

Université 20 août 1955-SKIKDA

Faculté de Technologie

Département de Pétrochimie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Génie Pétrochimique

Thème :

Impact des composants pétroliers sur les équipements industriels : optimisation de la séparation et étude des impacts liés à la formation de givrage et au dépôt de sulfate de baryum

Réalisé par :

- Mr. BOUOUDEN Abdelmounaim Mohammed Serradj
- Mm. DEHAMCHI Malak
- Mr. MELIZI Yahia

Encadré par :

Dr. SAADI Chahrazed

Année universitaire : 2024-2025

Remerciement

Tout d'abord nous exprimons notre profonde gratitude à notre dieu le tout puissant qui nous a éclairés dans le chemin du savoir.

Nous remercions aussi nos parents qui ont toujours été là pour nous, et qui nous ont donné un magnifique modèle de labeur et de persévérance.

Nous témoignons notre profonde reconnaissance à notre enseignante et encadrante Madame SAADI Chahrazad pour son aide, sa disponibilité, son sérieux ainsi que ses encouragements.

Nous remercions également la société DP-IN AMENAS et REB et son équipe pour leur contribution à notre projet, particulièrement Monsieur H. ALLAM, Monsieur M. GUERRIOUA et Monsieur B. HAMMANI, notre encadrant professionnel au sein de l'entreprise. Leur patience, leur disponibilité et leurs précieux conseils ont été d'une grande aide pour l'avancement de notre projet.

Tous les enseignants du département de pétrochimie et en particulier Madame BOULAHNECHE Samia et sans oublier l'ensemble de nos enseignants pour leurs efforts et leurs précieuses aides.

Sans oublier de remercier toutes les personnes qui nous ont aidés, pour réaliser ce travail de près ou de loin, ainsi que tous nos amis.





Dédicace

À ma chère mère Soussou, mon pilier, mon courage, mon exemple. Vous avez sacrifié tant pour moi, vous m'avez soutenu sans relâche. Aucune parole ne saurait exprimer ma gratitude. Merci du fond du cœur.

À mes grands-parents Mohammed Tayeb et Hafiza, mes oncles et mes tantes, merci pour vos encouragements, votre bienveillance, et pour avoir toujours cru en moi.

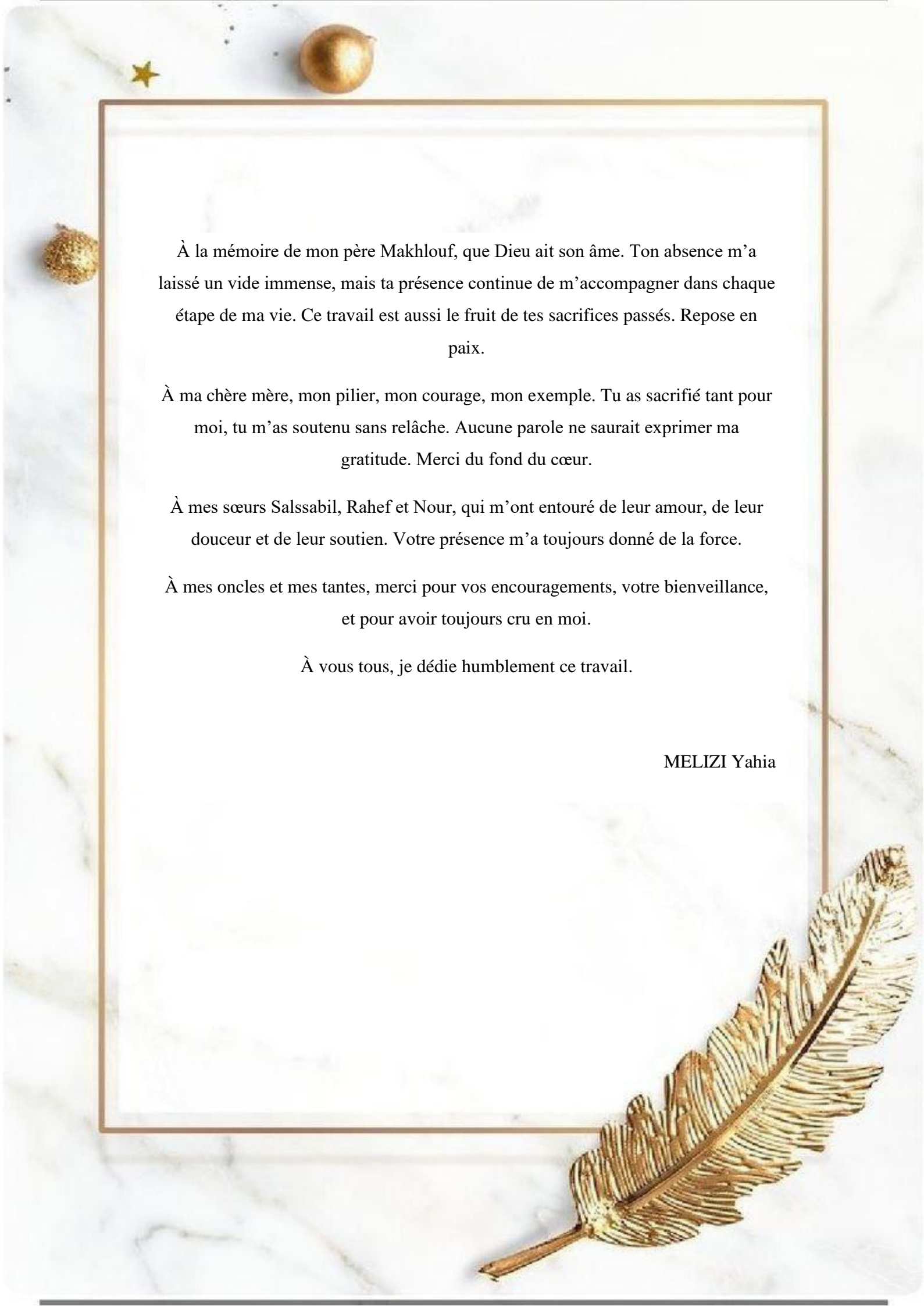
À ma sœur Widjedane Amira Malak, qui m'a entouré de son amour, de sa douceur et de son soutien. Ta présence m'a toujours donné de la force.

À mon Frère MENADI Mohammed El Amine pour votre présence rassurante, vos encouragements constants et vos mots réconfortants dans les moments les plus exigeants.

À **mes amis**, la cité 05, Pour votre soutien moral, vos conseils et votre amitié sincère tout au long de ces années.

BOUOUDEN Am Med Serradj





À la mémoire de mon père Makhlouf, que Dieu ait son âme. Ton absence m'a laissé un vide immense, mais ta présence continue de m'accompagner dans chaque étape de ma vie. Ce travail est aussi le fruit de tes sacrifices passés. Repose en paix.

À ma chère mère, mon pilier, mon courage, mon exemple. Tu as sacrifié tant pour moi, tu m'as soutenu sans relâche. Aucune parole ne saurait exprimer ma gratitude. Merci du fond du cœur.

À mes sœurs Salssabil, Rahef et Nour, qui m'ont entouré de leur amour, de leur douceur et de leur soutien. Votre présence m'a toujours donné de la force.

À mes oncles et mes tantes, merci pour vos encouragements, votre bienveillance, et pour avoir toujours cru en moi.

À vous tous, je dédie humblement ce travail.

MELIZI Yahia



À mes parents,

Pour vos sacrifices silencieux, votre amour inestimable, vos prières continues et votre soutien inconditionnel. Ce travail est le fruit de votre abnégation et de votre foi en moi.

À mon frère Mohammed Akram ; mes sœurs Mounira et Maha,

Pour votre présence rassurante, vos encouragements constants et vos mots réconfortants dans les moments les plus exigeants.

À mes nièces Mayar Aïtr El Djanna , Hazar Aïtr Errouh , Rochane , Layane et mon petit neveu Rakan Taim El rahman.

Mes gendres Guedri et Abd El Halim.

À Amani,

Pour ton soutien moral, tes conseils et ton amitié sincère tout au long de ces années.

À tous ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de ce travail,

Je vous dédie humblement ce mémoire.

DEHAMCHI Malak



Résumé

Ce mémoire porte sur l'optimisation de la pression du séparateur triphasique en vue d'améliorer la performance de production dans les installations pétrolières. Une modélisation sous Aspen HYSYS a permis d'identifier la pression optimale, aboutissant à une amélioration du débit et de la stabilité du système.

Parallèlement, une analyse du givrage dans les unités de traitement de gaz a été menée. Les causes (humidité, détente) et les impacts opérationnels ont été identifiés. Pour y remédier, des procédés d'injection de méthanol/glycol ont été évalués, ainsi que des solutions proposées comme l'ajout d'échangeurs thermiques et de coalesceurs.

Enfin, l'étude des dépôts de sulfate de baryum (BaSO_4), dus à l'incompatibilité des eaux de formation et d'injection, a permis de comparer deux stratégies : le remplacement mécanique des sections obstruées et l'inhibition chimique par ACUMER 1100.

Ce travail souligne l'importance de l'optimisation des paramètres de procédé et de la gestion proactive des phénomènes physico-chimiques pour la pérennité des installations pétrolières.

Liste des codifications et abréviations

ATM : Atmosphère

Ba²⁺: Ions Baryum

BaCl₂ : Chlorure de Baryum

BaCO₃ : Carbonate de Baryum

BaSO₄ : Sulfate de Baryum

BBL/J : Baril par jour

BP : Basse pression

Ca²⁺ : Ions Calcium

CaCO₃ : Carbonate de Calcium

CaSO₄ : Sulfate de Calcium

CaSO₄.2H₂O: Gypse

Cl₂: Ions Chlorure

CO₂ : Gaz Carbonique

CPF : Central Processing Facility (Centre de production d'huile)

GOR: Gas-to-Oil Ratio (rapport gaz-petrole)

g/L : gramme/Litre

H⁺ : Ions Hydrogène

H₂ : Hydrogène

H₂O : Molécule d'eau

HCO₃⁻ : Ions Bicarbonates

HP : Haute pression

HT : Haute température

K⁺ : Ions Potassium

K_{ps} : Produit de Solubilité

m : mètre

Mg²⁺ : Ions Magnésium

MP : Moyenne pression

Na⁺ : Ions Sodium

NaCl : Chlorure de Sodium

PC : Pression de traitement

PD : Pression Duse

PF : Pression flow fond

PG : Pression gisement

PPM : Partie par million

PT : Pression tête puit

REB : RHOURE EL BAGUEL

RVP : Tension de vapeur Reid

SO₄²⁻ : Ions de Sulfates

Sr²⁺: Ions Strontium

SrSO₄ : Sulfate de Strontium

ST : STAH

TVR : Tension de vapeu

Liste des figures :

