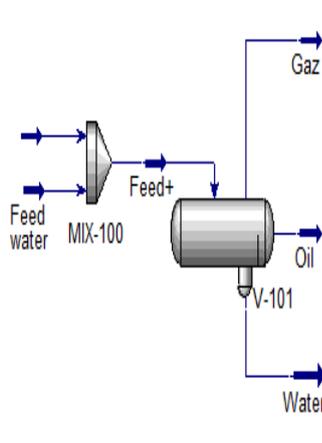
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9394	0,9843
Temperature	C	13,88	13,88	13,88	15,00	13,88	15,00
Pressure	bar	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,860e+004	1348	3725	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	9,756e+005	4,469e+004	3,044e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,741e+004	1698	732,1	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,918e+009	-9,759e+007	-4,597e+008	-4,791e+008	-3,475e+009	-2,996e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,712e+004	-7,238e+004	-1,234e+005	-1,234e+005	-4,153e+004	-3,755e+004

Tableau V.11 : Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 6 bars et à une température de 20 °C.



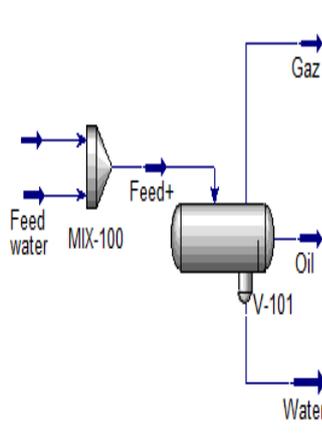
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9497	0,9937
Temperature	C	17,81	17,81	17,81	20,00	17,81	20,00
Pressure	bar	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,947e+004	598,9	3611	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	9,986e+005	2,260e+004	2,951e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,831e+004	821,2	709,7	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,963e+009	-4,704e+007	-4,452e+008	-4,785e+008	-3,455e+009	-2,977e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,729e+004	-7,854e+004	-1,233e+005	-1,232e+005	-4,129e+004	-3,731e+004

Tableau V.12 : Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 7 bars et à une température de 20 °C.



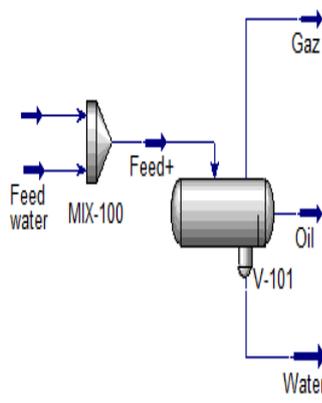
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9472	0,9915
Temperature	C	18,15	18,15	18,15	20,00	18,15	20,00
Pressure	bar	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,926e+004	776,1	3644	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	9,929e+005	2,803e+004	2,978e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,809e+004	1033	716,2	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,950e+009	-5,914e+007	-4,493e+008	-4,785e+008	-3,459e+009	-2,980e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,722e+004	-7,620e+004	-1,233e+005	-1,232e+005	-4,133e+004	-3,735e+004

Tableau V.13 : Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 8 bars et à une température de 20 °C.



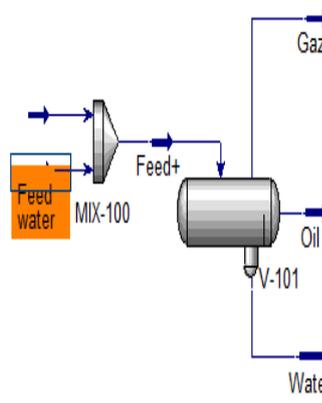
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9445	0,9891
Temperature	C	18,42	18,42	18,42	20,00	18,42	20,00
Pressure	bar	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,903e+004	973,5	3670	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	9,870e+005	3,377e+004	2,999e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,786e+004	1263	721,3	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,938e+009	-7,223e+007	-4,524e+008	-4,785e+008	-3,462e+009	-2,984e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,717e+004	-7,420e+004	-1,233e+005	-1,232e+005	-4,137e+004	-3,739e+004

Tableau V.14 : Résultats de la simulation par logiciel HYSYS à une pression de 6 bars et à une température de 25 °C.



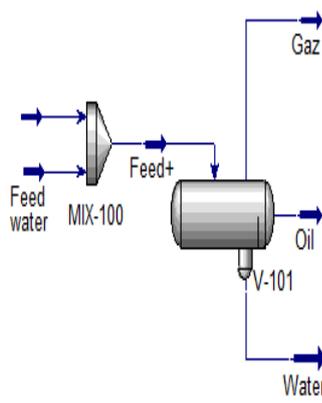
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9529	0,9960
Temperature	C	22,06	22,06	22,06	25,00	22,06	25,00
Pressure	bar	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,973e+004	415,5	3527	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	1,006e+006	1,634e+004	2,883e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,856e+004	586,7	693,3	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,976e+009	-3,349e+007	-4,344e+008	-4,778e+008	-3,444e+009	-2,966e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,732e+004	-8,060e+004	-1,231e+005	-1,230e+005	-4,115e+004	-3,717e+004

Tableau V.15 : Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 7 bars et à une température de 25 °C.



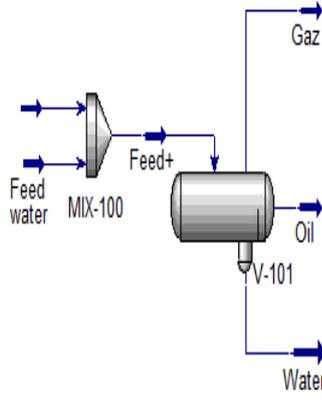
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9508	0,9945
Temperature	C	22,49	22,49	22,49	25,00	22,49	25,00
Pressure	bar	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,956e+004	546,1	3569	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	1,001e+006	2,058e+004	2,917e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,839e+004	748,9	701,5	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,964e+009	-4,269e+007	-4,395e+008	-4,778e+008	-3,447e+009	-2,969e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,726e+004	-7,818e+004	-1,231e+005	-1,230e+005	-4,119e+004	-3,720e+004

Tableau V.16 : Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 8 bars et à une température de 25 °C.



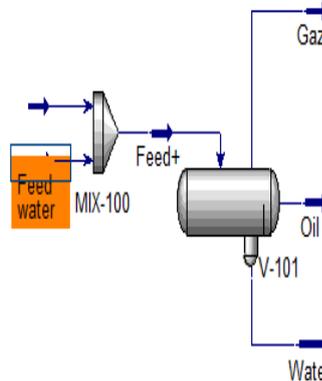
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9487	0,9927
Temperature	C	22,82	22,82	22,82	25,00	22,82	25,00
Pressure	bar	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,938e+004	691,2	3602	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	9,962e+005	2,506e+004	2,944e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,821e+004	923,3	708,0	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,953e+009	-5,259e+007	-4,435e+008	-4,778e+008	-3,450e+009	-2,972e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,720e+004	-7,609e+004	-1,231e+005	-1,230e+005	-4,122e+004	-3,724e+004

Tableau V.17 : Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 6 bars et à une température de 30 °C.



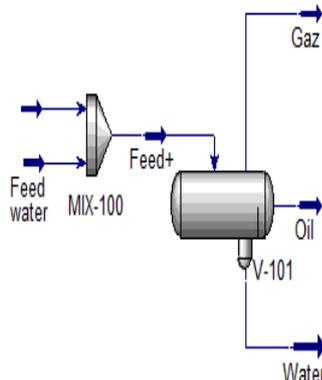
Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9558	0,9979
Temperature	C	26,16	26,16	26,16	30,00	26,16	30,00
Pressure	bar	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000	6,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,998e+004	274,2	3426	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	1,012e+006	1,120e+004	2,800e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,877e+004	398,2	673,4	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,988e+009	-2,267e+007	-4,215e+008	-4,772e+008	-3,432e+009	-2,955e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,736e+004	-8,268e+004	-1,230e+005	-1,229e+005	-4,102e+004	-3,703e+004

Tableau V.18 : Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 7 bars et à une température de 30 °C.



Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9540	0,9967
Temperature	C	26,68	26,68	26,68	30,00	26,68	30,00
Pressure	bar	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,983e+004	371,3	3478	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	1,008e+006	1,457e+004	2,843e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,863e+004	523,9	683,6	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,977e+009	-2,978e+007	-4,278e+008	-4,772e+008	-3,435e+009	-2,958e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,730e+004	-8,020e+004	-1,230e+005	-1,229e+005	-4,105e+004	-3,707e+004

Tableau V.19 : Résultats de la simulation du logiciel HYSYS à une pression de 8 bars et à une température de 30 °C.



Streams							
		Gaz	Oil	Water	Feed water	Feed+	Feed
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9522	0,9954
Temperature	C	27,09	27,09	27,09	30,00	27,09	30,00
Pressure	bar	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000
Molar Flow	lbmole/hr	7,968e+004	478,0	3519	3883	8,368e+004	7,979e+004
Mass Flow	kg/h	1,004e+006	1,807e+004	2,876e+004	3,173e+004	1,051e+006	1,019e+006
Std Ideal Liq Vol Flow	m3/d	5,849e+004	657,3	691,6	763,1	5,984e+004	5,908e+004
Heat Flow	Btu/hr	-2,967e+009	-3,731e+007	-4,328e+008	-4,772e+008	-3,437e+009	-2,960e+009
Molar Enthalpy	Btu/lbmole	-3,724e+004	-7,805e+004	-1,230e+005	-1,229e+005	-4,108e+004	-3,710e+004

Après avoir simulé le séparateur dans le programme Aspen HYSYS à différentes températures et à différentes pressions, et dans le but d'illustrer l'effet de la température et de la pression sur le débit d'huile les courbes V.2 et V.3 ont été tracées.

On remarque que le débit d'huile augmente considérablement avec l'augmentation de la pression et que la tendance des courbes est bien linéaire (Figure V.2) quel que soit la variation de la température via des pentes ascendantes avec diminution de la température.

Lorsqu'on a fait augmenter la température, on a remarqué une diminution nette du débit de pétrole (Figure V.3) peu importe la variation de la pression, une diminution linéaire accentuée, ça peut être expliqué par le fait qu'avec l'augmentation de la température certains composés se volatilisent de l'huile et passent dans la phase condensat.

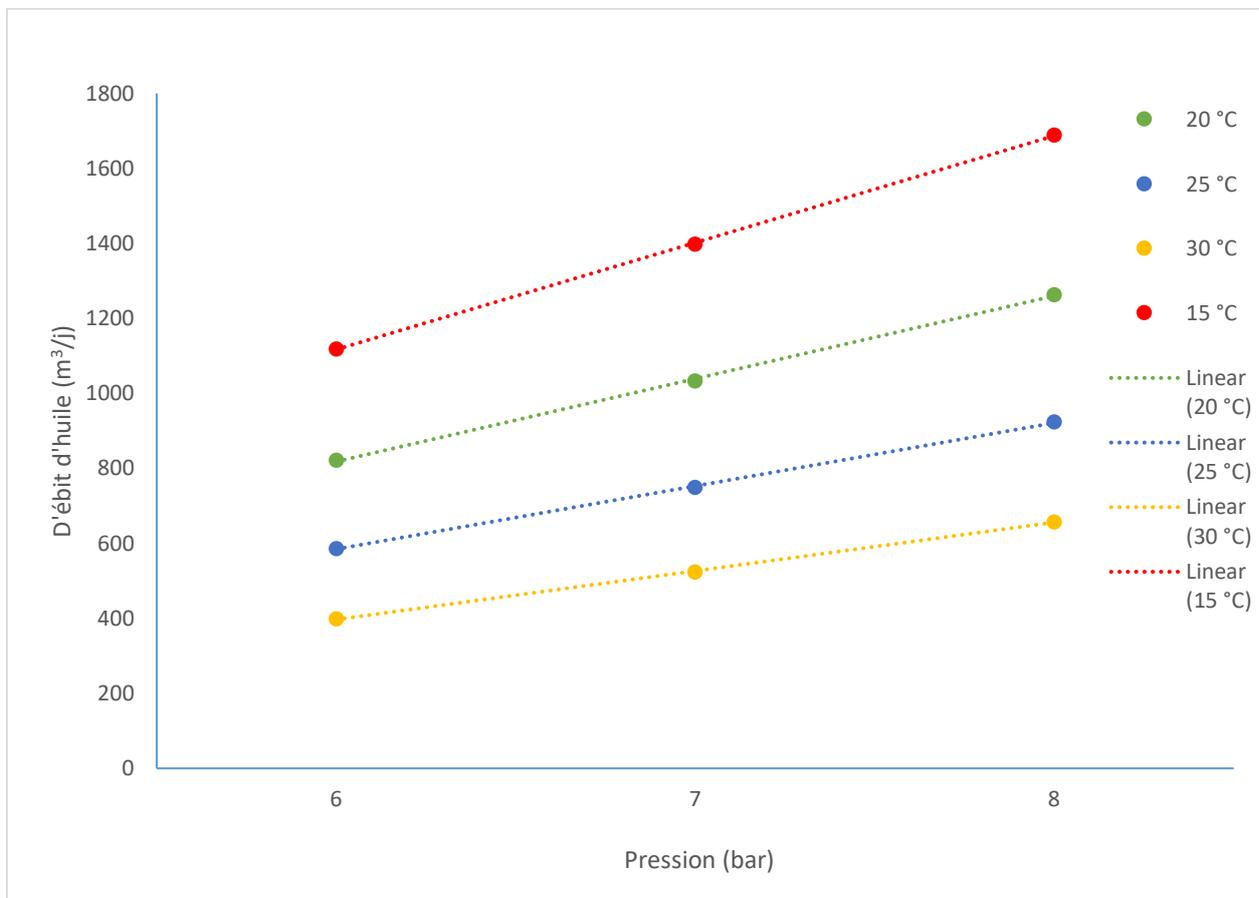


Figure V.2: Variation du débit de pétrole brut en fonction de l'augmentation de la pression à température constante.

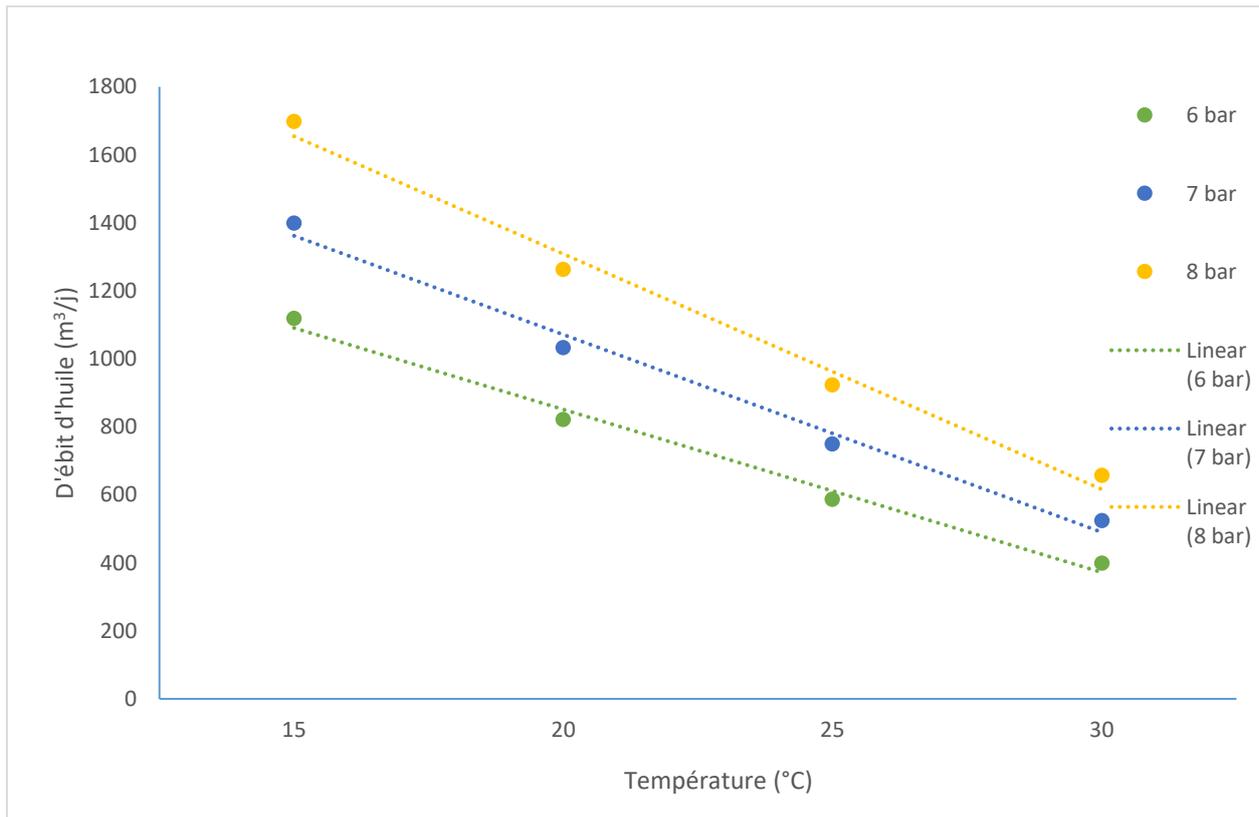


Figure V.3 : Variation du débit de pétrole en fonction de l'augmentation de la température à pression constante.