Figure I.1.1: Séparateur à moyenne pression (MP).....	P7
Figure I.1.2: Schéma simplifié de l'étape de séparation.....	P7
Figure I.1.3: Schéma de l'unité CPI.....	P8
Figure I.1.4: Colonne de stabilisation basse pression.....	P9
Figure I.1.5: Colonne de stabilisation haute pression.....	P10
Figure I.1.6: Unité de compression et de traitement de l'air pour l'alimentation en air instrument (CPF/TCF).....	P11
Figure I.1.7: Turbogénérateur / Turbine à gaz PGT10 (11W).....	P12
Figure I.1.8: Bac de stockage à toit flottant.....	P13
Figure I.2.1: Vu à la puit DL 101 et ces informations.....	P14
Figure I.2.2: Données principales de DL101.....	P14
Figure I.2.3: Organigramme de la direction régionale IN-AMENAS.....	P15
Figure I.2.4: Schéma de l'unité. MPDL.....	P17
Figure I.2.5: Vue générale d'unité.....	P18
Figure I.2.6: Schéma de l'unité RGTE.....	P19
Figure I.3.1: Liaisons de collecte de pétrole brut dans la région de STAH.....	P20
Figure I.3.2: Unité de production STAH.....	P21
Figure I.3.3: Dépôt de sulfate de baryum au niveau de l'unité de production STAH (10/05/2010).....	P22
Figure I.3.4: Schéma récapitulatif de l'unité de séparation STAH ainsi que les zones de formations de la baryte.....	P23
Figure I.3.5: La position des trois unités visitées.....	P24
Figure II.1: Situation de la séparation dans un traitement d'huile.....	P26
Figure II.2: Principe de la séparation.....	P27
Figure II.3: Composition effluent en tête de puits.....	P27
Figure II.4: Diagramme P-T représentatif de l'évolution du fluide au cours de son Trajet..	P29
Figure II.5: Vue d'un séparateur triphasique.....	P31
Figure II.6: Localisation d'un déflecteur dans un séparateur.....	P32
Figure II.7: Localisation d'un demister dans un séparateur.....	P33
Figure II.8: Mist extractor.....	P33
Figure II.9: Déversoire (Weir or Weir plate).....	P34
Figure II.10 : Les différentes sections sur un séparateur vertical.....	P35

Figure II.11 : Les différentes sections sur un séparateur horizontal.....	P35
Figure II.12: Séparateur vertical deux phases.....	P36
Figure II.13: Vue détaillée d'un séparateur triphasique.....	P36
Figure II.14: Vue écorchée d'un séparateur horizontal diphasique.....	P37
Figure II.15: Vue écorchée d'un séparateur horizontal triphasique.....	P37
Figure II.16: Séparateur Sphérique 2 phases.....	P38
Figure II.17: Schéma de principe d'une unité de distillation initiale du pétrole brut.....	P42
Figure II.18: Schéma d'une unité de distillation initiale à deux colonnes.....	P43
Figure II.19: Installation de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (avec ballon de flash).....	P43
Figure III.1: Différents structures des hydrates.....	P49
Figure IV.1: Dépôt de sulfate de baryum « BaSO ₄ ».....	P60
Figure IV.2 : Dépôt BaSO ₄ au niveau d'une canalisation.....	P61
Figure IV.3: Sulfate du baryum.....	P62
Figure IV.4 : Mécanisme de formation du sulfate de baryum.....	P63
Figure IV.5: l'effet de la pression sur la solubilité de NaCl.....	P65
Figure IV.6: L'image de SEM d'un échantillon de grés non précipite.....	P67
Figure IV.7: L'image de SEM du dépôt de BaSO ₄ dans un échantillon de grés a 200 psi et 80 C°.....	P67
Figure IV.8: la précipitation de BaSO ₄ dans les installations de fond et de surface.....	P68
Figure IV.9: La précipitation de BaSO ₄ dans les installations de fond et de surface.....	P69
Figure V.1: Schéma simplifier de la phase de séparation de la région REB.....	P78
Figure V.2: Le modèle thermodynamique choix.....	P79
Figure V.3: Schéma PFD de séparation (Cas design).....	P80
Figure V.4: Simulation du cas actuel.....	P85
Figure V.5: Simulation du nouvel cas (optimise).....	P86
Figure V.6: Schéma d'injection de méthanol dans une ligne de gaz naturel.....	P89
Figure V.7: Schéma fonctionnel de la combinaison coalesceur – échangeur thermique – méthanol en hiver.....	P98
Figure V.8 : évolution de la turbidité ou concentration Ba ²⁺ avant et après injection.....	P103
Figure V.9: Schéma d'injection de l'inhibiteur dans la ligne de production.....	P104

Figure V.10: Effet dose-réponse de A-1100 : pourcentage d'inhibition vs ppm injecté....**P105**

Figure V.11: Comparaison du coût total (€/an) entre solutions chimiques et mécaniques.**P107**

Liste des tableaux :

Tableau I.3.1: Capacité de traitement de l'unité de séparation STAH.....	P21
Tableau I.3.2: Paramètres de fonctionnement de l'unité de séparation STAH.....	P21
Tableau II.1 : Essais de séparation d'un fluide réservoir.....	P28
Tableau II.2 : Avantages et inconvénient des différent types de séparateur.....	P39
Tableau III.1 : Propriétés physiques des hydrates.....	P52
Tableau III.2 : Conductivité thermique d'hydrates, glace et d'eau (selon, 1998).....	P53
Tableau III.3 : Chaleurs de formation / dissociation des hydrates.....	P54
Tableau III.4 : Comparaison entre les méthodes de prévention de la formation des hydrates.....	P58
Tableau IV.1: Produits de solubilité de quelques sulfates.....	P70
Tableau IV.2: Solubilité du BaSO ₄ (Kohlrausch).....	P70
Tableau IV.3: Solubilité du BaSO ₄ (Cowan et Weintritt).....	P71
Tableau V.1: Le domaine d'application de PR et SRK.....	P79
Tableau V.2: Paramètres des séparateurs (Cas design).....	P81
Tableau V.3: Paramètres des séparateurs (Cas design) simule.....	P82
Tableau V.4: Validation de simulation (Cas design).....	P83
Tableau V.5: Débit de pétrole produit (design / actuel).....	P84
Tableau V.6: Comparaison de production entre les deux cas.....	P87
Tableau V.7: L'effet de la pression sur le gain de production.....	P87
Tableau V.8: Comparaison synthétique des principales solutions techniques contre le givrage dans les unités de traitement de gaz naturel.....	P96
Tableau V.9: Paramètres d'injection de l'inhibiteur ACUMER™ 1100.....	P103
Tableau V.10: Caractéristiques physico-chimiques.....	P104
Tableau V.11: Rendement de l'inhibition du BaSO ₄ en fonction de la dose injectée.....	P105
Tableau V.12 : Comparaison entre le remplacement mécanique et l'inhibition chimiqu...	P107

Tableau de matières :

Liste des codifications et abréviations	
Liste des figures	
Liste des tableaux	
Introduction générale ;.....	P1
Chapitre I : Description des unités	
I.1. Présentation de la région RHOUE EL-BAGUEL ;.....	P5
I.1.1. Situation du champ de RHOUE EL BAGUEL ;.....	P5
I.1.2. Centre de production huile (CPF) ;.....	P6
1. Unité de traitement ;.....	P6
2. Unité API/CPI ;.....	P8
3. Unité d'optimisation ;.....	P8
a. Section stabilisation basse pression ;.....	P8
b. Section stabilisation haute pression ;.....	P9
4. Les utilités ;.....	P10
I.2. Présentation de la région IN-AMENAS ;.....	P13
I.2.1. Situation du région IN-AMENAS ;.....	P13
I.2.2. Les unités de production et traitement des hydrocarbures ;.....	P16
1. MPDL : maintien de pression d'EDJELEH (DL) ;.....	P16
2. RGTE : L'unité de Récupération des Gaz Torchés EDJELEH ;.....	P17
I.3. Présentation d'unité de production au niveau du champ STAH ;.....	P19
I.3.1. Les réseaux de collectes (Manifold) ;.....	P19
I.3.2. Présentation du l'unité de production de STAH ;.....	P20
I.3.3. Les problèmes d'exploitation à l'unité de séparation STAH ;.....	P22
Chapitre II : Généralité sur la séparation	
Introduction ;.....	P26
II.1. Généralité sur la séparation ;.....	P26
II.1.1. Définition de la séparation ;.....	P26
II.1.2. Le rôle de séparation ;.....	P26
II.1.3. Principe de la séparation ;.....	P27
II.1.4. Les processus de la séparation ;.....	P29

II.1.5. Facteurs influençant la séparation ;.....	P30
II.2. Généralités sur les séparateurs ;.....	P31
II.2.1. Ballon de séparation ;.....	P31
II.2.2. Mécanisme Fonctionnement de séparateur ;.....	P31
II.2.3. Les sections d'un séparateur ;.....	P34
II.2.4. Les différents types de séparateurs ;.....	P36
II.2.5. Avantages et inconvénient des différent types de séparateur ;.....	P39
II.3. Le dessaleur ;.....	P40
II.3.1. Définition de dessalage ;.....	P40
II.3.2. Les paramètres de dimensionnement du dessaleur ;.....	P40
II.4. La distillation atmosphérique du pétrole ;.....	P41
II.4.1. La distillation primaire sous pression atmosphérique ;.....	P41
II.4.2. Les différents types de schéma de distillation atmosphérique ;.....	P42
Conclusion ;.....	P43
 Chapitre III : Formation de givrage	
Introduction ;.....	P45
III.1. Définition ;.....	P45
III.2. Formation des hydrates ;.....	P45
III.3. Les types des hydrates ;.....	P46
III.3.1. Hydrates formés avec de petites molécules ;.....	P46
III.3.2. Hydrates formés avec de grandes molécules ;.....	P46
III.4 Structure des hydrates ;.....	P47
III.5. Analogie avec la glace ;.....	P50
III.6. Les causes de givrage ;.....	P50
III.7. Facteurs favorisant l'accroissement du givrage ;.....	P51
III.8. Type de givrage ;.....	P51
III.8.1. Givrage externe ;.....	P51
III.8.2. Givrage interne ;.....	P52
III.9. Propriétés physico-thermique des hydrates ;.....	P52
III.9.1. Conductivité thermique ;	P53
III.9.2. Capacité calorifique ;.....	P53
III.9.3. Chaleur de dissociation des hydrates ;.....	P54
III.10. Détection et formation du givrage dans les canalisations ;.....	P55

III.10.1. Détection du givrage ;	P55
III.10.2. Formation des hydrates (givrage) dans les canalisations ;.....	P55
III.11. Méthodes de prévention de la formation des hydrates ;.....	P56
III.11.1. Introduction d'inhibiteurs chimiques ;.....	P56
III.11.2. La méthode à Double détente ;.....	P57
III.11.3. Inhibition thermique (chauffage du gaz) ;.....	P57
Conclusion ;.....	P58