Les résultats de calculs de débit de pétrole brut effectués à la température 15 °C et à la pression 8 bars étaient meilleurs avec un débit de pétrole brut évalué à 1698 m³/j. Néanmoins ces valeurs ne peuvent être prises en considération vu le passage d'une quantité considérable de gaz dans l'huile par condensation. En effet en comparant les différentes fractions molaires des différentes compositions des fluides aux deux températures 15 °C et 20 °C comme donné dans les tableaux V.20 et V.21 respectivement, on remarque que dans le cas de 15 °C on a une augmentation de 0,1% de méthane, 0,53 % d'éthane, 1,49% de propane, 0,39% d'i-butane et 1,71% de n-butane dans le débit d'huile par rapport au cas où on a travaillé à la température 20 °C.

Tableaux V.20 : Compositions des différents fluides à la température 15 °C et la pression 8bars.

Worksheet	Feed+	Oil	Gaz	Water
Nitrogen	0,0651	0,0009	0,0693	0,0000
CO2	0,0161	0,0021	0,0170	0,0001
Methane	0,4570	0,0225	0,4861	0,0000
Ethane	0,2149	0,0640	0,2277	0,0000
Propane	0,1252	0,1397	0,1309	0,0000
i-Butane	0,0119	0,0340	0,0121	0,0000
n-Butane	0,0369	0,1488	0,0368	0,0000
i-Pentane	0,0059	0,0554	0,0053	0,0000
n-Pentane	0,0092	0,1123	0,0079	0,0000
Cyclopentane	0,0004	0,0070	0,0004	0,0000
n-Hexane	0,0049	0,1362	0,0029	0,0000
Mcylopentan	0,0004	0,0129	0,0003	0,0000
Benzene	0,0004	0,0115	0,0002	0,0000
Cyclohexane	0,0003	0,0107	0,0002	0,0000
n-Heptane	0,0020	0,0913	0,0006	0,0000
Mcylohexane	0,0004	0,0153	0,0001	0,0000
Toluene	0,0002	0,0071	0,0000	0,0000
n-Octane	0,0010	0,0544	0,0001	0,0000
Ecylohexane	0,0000	0,0021	0,0000	0,0000
E-Benzene	0,0001	0,0032	0,0000	0,0000
m-Xylene	0,0001	0,0033	0,0000	0,0000
p-Xylene	0,0001	0,0033	0,0000	0,0000
o-Xylene	0,0000	0,0027	0,0000	0,0000
n-Nonane	0,0010	0,0592	0,0000	0,0000

Tableaux V.21 : Compositions des différents fluides à la température 20 °C et la pression 8bars.

Worksheet	Feed+	Oil	Gaz	Water
Nitrogen	0,0651	0,0009	0,0689	0,0000
CO2	0,0161	0,0020	0,0170	0,0001
Methane	0,4570	0,0215	0,4836	0,0000
Ethane	0,2149	0,0587	0,2268	0,0000
Propane	0,1252	0,1248	0,1311	0,0000
i-Butane	0,0119	0,0301	0,0123	0,0000
n-Butane	0,0369	0,1317	0,0375	0,0000
i-Pentane	0,0059	0,0500	0,0056	0,0000
n-Pentane	0,0092	0,1022	0,0085	0,0000
Cyclopentane	0,0004	0,0065	0,0004	0,0000
n-Hexane	0,0049	0,1368	0,0035	0,0000
Mcylopentan	0,0004	0,0130	0,0003	0,0000
Benzene	0,0004	0,0116	0,0003	0,0000
Cyclohexane	0,0003	0,0111	0,0002	0,0000
n-Heptane	0,0020	0,1052	0,0009	0,0000
Mcylohexane	0,0004	0,0174	0,0002	0,0000
Toluene	0,0002	0,0083	0,0001	0,0000
n-Octane	0,0010	0,0696	0,0002	0,0000
Ecylohexane	0,0000	0,0026	0,0000	0,0000
E-Benzene	0,0001	0,0042	0,0000	0,0000
m-Xylene	0,0001	0,0043	0,0000	0,0000
p-Xylene	0,0001	0,0042	0,0000	0,0000
o-Xylene	0,0000	0,0036	0,0000	0,0000
n-Nonane	0,0010	0,0795	0,0001	0,0000

V.6. Comparaison des résultats

Afin de comparer les résultats de notre étude avec ceux affichés dans le système de contrôle distribué DCS illustré dans la figure V.4, on était obligé de refaire les calculs à la même température opératoire (15 °C) et pour simplifier la comparaison, ces résultats sont récapitulés dans le tableau V.22. On remarque l’énorme différence de débit du brut à la même température d’étude peu importe la variation de pression.

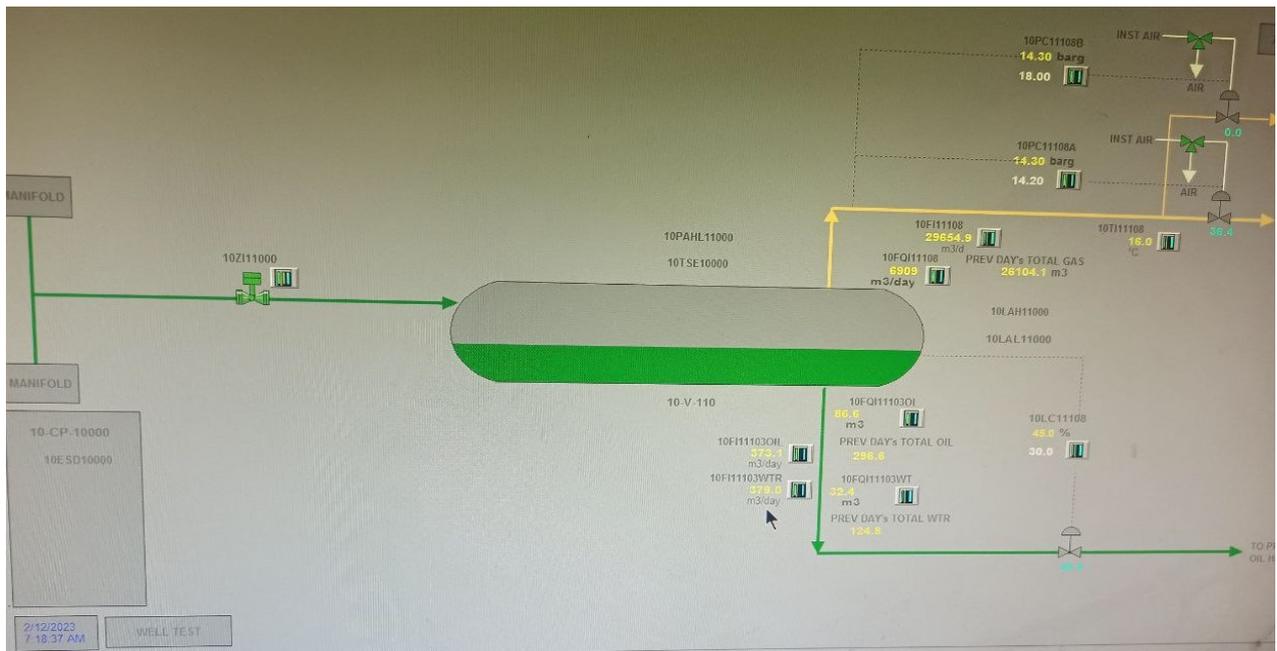


Figure V.4 : Le séparateur 10-V-110 en DCS.

Tableau V.22 : Comparaison des résultats à la même température d’étude (15 °C).

	DCS X2 15 °C	HYSYS		
		15 °C		
		6 bar	7 bar	8 bar
Alimentation (m³/j)	60813,9	59840	59840	59840
Huile (m³/j)	746,1	1119	1398	1698
Gaz (m³/j)	59309,8	58000	57710	57410
Eau (m³/j)	758	723,1	728,1	732,1

En effectuant une simple comparaison entre les résultats des débits du brut obtenus par le séparateur horizontal triphasique dimensionné en utilisant la méthode de W.Y.Sweek et W.D

Monnery [35] et simulé par programme Aspen HYSYS avec les résultats des anciens séparateurs présentés sur DCS (Tableau V.23), on remarque que les débits en huile dans notre étude sont bien meilleurs à la températures 20 °C aux trois pressions d'étude et sont également meilleurs à la température 25 °C pour les deux pressions 7bars et 8bars.

Tableau V.23 : Comparaison des résultats des débits du brut obtenus par le séparateur horizontal triphasique dimensionné et simulé avec les résultats des anciens séparateurs présentés sur DCS.

	DCS X2 15 °C	HYSYS								
		20 °C			25 °C			30 °C		
		6 bar	7 bar	8 bar	6 bar	7 bar	8 bar	6 bar	7 bar	8 bar
Alimentation (m ³ /j)	60813,9	59840	59840	59840	59840	59840	59840	59840	59840	59840
Huile (m ³ /j)	746,1	821,2	1033	1263	586,7	748,9	923,3	398,2	523,9	657,3
Gaz (m ³ /j)	59309,8	58310	58092	57860	58560	58390	58210	58770	58630	58490
Eau (m ³ /j)	758	709,7	716,2	721,3	693,3	701,5	708	673,4	683,6	691,3

Comme conclusion on peut dire que le meilleur débit de pétrole était indiqué pour la température 20 °C et la pression 8 bar avec une valeur de **1263 m³/j** comme il est bien mentionné dans le tableau V.13 et dans le tableau V.21 avec une différence de 516,9 m³ de pétrole brut par jour.

*Conclusión
générale*

Tout au long de la durée d'exploitation d'un gisement d'hydrocarbures, la séparation physique des différentes phases est l'une des opérations de base pour la production, la transformation et le traitement du pétrole et du gaz.

Dans la conception du séparateur de pétrole et de gaz, on sépare physiquement les composantes liquides et gaz qui existent à une température et une pression spécifiques. Une bonne conception des séparateurs est importante vu sa criticité et son rôle dans n'importe quelle installation. Une conception incorrecte de ce dernier peut réduire la capacité de l'ensemble de l'installation.

Durant notre stage qui a duré 40 jours au champ pétrolier de Gassi El Agreb nous avons constaté un problème de séparation du pétrole au centre de l'installation d'Old Zotti. Plus précisément, les séparateurs bi-phasiques horizontaux qui connaissaient une augmentation significative du taux gaz-pétrole (GOR), ainsi que des problèmes liés au forage de nouveaux puits qui entraînaient une augmentation du débit et de pression sur les séparateurs actuellement installés.

L'objet de ce mémoire de fin d'étude de Master était une initiative à la résolution des problèmes rencontrés au centre Old Zotti via le calcul et le dimensionnement d'un nouveau séparateurs tri-phasique pour l'industrie Oil & Gas. Nous avons alors calculé les dimensions d'un nouveau séparateur tri-phasique horizontal en utilisant la méthode de W.Y. Sweek et W.D. Monnery à différentes pressions, et il s'est avéré que la pression n'affecte pas les dimensions du séparateur. Les dimensions du nouveau séparateur ont été déterminées et évaluées à une longueur de 5,283 mètres et un diamètre de 2,743 mètres.

Par étude complémentaire, nous avons simulé le nouveau séparateur dimensionné en utilisant le logiciel Aspen HYSYS. L'influence de certains paramètres du process tels que la température et la pression de séparation ont été mises en exergue au niveau de la simulation via Aspen HYSYS afin d'analyser l'effet sur le dimensionnement du séparateur cylindrique tri-phasique et enfin nous avons comparé les résultats de ce qui est produits à travers le nouveau séparateur avec ce qui est affiché sur l'écran du système de contrôle distribué (DCS).

Au terme de ce travail, nous estimons avoir accompli l'essentiel en ce qui concerne les principes généraux du process de séparation physique dans ce domaine et pu par la suite simuler le type de séparateurs cylindriques triphasiques le plus répandu dans l'industrie et faire apparaître l'influence des perturbations (pression, température, débit,...) de certains paramètres sur le fonctionnement normal du séparateur.

Tout au long de ce travail, nous avons pu appréhender les principes de fonctionnement de la séparation physique ainsi que les paramètres clés qui influencent directement le dimensionnement de ces derniers, en particulier, la charge introduite en amont du process de séparation issue, en général, des gisements de pétrole et de gaz.

Le stage pratique au sein du champ GEA nous a été très bénéfique, ça représente une opportunité très intéressante pour appliquer sur le plan pratique des connaissances théoriques déjà acquises lors de notre formation en génie chimique.

Le travail avec le personnel du centre Zotti nous a rendu capables d'évaluer les situations et de comprendre les phénomènes, ce qui a élargi notre esprit d'analyse et de synthèse.

Notre présence à GEA a contribué à améliorer nos capacités opérationnelles et techniques ce qui a facilité notre intégration rapide. Tout ça nous a donné les outils nécessaires pour effectuer cette modeste étude.

Enfin, nous recommandons :

- D'effectuer une étude technico-économique pour évaluer le gain financier quotidien par l'installation de ce nouveau séparateur triphasique dimensionné dans cette étude.
- Une étude de l'évolution du champ (débit des effluents, évolution du fluide) ainsi qu'une analyse des effluents pendant le fonctionnement, dans le but de s'assurer de la bonne séparation des fluides.
- De compléter cette étude par des simulations d'autres types de séparateurs triphasiques (sphérique, conique,...) qui peuvent être intéressants afin de statuer sur un choix optimisé en fonction de la charge à traiter.
- De procéder à la conception d'un séparateur à 4 phases (quadruphasique) où s'ajoute la séparation d'une quatrième phase qui est la phase des solides avec l'adjonction d'une vanne de régulation et d'un thermostat afin de fixer l'intervalle de température de travail.

*Références
bibliographiques*

- [1] Downey, M., 2009. *Oil 101* (Vol. 600). New York: Wooden Table Press.
- [2] Alonso-Gamo, M.P., Bazzoni, M.S., Feler, M.A., Laframboise, M.N., Nashashibi, M.K.A. and Horvitz, S.P., 1998. *Stabilization and Transition to Market. Algeria: International Monetary Fund.*
- [3] Devold, H., 2009. *Oil and Gas Production Handbook: An Introduction to Oil and Gas Production.* Oslo, Norway: Lulu.com.
- [4] Documentation interne SONATRACH. 2016. présentation des champs d'El Gassi El Agreb.
- [5] [Gassi El Agreb - Google Maps.](#)
- [6] Melle ZERGUI, W., 2015. Documentation interne SONATRACH ; Rapport de mise en situation professionnelle ; SONAHCESS.
- [7] Documentation interne SONATRACH ; Service New Zotti SONAHCESS, système de déshydratation.
- [8] Documentation interne SONATRACH ; Service New Zotti SONAHCESS, système de compression des gaz associés.
- [9] Khishvand, M. and Khomehchi, E., 2012. *Nonlinear Risk Optimization Approach to Gas Lift Allocation Optimization*
- [10] Wauquier, J. (s.d.). *Pétrole brut ; produits pétroliers ; schéma de fabrication.*
- [11] *Petroleum Production Engineering : A Computer-Assisted Approach*" de Boyun Guo, William C. Lyons et Ali Ghalambor, publié par Gulf Professional Publishing en 2007.
- [12] Mortet, A., 2019. "Étude du rôle de quelques plantes Graminées et Légumineuses dans la phytoremédiation des sols pollués par les hydrocarbures," Thèse de doctorat, Université Abdelhamid Ben Badis Mostaganem.
- [13] Sayed, K., Baloo, L., & Sharma, N.K., 2021. *Bioremediation of Total Petroleum Hydrocarbons (TPH) by Bioaugmentation and Biostimulation in Water with Floating Oil Spill Containment Booms as Bioreactor Basin.* International Journal of Environmental Research and Public Health.
- [14] Speight, J.G., 2014. *The Chemistry and Technology of Petroleum.* 4th ed. CRC Press.
- [15] Blends, G.O., 1998. *Standard Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method).*
- [16] NF EN 17178. 2019. *Produits pétroliers liquides - Détermination de la teneur en soufre volatil dans les gaz de pétrole liquéfiés par spectroscopie de fluorescence ultra-violette.*

- [17] Gary, J.H., Handwerk, G.E., & Kaiser, M.J., 2007. Petroleum Refining: Technology and Economics .5th ed. CRC Press.
- [18] ASTM International. 2017. ASTM D4007-81 Standard Test Method for Water and Sediment in Crude Oil by the Centrifuge Method (Field Procedure). West Conshohocken, PA: ASTM International.
- [19] Fortuny, M., Silva, E.B., Agnaldo Filho, C., Melo, R.L., Nele, M., Coutinho, R.C. and Santos, A.F., 2008. Measuring Salinity in crude oils: Evaluation of methods and an improved procedure. Fuel, 87(7).
- [20] Documentation interne SONATRACH ; Service New Zotti SONAHCESS, système de compression des gaz & réinjections.
- [21] VIP Blog de énergies fossiles ; L'extraction du pétrole ; [Online]. Disponible sur le site : <http://energies-fossiles.vip-blog.com/vip/article/5284042,L'extraction-du-%C3%A9trole.html>
- [22] Shugarman, M.R. and Green, D.W. 2018. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 9th ed. New York: McGraw-Hill Education.
- [23] Soares, C., 2002. Process engineering equipment handbook. New York, NY, USA: McGraw-Hill.
- [24] Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M., 2009. Chemical Process Equipment: Selection and Design .3rd ed. Gulf Professional Publishing.
- [25] Stewart, M. and Arnold, K., 2008. Gas-liquid and Liquid-liquid Separators. Gulf Professional Publishing.
- [26] Total. 2007. Equipment : Les séparateurs. Support de formation.
- [27] IAP. 2015. Traitement du pétrole brut : support de formation.
- [28] Johnson, C. D., 2013. Process Control Instrumentation Technology. 8th ed. Pearson Education.
- [29] Tarbouk, A., 2017. Etude des Capacités de traitement des séparateurs HP du centre GS01 avec les conditions de séparation actuelles. Projet de fin de formation. INSTITUT ALGERIEN DU PETROLE Ecole de Boumerdes.
- [30] Documentation interne SONATRACH, Service New Zotti SONAHCESS, Système d'injection de gaz.
- [31] Talhi, L., 2017. Calcul des capacités de traitement de la séparation basse Pression du centre GS1 suivant les conditions de fonctionnement actuelles. Projet de fin de formation. INSTITUT ALGERIEN DU PETROLE Ecole de Boumerdes.