Chapitre IV : La déposition du sulfate de baryum

Introduction ;.....	P60
IV.1. Généralité sur sulfate de baryum ($BaSO_4$) ;.....	P60
IV.1.1. Définition ;.....	P61
IV.1.2. Origine de sulfate de baryum ;.....	P61
IV.2. Formation de sulfate de baryum ;.....	P62
IV.2.1. Mécanismes de formation des dépôts du sulfate de baryum ;.....	P63
IV.2.2. Processus de formation des dépôts du sulfate de baryum ;.....	P64
1. Formation du germe ;.....	P64
2. Croissance cristalline ;.....	P64
3. Agglomération et Agrégation ;.....	P64
IV.2.3. Effet de certains paramètres sur la formation de sulfate de baryum ;.....	P65
IV.3. Caractérisation des dépôts de sulfate de baryum ;.....	P67
IV.4. Localisation des dépôts de sulfate baryum ;.....	P68
IV.5. Caractéristiques des sulfates de baryum ;.....	P68
Conclusion (Impacts opérationnels et économiques) ;.....	P71

Chapitre V : Optimisation et protocoles appliqués

Problématique ;.....	P73
V.1. Partie optimisation ;.....	P75
V.1.1. La simulation d'un procédé ;.....	P75
V.1.2. Description du logiciel HYSYS ;.....	P77
V.1.3. Objectif générale ;.....	P78
V.1.4. Choix de l'objectif ;.....	P78
V.1.5. Détermination de la pression optimale des séparateurs ;.....	P78

V.1.5.1. Application numérique ;.....	P79
V.1.6. Choix du modèle thermodynamique ;.....	P79
V.1.6.1. Vérification de cas design ;.....	P81
V.1.6.2. Calcul de l'erreur ;.....	P83
V.1.6.3. Interprétation de résultats ;.....	P84
V.1.7. Simulation cas actuel et cas optimise ;.....	P85
V.1.7.1. Interprétation de résultats ;.....	P88
V.1.8. Bilan d'étude ;.....	P90
V.2. Partie givrage ;.....	P88
V.2.1. Inhibition chimique ;.....	P88
V.2.1.1. Inhibition au méthanol ;.....	P89
a) Caractéristiques techniques ;.....	P89
b) Avantages ;.....	P90
c) Inconvénients ;.....	P90
d) Main-d'œuvre requise ;.....	P90
V.2.1.2. Inhibition au glycol (MEG / TEG) ;.....	P90
a) Caractéristiques techniques ;.....	P91
b) Avantages ;.....	P91
c) Inconvénients ;.....	P91
d) Coût estimé ;.....	P91
e) Main-d'œuvre requise ;.....	P92
V.2.2. Utilisation des échangeurs thermiques comme solution au givrage ;.....	P92
V.2.2.1. Principe de fonctionnement ;.....	P92
V.2.2.2. Types d'échangeurs utilisés ;.....	P92
V.2.2.3. Caractéristiques techniques ;.....	P93
V.2.2.4. Avantages ;.....	P93
V.2.2.5. Inconvénients ;.....	P93
V.2.2.6. Aspects économiques et opérationnels ;.....	P94
V.2.3. Utilisation des coalesceurs comme solution préventive ;.....	P94
V.2.3.1. Principe de fonctionnement ;.....	P94
V.2.3.2. Types de coalesceurs ;.....	P94
V.2.3.3. Caractéristiques techniques ;.....	P95
V.2.3.4. Avantages ;.....	P95

V.2.3.5. Inconvénients ;.....	P95
V.2.3.6. Aspects économiques et opérationnels ;.....	P95
V.2.4. Tableau comparatif synthétique ;.....	P96
V.2.5. Analyse comparative des solutions techniques ;.....	P97
V.2.6. Recommandations pratiques pour In Amenas ;.....	P97
❖ Combinaison optimale en hiver : coalesceur, échangeur thermique et inhibition chimique ;.....	P97
V.3. Partie Dépôt du sulfate de baryum ;.....	P99
V.3.1. Procédé appliqué : remplacement mécanique des sections obstrués ;.....	P99
a) Description du procédé ;.....	P99
b) Procédure opératoire ;.....	P99
c) Données industrielles et conditions de travail ;.....	P101
d) Coûts estimés par opération ;.....	P101
e) Inconvénients du procédé mécanique ;.....	P101
V.3.2. Procédé proposé : inhibition chimique par ACUMER™ 1100 ;.....	P102
a) Principe de fonctionnement ;.....	P102
b) Paramètres opératoires recommandés ;.....	P102
c) Fiche technique de l'ACUMER™ 1100 ;.....	P104
d) Conditions d'application sur site ;.....	P104
e) Performance et rendement ;.....	P105
f) Suivi et maintenance ;.....	P106
g) Avantages techniques ;.....	P106
h) Limites et précautions ;.....	P106
V.3.3. Comparaison technico-économique des deux procédés chimiques ;.....	P106
V.3.4. Recommandation technique ;.....	P108
V.3.5. Bilan d'étude ;.....	P108
Conclusion générale ;.....	P109
Références bibliographiques ;	
Annexes ;	

Introduction générale

Introduction générale

Le pétrole demeure, à ce jour, l'une des ressources énergétiques les plus stratégiquement importantes au monde. Il est omniprésent dans presque tous les secteurs industriels et sert non seulement de source d'énergie primaire, mais aussi de matière première clé pour les dérivés chimiques, plastiques et de combustibles. Bien que des progrès aient été réalisés vers les énergies renouvelables, la demande mondiale de pétrole reste élevée, soulignant ainsi son rôle principal dans l'économie actuelle [1].

L'industrie pétrolière repose sur des infrastructures complexes, exposées à des conditions extrêmes de température, de pression et de composition chimique. Ces conditions favorisent l'apparition de divers phénomènes physico-chimiques indésirables, compromettant l'efficacité des installations, la sécurité des opérations et la rentabilité des exploitations. Parmi ces défis, l'impact des composants pétroliers et des impuretés associées sur les équipements industriels représente une problématique majeure, souvent à l'origine de pertes économiques importantes.

Dans le cadre de l'exploitation pétrolière, la séparation efficace des phases (huile, gaz et eau) constitue une étape critique pour assurer une production stable et économiquement fiable. L'un des paramètres influençant fortement cette séparation est la pression de fonctionnement des séparateurs. Une pression inadéquate peut réduire le taux de récupération du pétrole brut, augmenter les pertes de gaz et provoquer des déséquilibres dans les processus en aval [2].

Au voisinage, l'industrie du gaz naturel est confrontée à un phénomène de givrage. La présence d'eau, sous forme de vapeur ou de fines gouttelettes, peut entraîner, sous certaines conditions de température et de pression, la formation d'hydrates de gaz – des structures cristallines semblables à de la glace – susceptibles d'obstruer les pipelines et de provoquer des pannes d'équipements [3-4]. Ce phénomène est particulièrement préoccupant dans les zones sahariennes comme à In Amenas (champ d'Edjeleh), où les températures basses combinées aux effets de détente du gaz favorisent la cristallisation. Le givrage peut ainsi entraver la continuité du traitement du gaz et son transport, et causer ainsi des arrêts de production coûteux.

En plus, les eaux industrielles utilisées ou co-produites dans les procédés pétroliers contiennent souvent des substances dissoutes et en suspension qui peuvent entraîner la formation de dépôts solides sur les surfaces internes des équipements. Ces dépôts, souvent très durs, peuvent inclure des hydrocarbures lourds, des sels de calcium et de magnésium, des composés ferreux, des huiles industrielles ou encore des particules silicatées [5]. Le mélange de sources d'eau chimiquement incompatibles peut également favoriser la précipitation de minéraux comme le **sulfate de baryum (BaSO₄)** ou le **carbonate de baryum (BaCO₃)**, formes cristallines très peu solubles qui se déposent dans les lignes de production et les équipements, notamment dans les champs de production d'Ilizi (STAH) [6-7].

Afin d'examiner concrètement ces contraintes, ce mémoire repose sur trois axes techniquement réalisés au sein des trois complexes pétroliers opérés par Sonatrach. Le premier stage, au Centre de Production de Rhourd El Baguel (CPF – Hassi Messaoud), focalisé sur l'optimisation des procédés de séparation pour augmenter son rendement et réduire l'effet de l'augmentation de la pression. Le deuxième, réalisé dans les installations de traitement de gaz d'**In Amenas (champ d'Edjeleh)**, porté sur l'impact du phénomène de **givrage**. Le troisième stage, mené dans la région de **STAH (Ilizi)**, visé l'influence du **sulfate de baryum** dans les canalisations de transport du brut.

La structure du mémoire s'articule comme suit : le **chapitre 1** est consacré à la description technique des unités industrielles visitées ; le **chapitre 2** traite le principe de séparation pétrolière ; le **chapitre 3** est dédié au phénomène de givrage ; le **chapitre 4** analyse la déposition du sulfate de baryum, tandis que le **chapitre 5** regroupe les phénomènes rencontrés et l'analyse des solutions techniquement adaptables sur sites.

Ce travail vise ainsi à mieux comprendre l'impact des composants pétroliers et des conditions opérationnelles sur les différents équipements et installations, en s'appuyant sur des observations visuelles, en plus d'une analyse rigoureuse des mécanismes physico-chimiques en s'appuyant sur des notes bibliographiques et manuels des procédés.

Chapitre I :

Description des unités

Dans le cadre de notre projet de fin d'études, nous avons eu l'opportunité d'effectuer une série de visites techniques sur site au sein de plusieurs installations pétrolières situées dans le sud algérien. Cette visite, répartie sur trois sites distincts, nous a permis de mieux comprendre les procédés d'exploitation, de traitement et de maintenance dans différentes unités de production. Chaque site visité présente des caractéristiques techniques et opérationnelles particulières, ce qui a enrichi notre expérience et notre analyse des phénomènes rencontrés sur le terrain.

Les zones concernées par notre visite sont les suivantes :

- 1. La région de RHOURE EL BAGUEL, au niveau du Centre de Production d'Huile (CPF),**
- 2. La région d'IN AMENAS, plus précisément le Champ d'EDJELEH,**
- 3. Unité de production du champ de STAH.**

I.1. Présentation de la région RHOURE EL BAGUEL

I.1.1. Situation du champ de RHOURE EL BAGUEL

Le champ de RHOURE EL BAGUEL est situé dans la partie Nord-est du Sahara algérien à environ 90 Km au Sud-est de HASSI MESSAOUD, SUR la route d'ELBOURMA. Il s'étend du Sud-ouest au Nord-est sur une longueur de 11.2 Km et une largeur de 7 Km.

a. Coordonnées géographiques

X = 6° 54' 00" à 7° 01' 00" (longitude Est)

Y = 31° 20' 00" à 31° 28' 00" (latitude Nord)

Altitude moyenne : 150 m.

Superficie : 164.05 Km²

b. Historique de champ REB

Le champ de RHOURE EL-BAGUEL a été mis en production en 1962 par la société américaine Sinclair Oil et Sonatrach avec une production de 17000 mètres cube de pétrole brut par jour.

En octobre 1991, Sonatrach lance un appel d'offre auprès des compagnies pétrolières internationales ayant pour objectif principal, l'augmentation du taux de récupération des réserves de pétrole brut du gisement de RHOURE EL-BAGUEL.

Le 18 novembre 1992 « Arco » présente une offre définitive et se déclare d’être en mesure pour atteindre l’objectif principal de l’appel d’offres par la mise en œuvre d’un procédé d’injection de gaz miscible.