- [32] Papavinasam, S., 2013. Corrosion Control in the Oil and Gas Industry. 1st ed. Format Kindle.
- [33] Campbell, J. M., et al., 2014. Gas Conditioning and Processing, Volume 2: The Equipment Modules. 9th ed. Tulsa, OK: Campbell Petroleum Series.
- [34] Documentation interne SONATRACH ; Service New Zotti SONAHESSE, Système de séparation de Zotti.
- [35] Documentation interne SONATRACH, Contrôles de puits par le séparateur mobile.
- [36] Svrcek, W. and Monnery, W.D., 1994. Chemical Engineering Progress. Successfully Specify Three-Phase Separators.
- [37] García, M.H., 2008. Sedimentation Engineering: Processes, Measurements, Modeling, and Practice. Reston. American Society of Civil Engineers.
- [38] Royal Dutch Shell Engineering Standard DEP 31.22.05.11 & DEP 31.22.05.12 “Gas/Liquid Separators”.
- [39] [Sizing Wizards Software \(google.com\)](#)
- [40] Banks, J., Carson, J. S., Nelson, B. L., & Nicol, D. M., 2013. Discrete-Event System Simulation. Pearson Education.
- [41] Aspen Technology. (n.d.). Aspen HYSYS® Real-Time. Retrieved from <https://www.aspentech.com/en/products/pages/aspen-hysysrt>
- [42] Peng, D. Y., & Robinson, D. B., 1976. A new two-constant equation of state. Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals.

Annexes

Annexe A : Résultats des analyses du fluide

HML 3619
SonaHess
El Gassi, Zotti, El Agreb



TABLE 34
Gas Re-Injection Study
Summary of Analysis at 235°F

GOR⁽¹⁾ scf/Res.bbl	Saturation Pressure psia	Fluid Type⁽²⁾	Swelling Volume⁽³⁾	Fluid Density⁽⁴⁾ g/cm³
0	2105	Pb	1.00	0.606
493	2940	Pb	1.29	0.551
1298	3550	Pb	1.80	0.491
2000	3805	Pb	2.28	0.451

1. *GOR: Scf gas per bbl original reservoir fluid at 2105 psi and 235°F*
2. *Fluid Type: Pb = Bubble point; Pd = Dew point*
3. *Swelling Volume: ft³ mixture at Sp per ft³ original reservoir fluid at 2105 psia and 235°F*
4. *Fluid density: at Sp (saturation pressure)*



Annexe B : Etapes de développement du champs Zotti.

➤ 1^{ère} période de 1963 à 1980 :

13 puits ont été forés durant cette période : AR51-52-53-54-56-57-58-59-60-61-62-63. Cette période a été marquée par l'augmentation du potentiel de production du champ de 2500 STB/Day en 1963 à 24 000 STB/Day à la fin de 1979. Le déclin de la production avait commencé dès la suspension du programme de forage.

➤ 2^{ème} période de 1981 à 1993 :

Aucun puits n'avait été foré durant cette période, seulement quelques fracturations hydrauliques ont été réalisées entre 1981 et 1986 pour maintenir la production qui était en moyenne 11000 STB/jour à la fin de 1985 et qui continuait à décliner jusqu'à 7500 STB/jour à la fin de 1993. Cette période a été marquée par une augmentation du pourcentage d'eau de 3% en 1985 jusqu'à 11% en 1993.

3^{ème} période de 1994 à 2002 :

Durant cette période ,6 puits ont été forés entre 1994 et 1996: AR64-65-66-67-68-69, le puits AR69 était fermé dès la fin des travaux de forage pour un débit nul, l'apport de forage avait fait augmenter le potentiel du champ jusqu'à 12 000 STB/Day et avait chuté par la suite jusqu'à 10 000 STB/Day à la fin de l'année 1996. Les puits AR54 et AR57 ont été fermés en 1996 pour production excessive d'eau.

La campagne de fracturation hydraulique en 1996 et 1997 sur les puits AR64-65-66 avait fait augmenter le potentiel du champ jusqu'à 14 000 STB/Day au début de l'année 1997 et continuait à décliner par la suite avec une augmentation du pourcentage d'eau du champ jusqu'à 23% en 2002, figure 5-3-2.

➤ 4^{ème} période de 2003 à 2012 :

Au début de l'année 2003, seulement 8 puits AR60-61-62-64-65-66-67-68 des 19 puits forés sur cette structure continuaient alors de produire avec gaz-lift avec un potentiel d'environ 4500 STB/Day la reprise du forage sur ce champ s'était effectué en juillet 2003 par le forage du puits de délimitation AR70 et sa mise en production en Octobre 2003, avec un débit initial de 500 STB/Day, il a été fermé en février 2004 après 5 mois seulement de production pour production excessive d'eau et débit d'huile nul.

L'implantation du puits horizontal AR71 en Aout 2006 et sa mise en production en octobre 2006 avait montré la présence d'une accumulation d'huile et la continuité du gisement de Zotti sur la partie Sud-ouest.



Annexe C : Les données pour calculs.

C.1 : Compositions molaires et propriétés des gaz prélevés au niveau du centre New Zottí.



RAPPORT D'ESSAIS

N° : 74E/ET/14

Compositions Molaires et Propriétés des Gaz Prélevés au niveau du centre NEW ZOTTI

Point prélèvement	Entrée Booster	Sortie gaz lift (*)	Entrée gaz lift (*)	Sortie Déshydratation
Date prélèvement	12/08/2014			
Heure prélèvement	8h00	9h30	10h15	11h00
Date réception	17/08/2014			
Pression prélèvement (Bars)	4.5	150	40	40
Température prélèvement (°C)	32	63	51	66
Constituants	% Molaires			
Azote	4.960	4.107	4.249	4.779
Dioxyde de Carbone	1.211	1.539	1.560	1.771
Méthane	50.134	48.936	49.304	56.039
Éthane	22.207	21.245	21.099	21.176
Propane	14.455	15.367	14.971	11.954
i- Butane	1.356	1.648	1.573	0.972
n- Butane	3.908	5.004	4.809	2.535
i- Pentane	0.426	0.583	0.602	0.247
n- Pentane	0.664	0.898	0.952	0.343
Hexanes	0.362	0.414	0.500	0.118
Heptanes	0.165	0.148	0.220	0.033
BENZENE	0.034	0.041	0.052	0.011
Octanes	0.059	0.038	0.067	0.009
TOLUENE	0.010	0.010	0.016	0.002
Nonanes	0.027	0.014	0.017	0.006
Décanes	0.013	0.008	0.009	0.005
Undécanes	0.009	0.000	0.000	0.000
Dodécanes	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL	100.000	100.000	100.000	100.000
Propriétés du GAZ				
M, (g/mole)	27.51	28.40	28.38	25.38
Z _{mél} (t ₂ , p ₂)	0.9938			0.9949
d (t ₂ , p ₂)	0.9554			0.8804
ρ (t ₂ , p ₂), (kg/m ³)	1.1707			1.0789
H _s (t ₁ , V (t ₂ , p ₂)), (MJ/ m ³)	56.86			52.11
H _s (t ₁ , V (t ₂ , p ₂)), (Kcal/m ³)	13581.61			12446.70
H _l (t ₁ , V (t ₂ , p ₂)), (MJ/ m ³)	51.90			47.47
H _l (t ₁ , V (t ₂ , p ₂)), (Kcal/m ³)	12395.41			11337.61
W (t ₁ , V (t ₂ , p ₂)), (MJ/ m ³)	58.18			55.54
W (t ₁ , V (t ₂ , p ₂)), (Kcal/m ³)	13895.10			13264.88

(*) Important : Le calcul des propriétés sur une base volumétrique est limité essentiellement aux gaz constitués d'une fraction molaire égale ou supérieure à 0.5 de méthane.