Le 12 juillet 1994, un accord cadre est conclu entre Sonatrach et Arco, cet accord contient les principes fondamentaux régissant leurs relations dans le cadre du contrat. Une lettre d’accord est signée le 15 février 1996. En juillet 1996, le contrat entra en vigueur, ce contrat est de type partage de production, la part revenant au partenaire est de 49%. Ce contrat est d’une durée de 25 ans avec la possibilité d’extension à 30 ans.

La production cumulée pendant la durée du contrat est estimée à 563 millions de barils. Mais cette société a été rachetée en 2000 par BP (British Petroleum), cette association fut appelée « Sonarco ».

c. Les différentes dates-clés

1962 : Le gisement de REB est découvert par la compagnie SINCLAIR OIL.

1969: Fusion de SINCLAIR OIL avec ATLANTIC RICHFIELD.

1996 : ARCO et SONATRACH signent un contact de partage de production.

1999 : Achèvement de la première phase du projet de récupération assisté

2000 : BP remplace ARCO dans le projet de développement de REB

2011 : La fin du contrat Sonatrach –BP, Sonatrach prend le contrôle total de la région REB.

I.1.2. Centre de production huile (CPF)

1. Unité de traitement

❖ Section de séparation

Consiste à traiter les effluents HP (haute pression), MP (moyenne pression) et LP (basse pression) provenant des puits HP, MP et LP respectivement à travers les manifolds dans le but d’une séparation du pétrole en trois éléments suivant leurs densités ; le gaz, le brut et l’eau.

On distingue :

Les séparateurs HP (V1509, V1523, V1527) sont entamés pour tenir la charge des manifolds HP à une pression de 30 bars et une température de 460°C pour garantir la séparation du brut et gaz, l’écoulement gaz de ces séparateurs est envoyé vers TCF pour être déshydraté au TEG, comprimer à une pression de 167 bars et par la suite injecte aux puits tandis que l’huile s’écoule directement vers les séparateurs MP1.

Les séparateurs MP sont composés de deux batteries :

MP1 (V1521, V1522, V1511) et MP2 (V1529, V1530, V1531)

Les séparateurs MP1 sont alimentés par la charge provenant des manifolds MP et aussi par le brut soutiré des séparateurs HP pour être séparé de nouveau. Ils fonctionnent actuellement à une pression 15 bars et température de l'ordre de 420°C.

Le débit gazeux des séparateurs MP1 a deux chemins, une partie vers (TCF) au ballon V2007 pour alimenter le compresseur MP Booster et l'autre partie s'achemine vers le ballon d'aspiration FA4510 du compresseur GBT4502 (2ème étage).



Figure I.1.1: Séparateur à moyenne pression (MP).

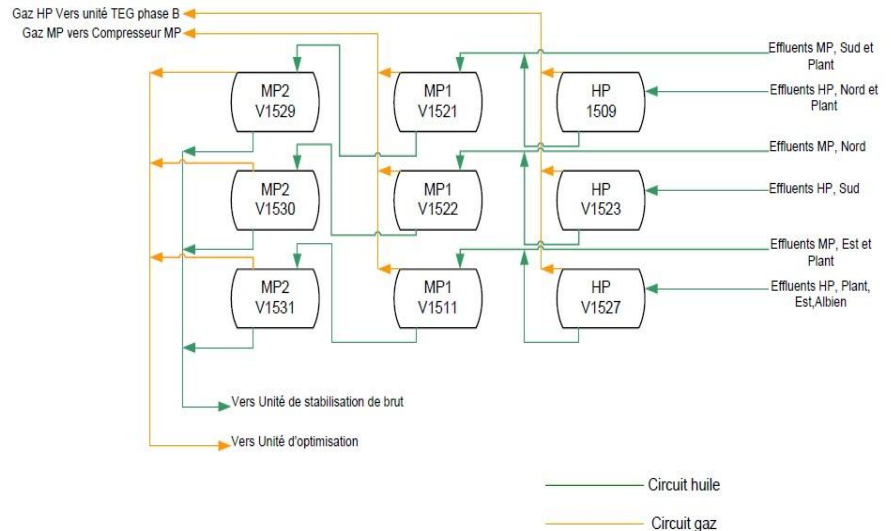


Figure I.1.2: Schéma simplifié de l'étape de séparation.

Les séparateurs MP2 reçoivent le brut des séparateurs MP1 puis il est envoyé vers le séparateur LP (V1532). La pression de service est de 12 bars, les liquides de cette batterie seront envoyés vers la nouvelle colonne de stabilisation V1513, actuellement elle est indisponible et le brut se dirige vers V1532 (séparateur LP)

Le séparateur LP reçoit le brut du manifold LP, l'huile sortant du V1532 s'écoule vers le ballon FA4504 et sera orientée par la suite vers la colonne de stabilisation basse pression LP (DA4501)

Les deux gaz MP2 et LP se rencontrent dans le ballon FA4507 pour alimenter le ballon d'aspiration FA4501 du compresseur GBT4501 (1er étage)

Remarque : les eaux sortant des séparateurs HP, MP, LP sont envoyés vers unité API/CPI

2. Unité API/CPI

Ce sont des bassins en béton armé muni des plaques ondulées pour récupérer le brut contenu dans l'eau.

La récupération du brut résiduel par décantation de l'eau albienne et cambrienne provenant des séparateurs HP, MP et LP en passant par les ballons de dégazage albien et cambrien V3003 et V3004, les vapeurs inflammables de ces dégazeurs sont directement évacués vers la torche.

L'eau huileuse des ballons de dégazage rejoint le réservoir dans lequel le pétrole et l'eau se séparent. Le brut récupéré est envoyé au stabilisateur de brut ou vers les bacs de stockage, tandis que l'eau salée est envoyée vers bourbier.

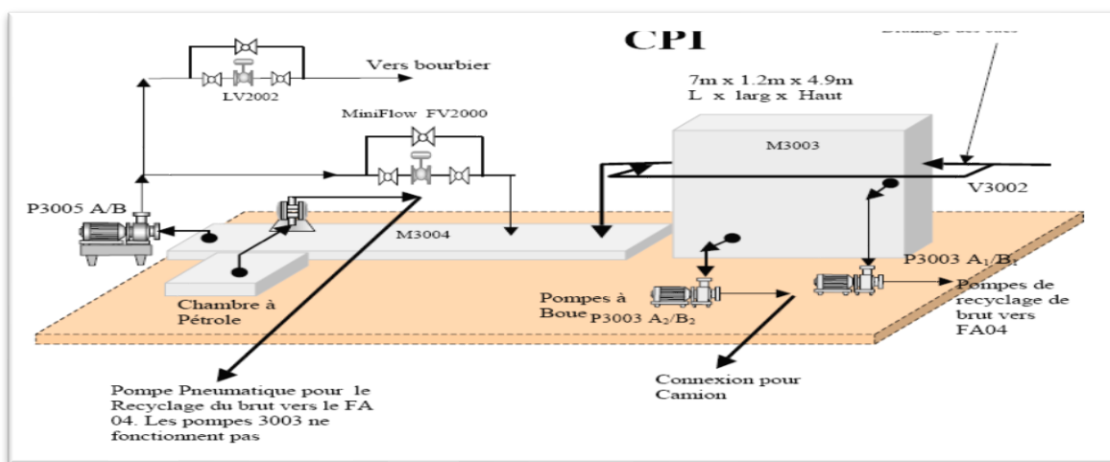


Figure I.1.3: Schéma de l'unité CPI.

3. Unité d'optimisation

L'unité d'optimisation a pour but d'ajuster la tension de vapeur TVR du brut, récupérer le condensât contenus dans le gaz associé, stabiliser et produire le propane pour l'utiliser comme carburant pour l'alimentation des turbines à gaz et les fours, actuellement ce dernier est isolé ; l'unité est constituée par trois sections essentielles

a. Section stabilisation basse pression

Le brut sortant du ballon FA4504 est refoulé par la pompe GA4504 à 7 bars vers la colonne de stabilisation DA4501, cette dernière contient 18 plateaux et fonctionne sous une basse pression (2-3) bars pour assurer la séparation gaz-brut afin de modéliser (diminuer) la tension de vapeur TVR du brut. Le rebouillage de la charge à une température de 132°C est assuré par deux rebouilleurs EA 4501&S, le brut circule cote calandre et l'huile chaude cote faisceau (tube)

Le brut ainsi stabilisé, après avoir été refroidi dans l'aéroréfrigérant EC4511 à 40°C sera envoyé vers le séparateur 3ème étage V1524 pour le dégazer ainsi l'huile s'écoulera par gravité vers le bac de stockage.

Le débit gazeux sortant de la tête de la colonne DA4501, le gaz provenant des séparateurs LP, MP2 et FA4504 alimentent le ballon FA4507. La partie gazeuse est envoyée vers le ballon d'aspiration FA4501 (Eliot 1er étage) tandis que les condensats seront recyclés vers FA4504.

Le gaz du ballon FA4501 est aspiré à une pression de 1.6 bars et comprimé par l'intermédiaire d'un compresseur GBT4501 à une pression de 14 bars puis refoulé vers l'aéroréfrigérant EC4512 pour le refroidissement du gaz à 33°C ; l'effluent est recueilli dans le ballon FA4501 puis envoyé vers le ballon d'aspiration FA4510 (Eliot 2ème étage)



Figure I.1.4: Colonne de stabilisation basse pression.

b. Section stabilisation haute pression

Le brut sortant des séparateurs V1529, V1530 et V1531 est pompé à une pression de 15 bars par les pompes P1501A/B/C, chauffé dans les échangeurs E1502A/B pour alimenter la colonne de stabilisation HP (V 1513) qui comprend 20 plateaux et assure la même fonction que la colonne DA4501 mais la stabilisation se fait à une pression plus grande que celle de la colonne LP (P=15bars)

La circulation du rebouillage se fait par les pompes P1502A/B en échangeant la chaleur dans les échangeurs de chaleurs E1403A/B avec l'huile chaude provenant du four F5001.

Le gaz sortant de la colonne et le gaz de refoulement de 1er étage se rencontrent pour alimenter le ballon d'aspiration FA4510 du compresseur GBT4502 (2ème étage) puis il sera refroidi dans l'aéroréfrigérant EC4513 puis recueilli dans le ballon FA4503 pour extraire les condensats qui sont envoyés vers FA4504 ; Le gaz sortant du FA4503 est dirigé vers l'unité

de séchage, après avoir été déshydraté dans l'unité déshydratation au TEG il alimente les compresseurs VEGI (VeryEarlyGas Injection) tandis que l'excédent est envoyé vers TCF.

Le brut stabilisé est refroidi dans l'aéroréfrigérant E1501, envoyer vers le ballon V1524 pour le dégazer puis s'achemine vers les bacs de stockages.

Actuellement la stabilisation HP est à l'arrêt ; les condensât récupèrent dans le ballon FA4503 seront stabilisés dans la colonne DA4502 ; Le condensât optimisé est dirigé vers la colonne de stabilisation LP (DA4501) ; le gaz obtenu est recyclé vers le ballon d'aspiration du 2ème étage.



Figure I.1.5: Colonne de stabilisation haute pression

4. Les utilités

a. Section Air instrument et Azote

Le système air instrument est conçu pour produire continuellement de l'air sec après séchage à travers des sécheurs à tamis moléculaire.

Le traitement se fait par l'aspiration de l'air l'atmosphérique, en éliminant les impuretés qui s'y trouvent afin de fournir l'air de service et l'air instrument, trois compresseurs AIRDYNE ont été prévus à cet effet, l'air aspiré passe à travers des filtres aux tamis moléculaires qui assurent l'élimination des impuretés, par la suite son passage à travers des sécheurs d'air où il est dépourvu de l'humidité pour être utilise comme air instrument pour l'unité CPF et TCF.



Figure I.1.6: Unité de compression et de traitement de l'air pour l'alimentation en air instrument (CPF/TCF)

D'autre part, une partie d'air traité est acheminée vers l'unité azote, pour être dépourvue de l'oxygène ; L'azote produit est utilisé pour l'inertage. La pression d'air dans le réseau est maintenue à 7.6 bars.

b. Unité de génération électrique

La génération d'électricité se fait au moyen des turbogénérateurs PGT10A /B/C qui opèrent :

- Fuel gaz combustible provenant du ZINA ;
- Le gaz du MP compresseur (CPF) ;
- Le gaz du MP Booster : C'est le gaz des séparateurs du CPF qui alimente le compresseur MP, supposé être séché dans les unités de TEG ;

Les PGT10 assurent l'alimentation électrique des différents équipements : moteurs Aéroréfrigérant, compresseurs d'air, pompes, éclairage, EDR et la base de vie. La puissance d'un PGT10 est de 11 MW.



Figure I.1.7: Turbogénérateur / Turbine à gaz PGT10 (11W)

c. Stockage et expédition

Pour assurer le stockage du brut, le champ de REB dispose trois Bacs à toit flottant d'une capacité de 20 000 m³ chacun.

Après sa stabilisation dans l'unité d'optimisation le brut est dirigé d'abord vers le ballon surélevé puis vers les bacs de stockage où il est stocké à la pression atmosphérique et laissée en décantation pour un certain temps afin de purger l'eau libre vers API/CPI.

L'expédition de brut se fait vers MESDAR transport ou vers HEH à l'aide des pompes d'expédition P1503A/B et P1508A/B, la TVR d'expédition est 0.880.



Figure I.1.8: Bac de stockage à toit flottant

I.2. Présentation de la région IN-AMENAS

I.2.1. Situation du région IN-AMENAS

a. Position géographique

La région In Amenas de la wilaya d'Illizi, se situe approximativement à **1600 Km** de la wilaya d'Alger au sud-Est de l'Algérie sur notre frontière avec la Libye, à 240 km de chef-lieu de la wilaya d'Illizi. Ce gisement s'étend sur une superficie de 30 000 Km².

b. Histoire des découvertes dans la région In Amenas

La région d'In Amenas est à vocation pétrolière et gazière, elle est connue depuis la première découverte historique de gisements d'hydrocarbures en **1956** dans son secteur EST.

La région a connu la première découverte pétrolière dans le sud Algérien le 28 Février 1956, qui été suivie par le forage du puits EDJELEH 101 qui porte le nom **DL101**,

c. Les champs principaux dans In Amenas

- EDJELEH découvert en février **1958**.
- TIGUENTOURINE découvert en Juin **1956**.
- LA RECULEE découvert en mars **1957**.
- ASSEKAIFAF découvert en **1958**.

- ZARZAAITINE découvert en novembre 1956.
- TAN AMELLAL découvert en Janvier 1960.
- DOM A COLLINEAS découvert en Janvier 1959.
- OUAN TAREDERT découvert en Décembre 1958.
- EL ADEB LARACHE découvert en septembre 1958.
- GARA découvert en Aout 1962.
- GARA SUD découvert en mars 1988

d. Données principales de DL101

- Début de forage : 9 novembre 1955
- Fin de forage : 28 février 1956
- Date de mise en production : Juin 1960
- Débit d'huile à l'origine : 2.5 à 3 m³/Heure.
- Pression initiale du Gisement : 37 bars.
- Densité d'huile = 0,854.
- Réservoir : Carbonifère.
- Profondeur : 881 m.



Figure I.2.1: Vu à la puit DL 101 et ces informations



Figure I.2.2: Données principales de DL101

e. Organisation de la direction régionale d'IN-AMENAS

La Direction Régional d'IN-AMENAS (DRI) de Sonatrach activité Exploration et Production est organisée en (10) divisions selon l'organigramme suivant :

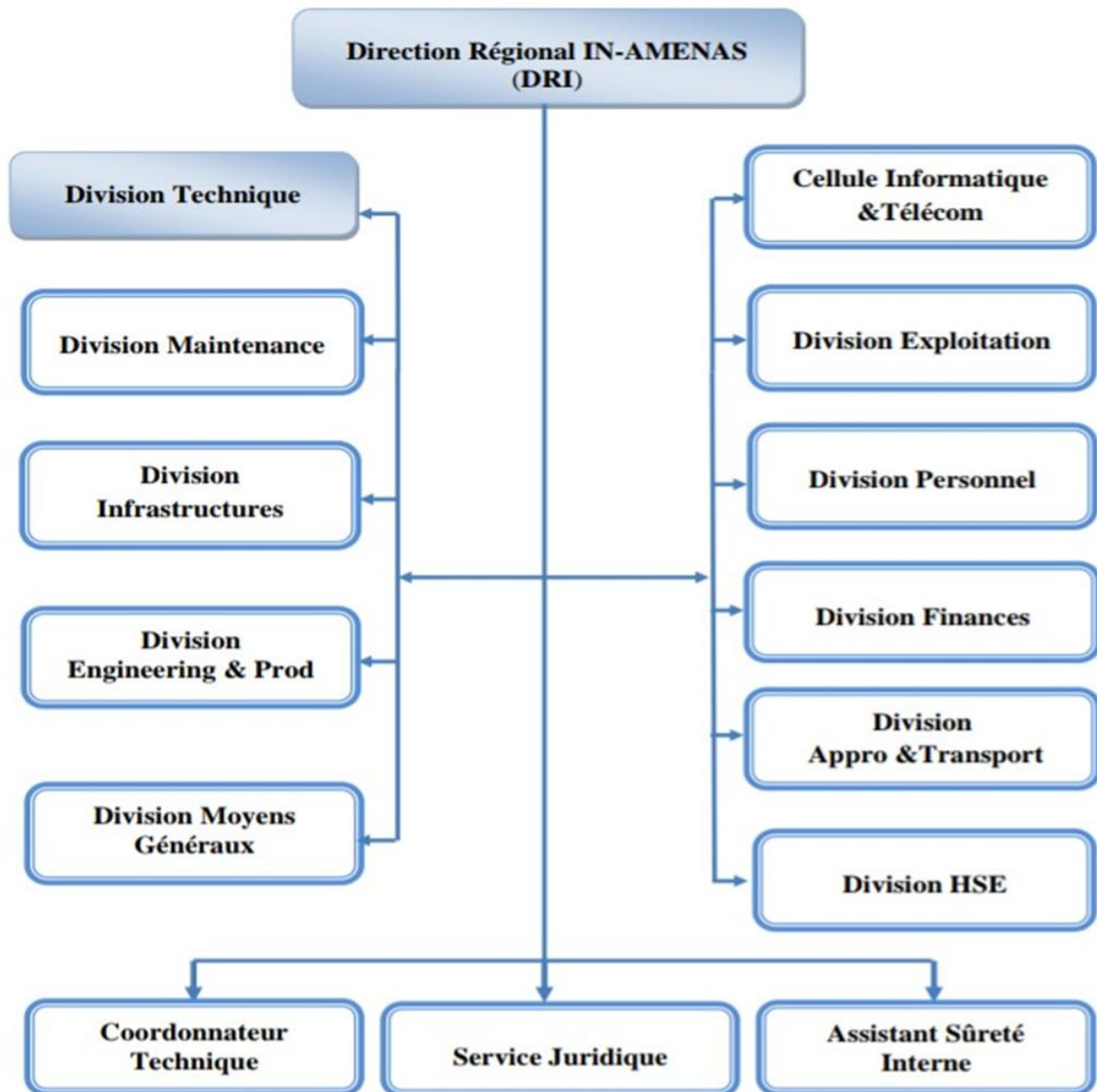


Figure I.2.3: Organigramme de la direction régionale IN-AMENAS

I.2.2. Les unités de production et traitement des hydrocarbures

1. MPDL : maintien de pression d'EDJELEH (DL)

La chute rapide de pression du gisement d'EDJELLEH a conduit à la mise en place d'un dispositif de maintien de pression par injection d'eau périphérique depuis le début 1998. Il vise à améliorer le balayage dans le réservoir D2 et D4. Le dispositif comprend :

- ④ Deux bacs de 5000 m³ chacun.
- ④ Deux pompes boosters de 4500 m³/ jour.
- ④ Deux pompes centrifuges de 4500 m³/ jour pour le débit.
- ④ 78 bars pour la pression de refoulement.
- ④ Une dorsale télescopique de 45 Km de long, tous diamètres.
- ④ Confondus.
- ④ 44 puits injecteurs.
- ④ 83 puits producteurs.

L'eau venait de STAHL à travers une pipe de \varnothing 12" sur une longueur de 130 kilomètres et entre dans l'unité par une gare racleur, le débit d'entrer est contrôlé par une vanne automatique régi par de niveau haut et bas. Et puis dans des bacs de stockage de capacité de 5000 m³ chacun puis passe par des pompes boosters (Guinard) afin d'avoir une pression d'aspiration de la pompe d'injection. Ensuite l'eau passe dans des filtres pour éliminer les particules lourdes qui se trouvent dans l'eau et en dernier l'eau est injectée par des pompes et refoulée vers les puits injecteurs à une pression de 65 bars avec un débit de 4500 m³ le système de contrôle est régi par des vannes automatiques pour conserver l'unité et les pompes des surcharges ou débordement des bacs et optimiser l'injection.