C.2 : Propriétés du pétrole.

HML 3619
SonaHess
El Gassi, Zotti, El Agreb



TABLE 20

**Zotti - AR61
Multistage Separator Test B
Physical Properties**

Cylinder Number(s) : 2959-S1-F

Stage	Separator Pressure psia	Separator Temperature °F	Gas Oil Ratio scf/STB	Volume Factor ⁽¹⁾ Bo	Gas Gravity (air=1.000)
1	147	90	653	1.159	0.902
2	44	90	162	1.071	1.319
3	87	68	104	1.009	1.701
4	14.7	77	0	1.000	

Stock tank oil gravity at STP : 0.7929 [46.96°API]

Oil volume factor, Bo, at saturation
Pressure 2055 psia and 223°F : 1.633

Fluid density at saturation
Pressure 2055 psia and 223°F : 0.616 g/cm³

1. Oil volume factor : Fluid volume at separator conditions per volume of stock tank oil at STP

C.3 : Propriétés du pétrole (suite).

SÉPARATEUR DE PRODUCTION POUR EL AGREB

	Cas max. huile	Cas max. eau
Densité API de l'huile °API	47	47
Taux de gaz MMSCFD	70	70
Débit total de fluide BFPD	40.000	48.000
Débit d'huile BOPD	28.500	25.000
Fraction d'eau % vol.	28%	52%
Densité spécifique de l'eau	1,14	1,14
Viscosité du fluide cP	20 max	20 max
Viscosité du brut cP	2 max	2 max
Poids mole de gaz kg/kg-mole	27	27
Contenu H ₂ S dans gaz associé mol%	trace	trace
Contenu CO ₂ dans gaz associé mol%	2%	2%
Pression d'utilisation barg	5-15	5-15
Température d'utilisation °C	30-40 norm	30-40 norm

SÉPARATEUR 2^{ème} ÉTAGE POUR EL GASSI



	Cas max. huile	Cas max. eau
Densité API de l'huile °API	47	47
Taux de gaz MMSCFD	2.5	2.0
Débit total de fluide BFPD	68.000	40.000
Débit d'huile BOPD	65.500	39.000
Fraction d'eau % vol.	2	2.5
Densité spécifique de l'eau	1,14	1,14
Viscosité du fluide cP	20 max	20 max
Viscosité du brut cP	5 max	5 max
Poids mole de gaz kg/kg-mole	40	40
Contenu H ₂ S dans gaz associé mol%	trace	trace
Contenu CO ₂ dans gaz associé mol%	2%	2%
Pression d'utilisation barg	1.5-2.5	1.5-2.5
Température d'utilisation °C	30-40 norm	30-40 norm

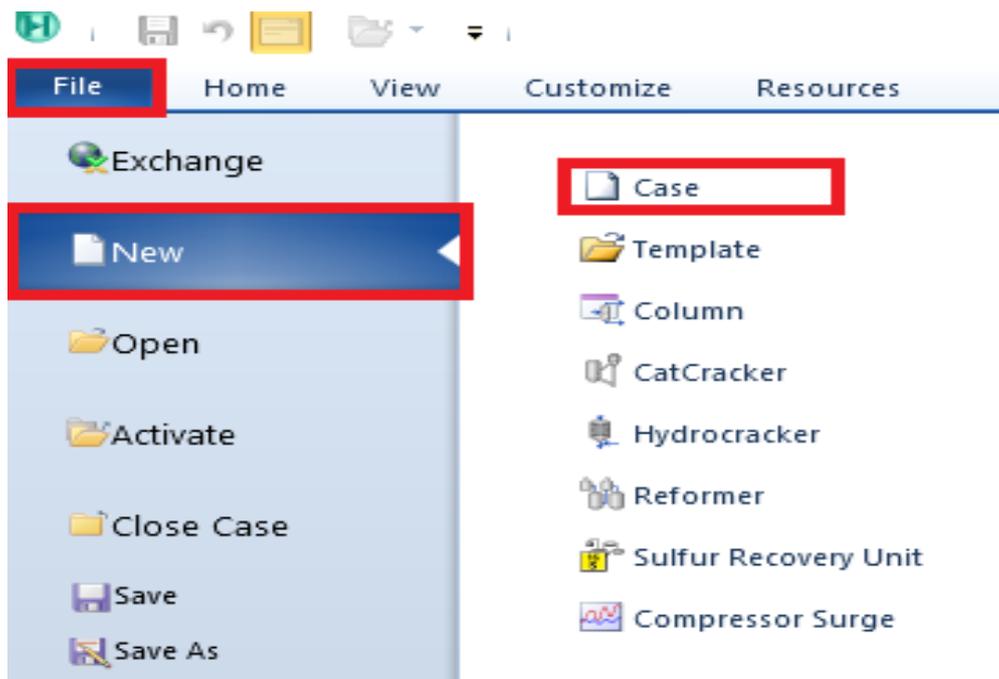
Annexe D : Différentes étapes de simulation par le logiciel ASPEN HYSYS.

D.1 : Ouverture d'un nouveau projet.

1. Nous ouvrons le programme Aspen HYSYS sur notre ordinateur.
2. Nous choisissons "File" dans la barre de menu en haut, puis "New" comme indiqué dans la figure ci-jointe.
3. Une nouvelle fenêtre s'affichera avec différentes options, nous choisissons "Case".
4. Nous sélectionnons l'emplacement où nous voulons enregistrer le projet et nous le nommons.
5. Ensuite, nous cliquons sur "OK" pour commencer à travailler sur le nouveau projet.

Ainsi, un nouveau projet sera créé dans le logiciel Aspen HYSYS et nous pourrons commencer à travailler sur la modélisation et la simulation du processus.

Tableau D.1 : La page d'accueil d'Aspen HYSYS (Home Window).



D.2: Insertion de la liste des composés du fluide

1. Dans la fenêtre principale d'Aspen HYSYS, cliquez sur le bouton "Properties" dans la barre latérale, puis sur "Component lists".
2. Ensuite, nous ajoutons un nouveau menu en cliquant sur le bouton "Add".
3. Après avoir cliqué sur le bouton "Add" dans la fenêtre principale du programme Aspen HYSYS, une nouvelle fenêtre apparaîtra avec un tableau de composants. Vous pouvez utiliser le champ de recherche pour trouver les composants spécifiques, ou cliquer sur les menus déroulants disponibles pour les sélectionner.
4. Dans cette fenêtre, vous pouvez créer une nouvelle liste de composants pour votre projet en cliquant sur le bouton "Add". Ensuite, vous pouvez sélectionner les composants de votre projet, qui sont indiqués dans (Annexe E), et les ajouter à cette liste en utilisant le champ de recherche ou les menus déroulants.

Tableau D.2 : Explications pour introduire la liste des composants dans le logiciel Aspen HYSYS.

The screenshot shows the Aspen HYSYS interface. The 'Properties' button in the left sidebar is highlighted with a red box. The 'Component Lists' menu item is also highlighted with a red box. The main window displays a table of components from the 'Source Databank: HYSYS' and a search table. The 'Add' button is highlighted with a red box.

Component	Type	Group
Nitrogen	Pure Component	
CO2	Pure Component	
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
Cyclopentane	Pure Component	
n-Hexane	Pure Component	
Myclopentan	Pure Component	
Benzene	Pure Component	
Cyclohexane	Pure Component	

Simulation Name	Full Name / Synonym	Formula
n-C30	C30	C30H62
22-Mpropane	22-MC3	C5H12
2-Mpentane	2-MC5	C6H14
3-Mpentane	3-MC5	C6H14
22-Mbutane	22-MC4	C6H14
23-Mbutane	23-MC4	C6H14
2-Mhexane	2-MC6	C7H16
3-Mhexane	3-MC6	C7H16
3-epentane	3-EC5	C7H16
22-Mpentane	22-MC5	C7H16
23-Mpentane	23-MC5	C7H16
24-Mpentane	24-MC5	C7H16
22-Mhexane	22-MC6	C7H16

D.3: Ajout du composant hypothétique

1. Comme le montre le tableau D.3. Ensuite, ajoutez un composant hypothétique (un composant non défini dans Aspen HYSYS) de la liste de composants de votre projet en cliquant sur le bouton "Hypothetical", puis sur "Create and Edit Hypos".
2. Une nouvelle fenêtre apparaîtra, dans laquelle vous pouvez définir les propriétés physiques et chimiques du composant hypothétique, telles que la densité, la masse moléculaire, etc., comme indiqué dans (Annexe E).
3. Une fois que vous avez défini le composant hypothétique et ses propriétés, vous pouvez enregistrer le composant et l'utiliser dans le processus de modélisation et de simulation dans Aspen HYSYS.
4. Une fois que vous avez terminé de configurer la liste des composants, vous pouvez cliquer sur le bouton "OK" pour fermer la fenêtre des composants.