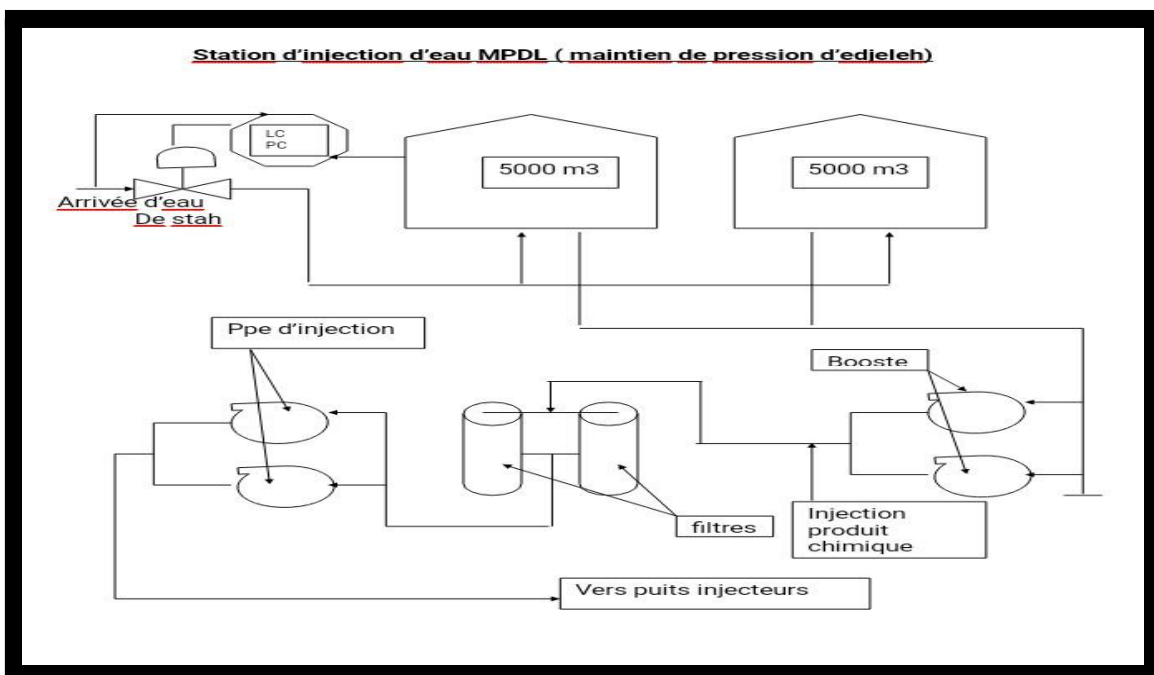
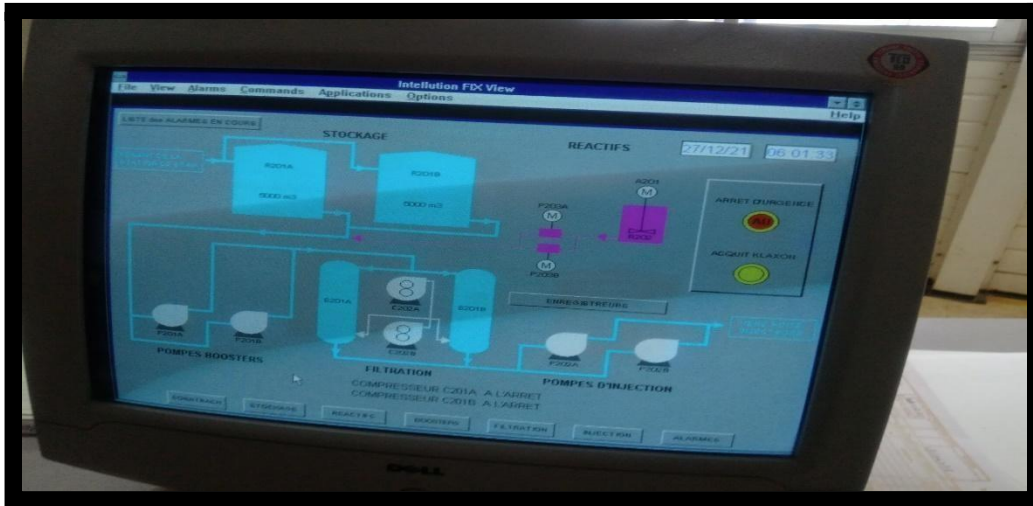


Figure I.2.4: Schéma de l'unité. MPDL

2. RGTE : L'unité de Récupération des Gaz Torchés EDJELEH

Réalisée en 2005 et Située dans le secteur EST de la région d'INAS, elle a deux objectifs cibles : production et environnement.

L'unité RGTE : Récupération des Gaz Torchés d'EDJELEH a pour but : « la récupération-la compression-la déshydratation et la réinjection » des Gaz habituellement torchés (brulés dans des torches)

Le gaz venant des centres Cs 7, Cs 8, Cs 9 et Cs 10 est comprimé par la soufflante à une pression suffisante comme celle arrivée à la section compression. Ces centres sont loin de la

section compression, c'est pour ça qu'on a fait une soufflante. Après compression, le gaz sera refroidi à 55 °C par un aéroréfrigérant. Le gaz comprimé est envoyé vers la section compression.

Le gaz venant des centres près de la compression Cs 1, Cs 2, Cs 3, Cs 4, Cs 5, et Cs 6 et le gaz venant de la section soufflante sont comprimés par le compresseur haute pression.

L'unité de compression comprend :

- Quatre (4) séparateur entre étage pour récupérer le condensât et l'eau.
- Un (1) turbocompresseur.
- Un (1) compresseur de 4 étages comprimant le gaz de 0.1 bar à 65.5 bars.
- Quatre aéroréfrigérants pour refroidir le gaz après chaque étage.
- Une unité de déshydratation pour enlever l'eau existant dans le gaz et protéger la ligne du gaz qui part vers les puits producteurs de pétrole et éviter la formation des hydrates au niveau des restriction (vannes, etc.). L'unité de déshydratation travaille avec le tri-éthylène de glycol (TEG) pour réduire l'eau se trouvant dans le gaz à moins de 50 ppm. Le gaz comprimé et déshydraté est envoyé vers les puits producteur de pétrole et le surplus de gaz est envoyé vers un autre champ



Figure I.2.5: Vue générale d'unité

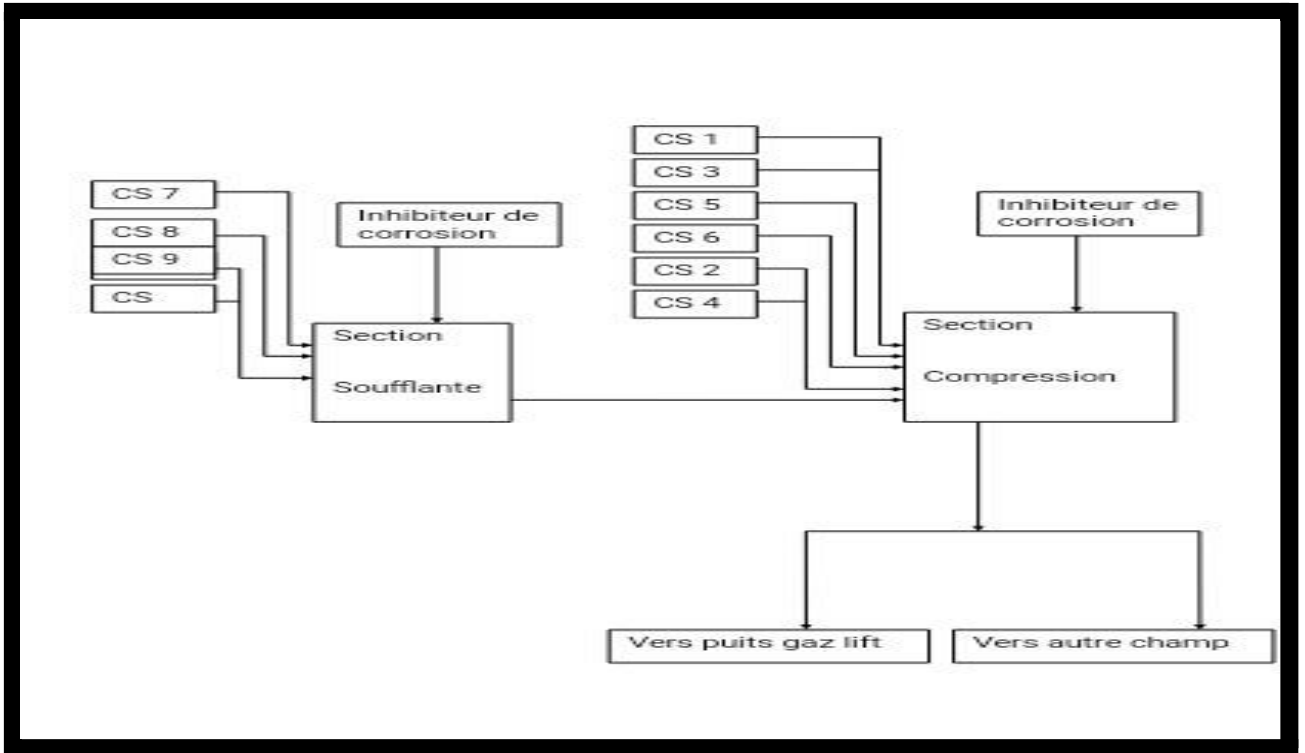


Figure I.2.6: Schéma de l'unité RGTE

I.3. Présentation d'unité de production au niveau du champ STAH

Unité de production au niveau du champ STAH. La région de STAH est située à 1800 Km au Sud Est d'Alger, à 800 Km au Sud–Est de Ouargla et à 400 Km au Nord-est, Le champ de STAH est situé à 110Km au Nord d'IN-AMENAS, dans le permis d'HASSI-IMOULAYE. Le gisement a été découvert en Septembre 1971 et mis en production en Juin 1975. Le champ STAH exploité près de 21 puits actuellement.

Les principaux objectifs de l'exploitation sont constitués par les réservoirs dévoniens F3 et F6 :

- Le réservoir F3 est un anneau d'huile (43m), de profondeur moyenne de 2700m,
- Le réservoir F6 est un anneau d'huile (26m), de profondeur moyenne de 2850m.

I.3.1. Les réseaux de collectes (Manifold)

Le terme Manifold désigne l'ensemble des conduites et des accessoires affectés à transporter des effluents bruts entre les puits producteurs et le centre de traitement.

❖ **Plan réseaux de collecte à STAH**

Sur le champ de STAH on rencontre deux types de liaisons (voir Figure I.3.1) de collecte : les liaisons individuelles et les liaisons par collecteurs.



Figure I.3.1: Liaisons de collecte de pétrole brut dans la région de STAH

❖ **Liaisons individuelles**

Où les puits sont reliés individuellement au centre de traitement par une ligne de 4 pouces comme le cas de (ST# 2-15). Ce type de liaison offre d'importants avantages techniques :

- Identification immédiate des puits en service ou non sur le centre de traitement.
- Rapidité de passage d'un puits en test.
- Possibilité d'isoler la production des deux puits, s'il y a un problème sur une autre batterie.

Par exemple dans le champ de SATH le mélange de l'eau de deux formation F6 et F3 provoque la formation de sulfate de baryum ($BaSO_4$), pour ce la batterie 3 est réservée pour traiter la production des puits F3.

L'inconvénient est que cette liaison devient très onéreuse si la superficie du champ est importante.

I.3.2. Présentation du l'unité de production de STAH

L'unité de production STAH (voir figure I.4.2) est conçue pour stabiliser et séparer le pétrole brut du champ de STAH à partir d'une alimentation mixte des puits producteurs avant qu'il soit expédié vers OHANET.

L'opération consiste à réduire la tension de vapeur d'huile et éliminer l'eau salée de la formation par dégazage successives à trois niveaux de pression (HP, MP et BP) à l'aide des séparateurs horizontaux à trois phases.

L'unité de production de STAH est composée de trois batteries de séparation et une batterie de test (pour connaître les paramètres de fonctionnement des puits producteurs du

pétrole brut et du gaz) en parallèles de type horizontal tri phasique, un séparateur gaz-lift, quatre bacs de stockage (R1, R2 et R3) de capacité globale 15000m³ et le quatrième bac R4 de capacité 540m³ conçu pour la production de la batterie de test, une pomperiez et un manifold d'arrivée des puits. Le champ STAHL exploite près de 21 puits d'huile actuellement avec une capacité totale de traitement de 663 m³/h.



Figure I.3.2: Unité de production STAHL

Tableau I.3.1: Capacité de traitement de l'unité de séparation STAHL

Capacité de traitement	
Batterie 01	663 m ³ /h
Batterie 02	
Batterie 03	
Séparateur MP4	

Tableau I.3.2: Paramètres de fonctionnement de l'unité de séparation STAHL

		Gisement traité	Débit (m ³ /h)	Pression de service (bar)
Batterie test	HP	F6/F3	33	13
	MP		33	2-3
Batterie 1	HP	F6	77	13
	MP		77	2-3

Batterie 2	HP	F3	77	13	Température de traitement : 5°C à 45°C
	MP		77	2-3	
Batterie 3	HP	F3	476	13	
	MP		1112	1	

I.3.3. Les problèmes d'exploitation à l'unité de séparation STAH

- Entraînement de l'huile avec gaz vers station de compression.
- Entraînement de l'huile avec l'eau vers borbier.
- Emulsion énorme (eau purgé jaune).
- Problème de sulfate de baryum.
- Salinité élevée.
- Problème de corrosion chimique.

❖ Le problème de sulfate de baryum dans l'unité de séparation STAH

Dans l'industrie pétrolière, les dépôts minéraux constituent un problème majeur récurrent. Parmi eux, les dépôts de sulfate de baryum (BaSO_4) sont particulièrement redoutés, notamment en raison de l'incompatibilité entre certaines eaux de réservoir. Ce phénomène est observé depuis la mise en service de l'unité de séparation STAH, où le mélange des eaux des réservoirs F3 (riches en ions Ba^{2+}) et F6 (riches en ions SO_4^{2-}) conduit à la précipitation de BaSO_4 . Ce dépôt se forme sur les parois internes des conduites, réduisant leur section et perturbant l'écoulement, tout en bloquant des équipements essentiels tels que les vannes automatiques LCV. Pour limiter ce phénomène, la solution actuellement adoptée repose sur la séparation physique et opérationnelle des puits F3 et F6, ce qui nécessite des adaptations mécaniques afin d'assurer leur traitement indépendant.



Figure I.3.3: Dépôt de sulfate de baryum au niveau de l'unité de production STAH (10/05/2010)

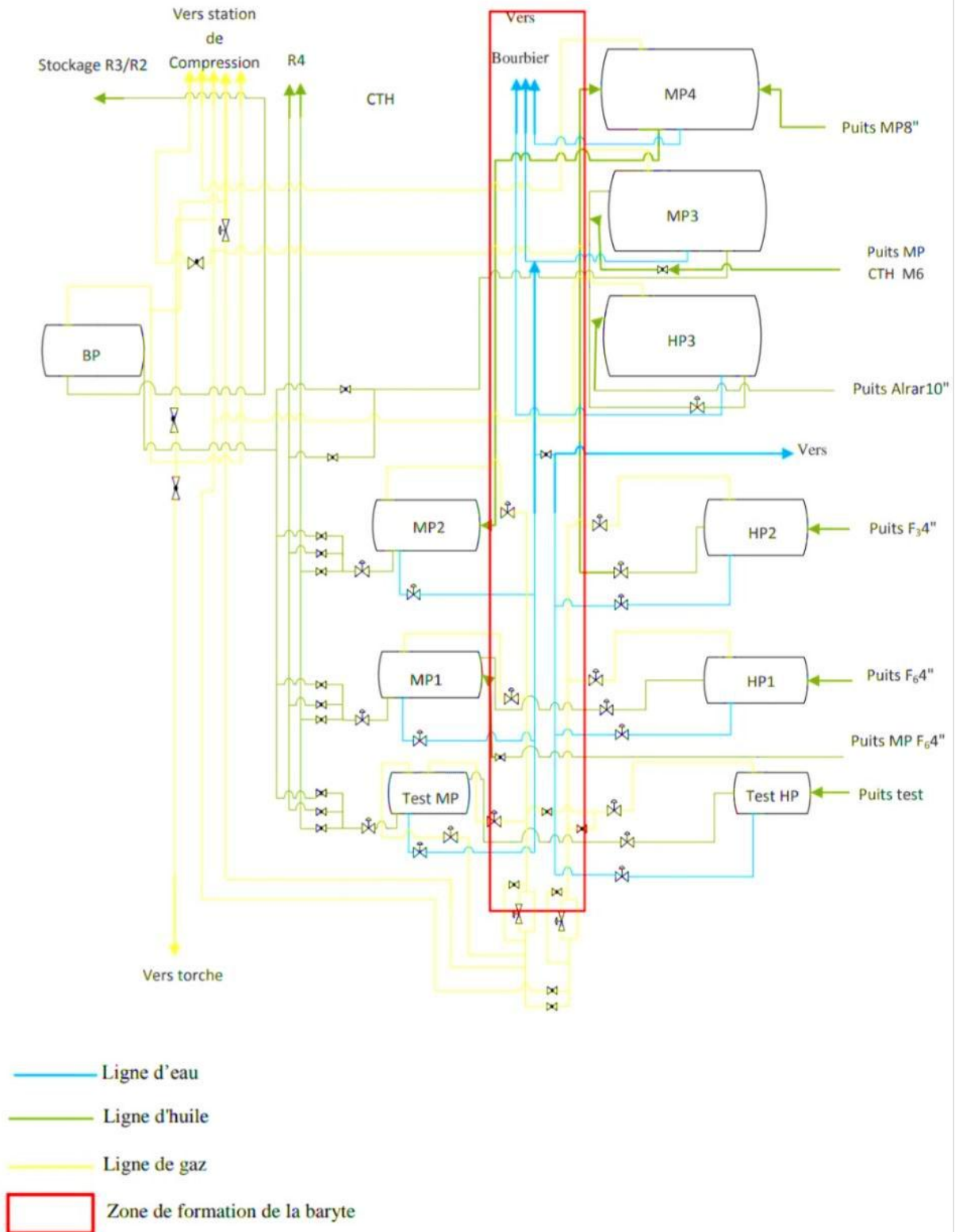


Figure I.3.4: Schéma récapitulatif de l'unité de séparation STA4 ainsi que les zones de formations de la baryte

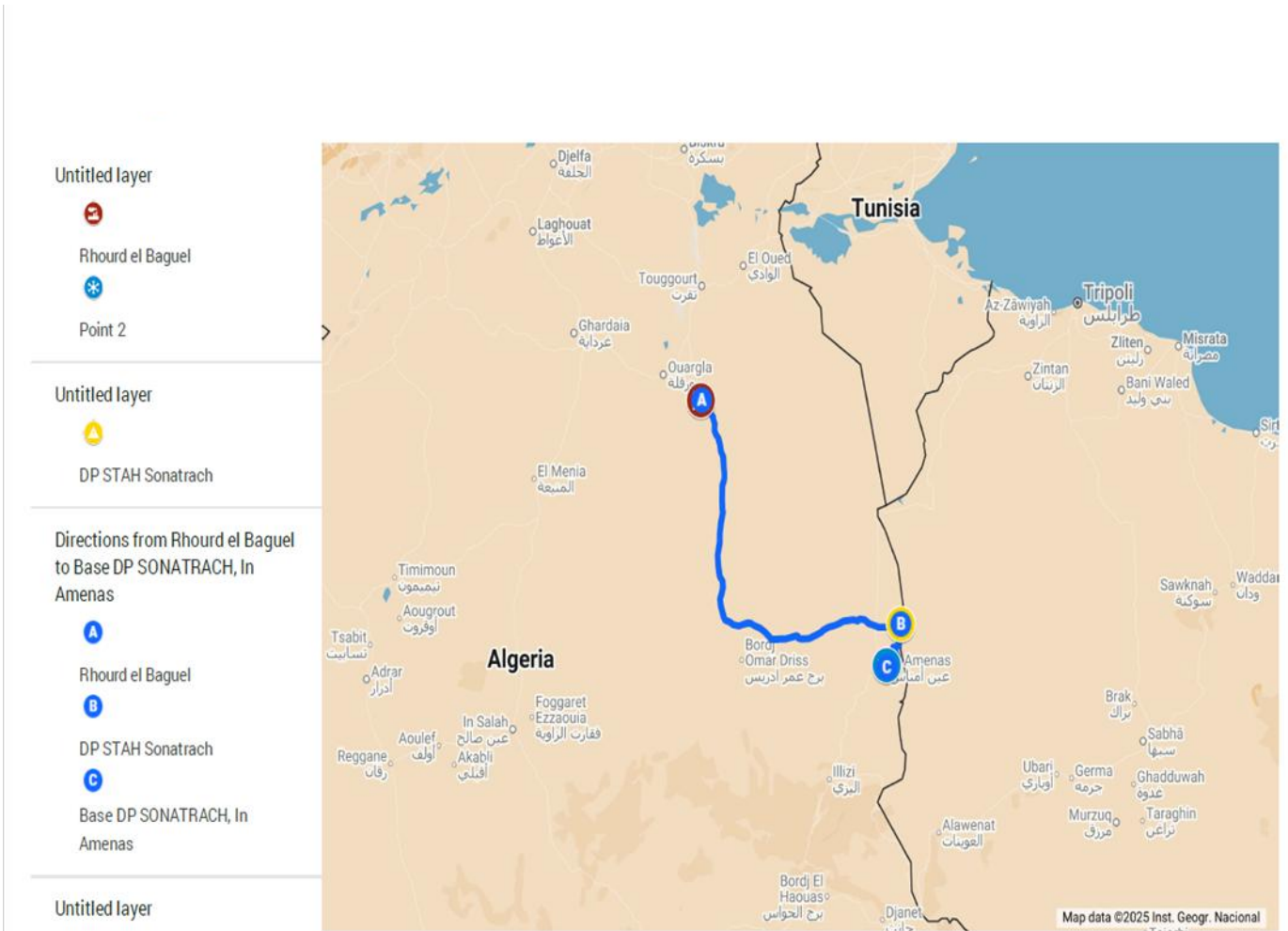


Figure I.3.5: La position des trois unités visitées

Chapitre II :

Généralité sur la séparation

Introduction

Lors de l'extraction du pétrole brut, mélange complexe de gaz, d'huile, d'eau de formation et de solides en suspension. Et avant tout traitement ou raffinage, une séparation primaire est nécessaire pour éliminer les impuretés afin d'optimiser son transport, et protéger les équipements et à améliorer la qualité du brut. Le dessalage permet d'enlever l'eau, les sels et les sédiments, réduisant ainsi les risques de corrosion et d'encrassement. Une fois traité, le brut passe dans une colonne de distillation atmosphérique, ou "topping" [8-10].