Tableau D.3 : Définition d'un composé hypothétique dans le logiciel Aspen HYSYS.

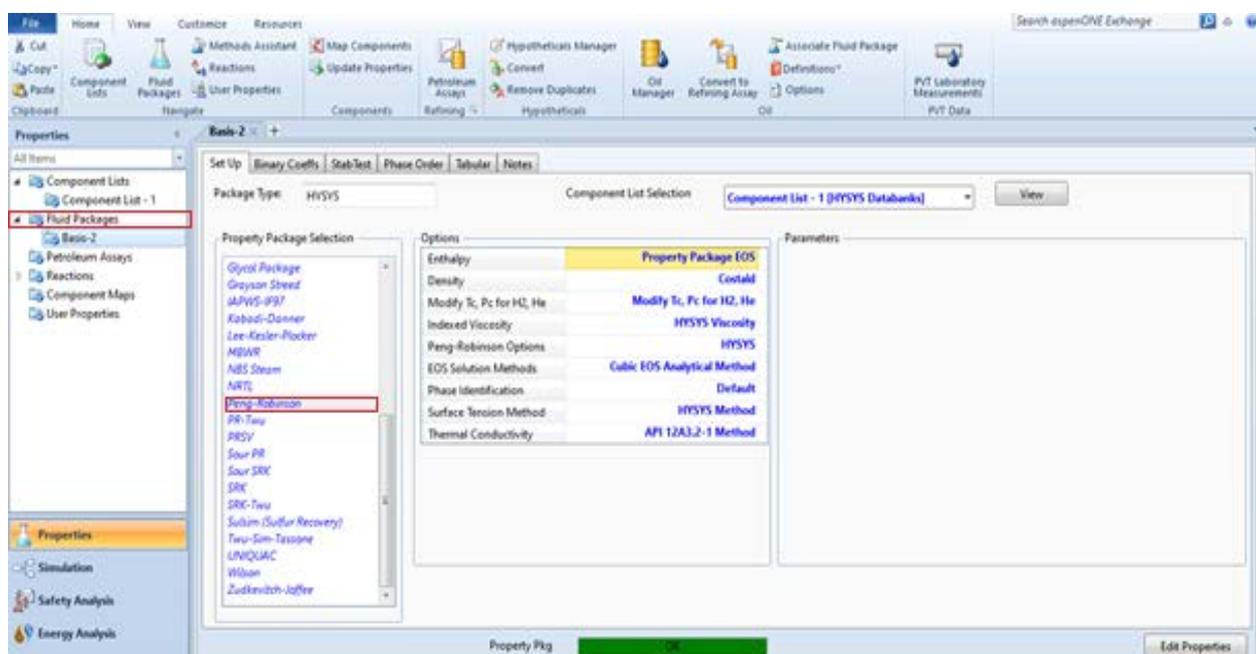
Name	Normal Boiling Point [C]	Molecular Weight	Liquid Density [kg/m3]	Tc [C]
C30*	<empty>	565,00	929,00	<empty>

D.4: Choix du package de fluide approprié pour notre étude

1. Comme le montre le tableau D.4. Nous cliquons sur "Fluid Package" où une liste de différents ensembles de fluides disponibles apparaît. Ces ensembles comprennent des informations physiques et chimiques sur les liquides.
2. Nous sélectionnons l'ensemble qui correspond aux exigences de notre projet et à notre processus spécifique. Nous choisissons l'ensemble Peng-Robinson.
3. Une fois que nous avons sélectionné l'ensemble approprié, nous cliquons sur le bouton "OK" pour confirmer notre choix.
4. La fenêtre principale du logiciel Aspen HYSYS affiche alors l'ensemble de fluides sélectionné dans la liste des composants.
5. En sélectionnant le bon ensemble de fluides, nous pouvons définir les propriétés et le comportement des liquides pour notre système et les utiliser dans la modélisation et la simulation avec le logiciel Aspen HYSYS.

Ainsi, nous avons terminé l'ajout de l'ensemble Peng-Robinson et nous sommes prêts à poursuivre la configuration de notre projet et à effectuer la simulation.

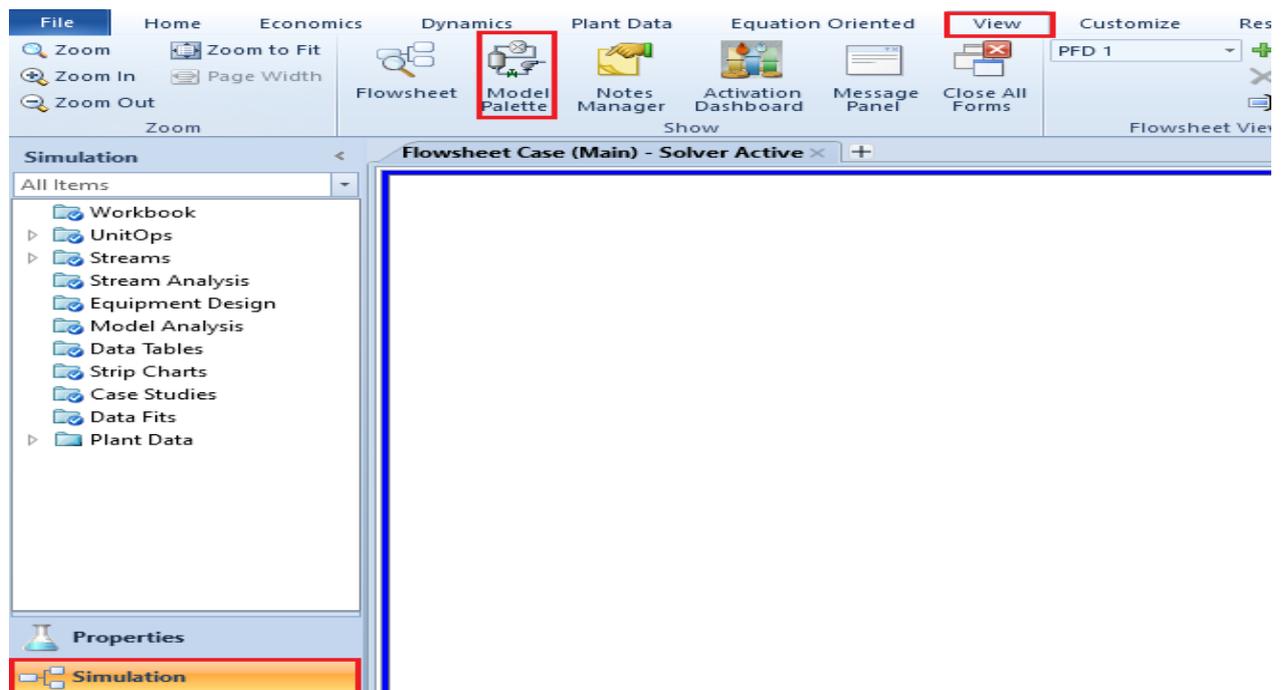
Tableau D.4 : Intégration d'un package de fluide dans le logiciel Aspen HYSYS.



D.5: Création des éléments nécessaires à la simulation

1. Nous cliquons sur l'onglet "Simulation" situé sur le côté gauche de la fenêtre.
2. Ensuite, nous cliquons sur l'onglet "View" dans la partie supérieure de la fenêtre.
3. Différentes options apparaîtront, et nous choisissons "Model Palette" parmi ces options selon nos besoins. Comme le montre le tableau D.5.
4. Nous recherchons les éléments dont nous avons besoin, dans ce cas, "3 Phase Separator" et "Mixer".
5. Après avoir trouvé les éléments nécessaires, nous les faisons glisser et déposer dans la zone principale de l'espace de travail.
6. Dans l'onglet "Streams", nous faisons glisser les entrées et sorties dans la zone principale de l'espace de travail.
7. Après avoir sélectionné les éléments, les entrées et les sorties, nous les nommons de manière appropriée, puis nous les connectons les unes aux autres.

Tableau D.5 : Sélection de la palette de modèles (Model Palette) dans le logiciel Aspen HYSYS.



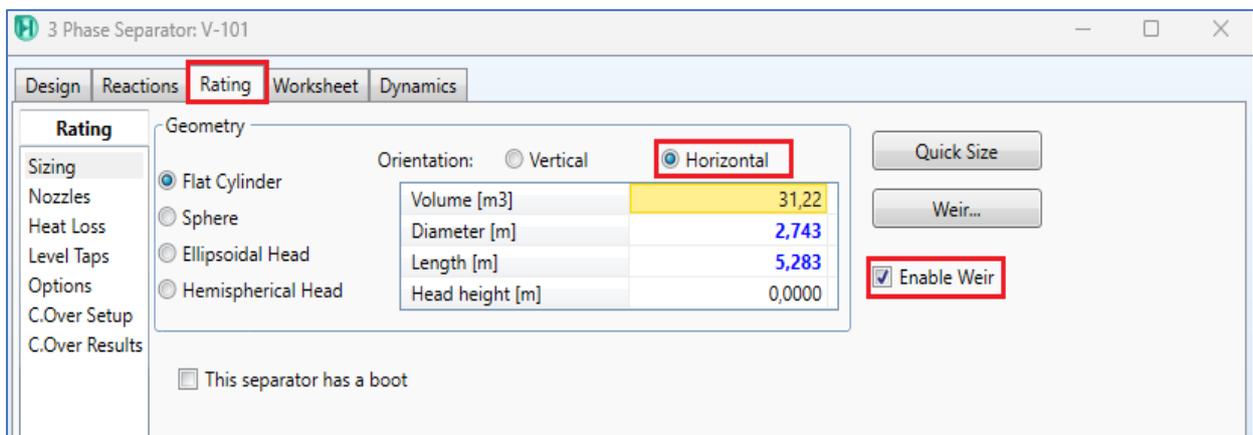
D.6 : Saisie des données requises pour la simulation

1. Nous sélectionnons l'entrée qui a été nommée "Feed" et nous saisissons ses données à l'aide de l'interface graphique utilisateur dans le programme Aspen HYSYS. La fenêtre de configuration de l'entrée comprendra généralement un ensemble d'onglets qui nous permettent de saisir des informations telles que la concentration des composants, la température, la pression et le débit.
2. Nous cliquons sur la case "Composition" sur le côté gauche de la fenêtre des paramètres de l'unité. Ensuite, nous saisissons la composition du fluide en utilisant les fractions molaires contenues dans l'annexe E.
3. Nous sélectionnons l'entrée qui a été nommée "Feed Water" dans le programme Aspen HYSYS, puis nous saisissons ses données.
4. Ensuite, nous saisissons la composition du "Feed Water" en utilisant les pourcentages appropriés.

D.7 : Introduction des paramètres de dimensionnement

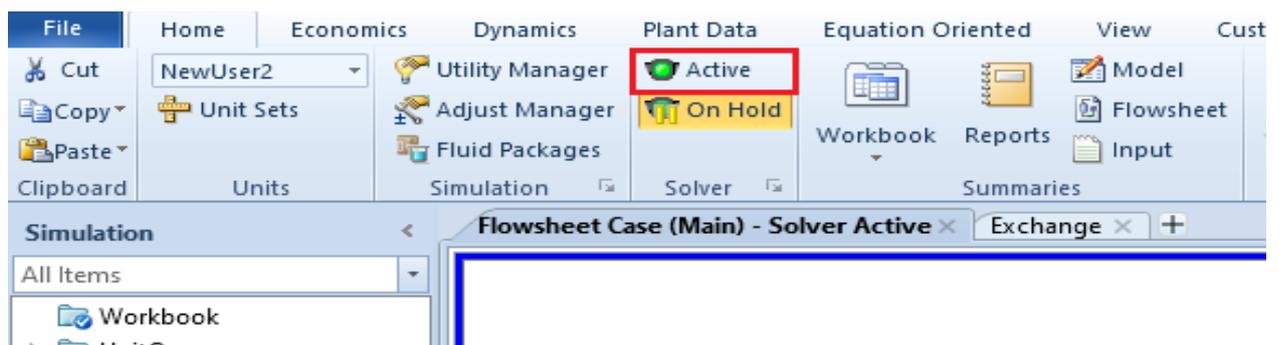
1. Nous cliquons sur le séparateur dans le système, puis nous sélectionnons l'onglet "Rating". Nous choisissons le séparateur horizontal, puis nous saisissons les dimensions que nous avons obtenues précédemment. Nous activons également la fonction "Enable Weir" pour spécifier la hauteur de la crête (weir) du séparateur.

Tableau D.6 : Saisie des dimensions du séparateur.



2. Après avoir entré toutes les informations nécessaires, nous enregistrons les paramètres et les données entrées, puis nous lançons la simulation en cliquant sur le bouton "Active" pour analyser le comportement du système et obtenir les résultats souhaités.

Tableau D.7 : Démarrer le processus en appuyant sur le bouton d'activation "Active".



Annexe E : La composition du fluide du réservoir.

HML 3619
SonaHess
El Gassi, Zotti, El Agreb



TABLE 15

**Zotti - AR61
Reservoir Fluid Composition**

Cylinder Number(s) : 2959-S1-F

Component	Evolved Gas		Stock Tank Oil		Reservoir Fluid	
	Mol.%	Wt.%	Mol.%	Wt.%	Mol.%	Wt.%
N ₂	3.150	0.000	0.000	0.700	2.082	
CO ₂	1.968	0.000	0.000	0.687	1.301	
nC1	35.104	0.000	0.000	4.466	23.206	
nC2	20.161	0.057	0.332	4.849	13.440	
nC3	17.501	0.310	1.227	6.341	11.985	
iC4	2.404	0.133	0.400	1.203	1.725	
nC4	8.774	0.767	2.306	4.590	6.582	
iC5	2.144	0.541	1.311	1.611	1.861	
nC5	3.783	1.323	3.205	3.105	3.587	
Cyclopentane	0.239	0.154	0.383	0.242	0.288	
iC6	1.233	1.229	2.492	1.716	1.660	
nC6	1.353	1.816	3.683	2.216	2.143	
Methylcyclopentane	0.246	0.425	0.883	0.466	0.461	
Benzene	0.200	0.391	0.875	0.402	0.429	
Cyclohexane	0.181	0.438	0.910	0.432	0.428	
iC7	0.585	2.280	3.977	2.085	1.735	
nC7	0.380	2.219	3.872	1.879	1.563	
Methylcyclohexane	0.165	1.093	1.946	0.905	0.768	
Toluene	0.059	0.543	1.030	0.429	0.388	
iC8	0.226	3.629	5.553	2.784	2.032	
nC8	0.061	2.067	3.163	1.525	1.113	
Ethylcyclohexane	0.007	0.426	0.664	0.309	0.229	
Ethylbenzene	0.004	0.127	0.209	0.094	0.074	
Meta and Para Xylenes	0.011	0.518	0.854	0.378	0.297	
Ortho Xylene	0.005	0.368	0.606	0.266	0.209	
iC9	0.041	3.533	4.815	2.553	1.659	
nC9	0.007	1.748	2.383	1.250	0.812	
C10	0.008	6.528	8.020	4.649	2.723	
C11	0.000	6.331	7.080	4.500	2.400	
C12	0.000	5.220	5.357	3.711	1.816	
C13	0.000	5.209	4.939	3.703	1.674	
C14	0.000	4.096	3.609	2.912	1.223	
C15	0.000	3.617	2.977	2.571	1.009	
C16	0.000	3.141	2.425	2.233	0.822	
C17	0.000	3.249	2.362	2.310	0.801	
C18	0.000	2.672	1.835	1.900	0.622	
C19	0.000	2.078	1.352	1.477	0.458	
C20	0.000	2.145	1.327	1.525	0.450	

HML 3619
SonaHess
El Gassi, Zotti, El Agreb



TABLE 15 (Continued)
Zotti - AR61
Reservoir Fluid Composition

Cylinder Number(s) : 2959-S1-F

Component	Evolved Gas		Stock Tank Oil		Reservoir Fluid	
	Mol.%	Wt.%	Mol.%	Wt.%	Mol.%	Wt.%
C21	0.000	1.881	1.108	1.337	0.376	
C22	0.000	1.736	0.977	1.234	0.331	
C23	0.000	1.566	0.843	1.113	0.286	
C24	0.000	1.408	0.727	1.001	0.246	
C25	0.000	1.308	0.648	0.930	0.220	
C26	0.000	1.208	0.576	0.858	0.195	
C27	0.000	1.134	0.521	0.806	0.176	
C28	0.000	1.062	0.470	0.755	0.159	
C29	0.000	0.971	0.415	0.690	0.141	
C30+	0.000	17.305	5.353	12.302	1.815	
Total	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000	

Properties of Reservoir Fluid	Fraction	Estimated Density ¹ g/cm ³	Molecular Weight g/mol	Wt.%	Mol.%
		C7+	0.823	189	68.274
	C12+	0.863	282	43.368	12.820
	C20+	0.906	428	22.551	4.395
	Cn+	0.929	565	12.302	1.815
	Whole Fluid		83.3	100.000	100.000

¹ Density: Taken from Katz and Firoozabadi, *Journal of Petroleum Tech.*, Nov. 1978.