II.1. Généralité sur la séparation

II.1.1. Définition de la séparation

La séparation des hydrocarbures, de l'eau et des sédiments nécessite un contrôle précis de paramètres comme la température, la pression, le niveau, le débit et l'interface. Lorsque les interfaces deviennent floues, la mesure sera confondue et dépendra fortement de l'examen et des technologies utilisées. Et ainsi leur combinaison permet d'optimiser les performances de la séparation [11].

II.1.2. Le rôle de séparation

Dans le cas le plus général, le pétrole brut, en sortie de puits, est un mélange triphasique comprenant :

- Une phase gazeuse
- Une phase liquide hydrocarbonée (le brut proprement dit)
- Une phase aqueuse (l'eau de formation)

Cet effluent peut également véhiculer des particules solides en suspension comme des sables provenant de la formation, des produits de corrosion, des composants paraffiniques ou asphaltiques ayant précipité.

Ce traitement peut comprendre plusieurs procédés à mettre en œuvre pour la mise aux spécifications du brut [12-14].

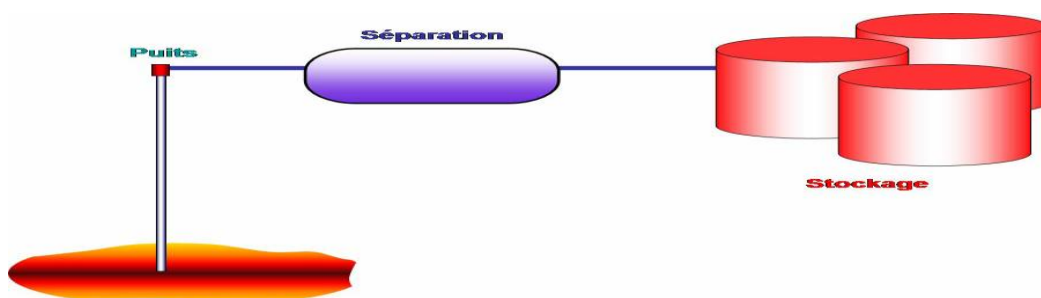


Figure II.1 : Situation de la séparation dans un traitement d'huile

II.1.3. Principe de la séparation

Le mélange hydrocarbures - eau d'un gisement initialement en équilibre, subit une déstabilisation dès l'exploitation. La chute de pression sous le point de bulle provoque une vaporisation dans le puits, accentuée par les pertes de charge et la baisse de température lors de l'acheminement, entraînant ainsi une libération de gaz, une condensation d'hydrocarbures et de l'eau [12-14].

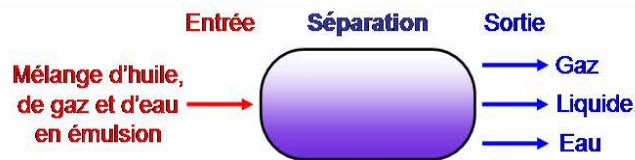


Figure II.2 : Principe de la séparation

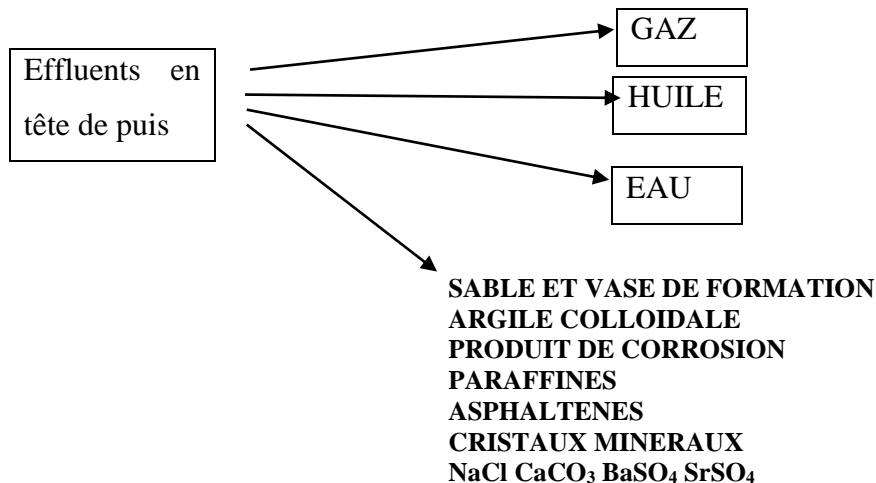


Figure II.3 : Composition effluent en tête de puits

II.1.3.1. Définition de la tension de vapeur

La tension de vapeur (TVP) d'un brut, indicateur de sa stabilité et de son potentiel de dégazage, est difficile à mesurer rapidement car elle requiert un équipement de laboratoire [12].

II.1.3.2. Définition de la tension de vapeur Reid

La TVP étant difficile à mesurer sur site, on utilise la tension de vapeur dite Reid (RVP), mesurée à 37,8 °C, comme indicateur pratique. Facilement accessible sur site ou en transport, la RVP varie selon les conditions climatiques et logistiques, et se situe généralement entre 7 et 10 psi [12].

II.1.3.3. Raisons de la séparation

La séparation des fluides est essentielle pour des motifs techniques, économiques, de sécurité et de contrôle :

- **Techniques** : Éviter un fluide diphasique (liquide/gaz) qui perturberait mesures, pompes et écoulement.
- **Économiques** : Augmenter la valeur marchande du pétrole (via une meilleure densité API) et réduire les coûts de transport (élimination de l'eau).
- **Sécurité** : Limiter les risques liés au H₂S (toxicité) et au dégazage (explosion).
- **Contrôle** : Faciliter le suivi de production (GOR, densité, salinité, etc.) sur site [12-14].

II.1.3.4. Le Gas-to-Oil Ratio

Le GOR (rapport gaz-pétrole) mesure le volume de gaz produit par volume de pétrole extrait ($GOR = V_{\text{gaz}} / V_{\text{pétrole}}$). Il est crucial pour :

- Évaluer le réservoir (richesse en gaz vs pétrole),
- Concevoir les installations (séparateurs adaptés),
- Optimiser la production (injection de gaz si GOR élevé).

Un GOR élevé signale un réservoir gazeux, nécessitant des techniques spécifiques pour maintenir la pression et une séparation efficace en surface [15].

Dans le tableau, nous voyons bien l'importance de la séparation, selon s'il y en a deux, un ou aucun, dans la qualité du produit final. (Notamment sur le ratio gaz / huile) [12-13].

Tableau II.1 : Essais de séparation d'un fluide réservoir.

		Réservoir	Séparateur 1	Séparateur 2	Bac de Stockage	GOR Total Sm ³ /Sm ³
Pression	b.eff	245	-	-	0	-
Température	°C	127	-	-	15	-
GOR	Sm ³ /Sm ³	-	-	-	234,1	234,1
Pression	b.eff	245	22	-	0	-
Température	°C	127	22	-	15	-

GOR	Sm ³ /Sm ³	-	159,8	-	34,9	194,7
Pression	b.eff	245	69	14	0	-
Température	° C	127	54	40	15	-
GOR	Sm ³ /Sm ³	-	115,5	52,5	24,3	192,3

II.1.4. Les processus de la séparation

Dans les conditions de gisement, le fluide est monophasique liquide ou en équilibre à la pression de bulle PB. Lors de l'écoulement, le fluide se trouve dans le domaine diphasique et la teneur en gaz augmente avec la diminution de pression.

- PG** : Pression gisement
- PF** : Pression flow fond
- PT** : Pression tête puit
- PD** : Pression duse
- PC** : Pression de traitement

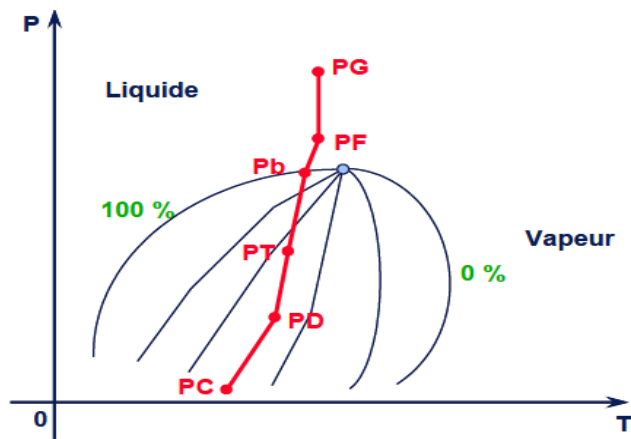


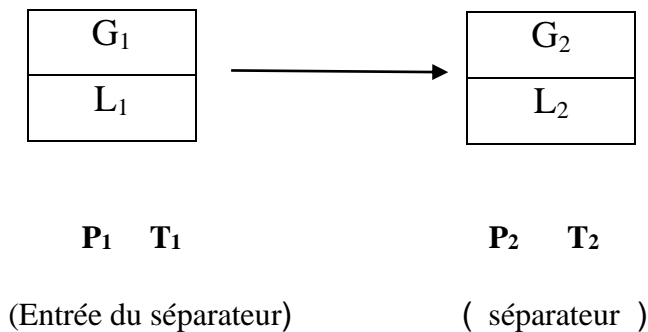
Figure II.4 : Diagramme P - T représentatif de l'évolution du fluide au cours de son Trajet

➤ **Processus éclair ou flash**

Lors d'une détente rapide (de P_1, T_1 à P_2, T_2 , avec $P_2 < P_1$ et $T_2 < T_1$), la composition globale du fluide reste inchangée, mais son état évolue dans le domaine diphasique (gaz + liquide).

Principales caractéristiques :

- Masse conservée, mais le rapport gaz/liquide augmente avec la baisse de pression.
- Se produit lors de la remontée en tubing ou dans les séparateurs multiphasiques.
- Génère plus de gaz et moins de liquide que les autres méthodes de séparation [12-14].



Celle des phases huile ou gaz qui est reprise dans le séparateur suivant subit également une nouvelle séparation éclair.

II.1.5. Facteurs influençant la séparation

Les facteurs qui influencent la séparation des phases liquide et gazeuse pour un séparateur donné comprennent :

- La pression de fonctionnement du séparateur,
- La température de fonctionnement,
- La composition du flux de fluide

La pression, la température et la composition du flux influencent la séparation gaz/liquide de la manière à une pression élevée ou une température basse favorise la récupération de liquide, sauf pour les condensats gazeux. Les conditions optimales sont définies par simulation flash, mais souvent limitées sur site par les pertes de vapeur ou les contraintes de stockage. Les opérateurs ajustent la pression (via vannes) pour maximiser les liquides, plus rentables, tout en respectant les normes du réseau. Le refroidissement est

coûteux, et un réchauffage indirect du gaz avant étranglement est parfois nécessaire pour éviter une séparation inefficace [16].

II.2. Généralités sur les séparateurs

II.2.1. Ballon de séparation

Un séparateur est une grande cuve (horizontale, verticale ou sphérique) équipée d'une entrée avec plaque brise-jet, de chicanes pour stabiliser les phases, d'une sortie de gaz en haut avec dispositif anti-entraînement, et d'une ou deux sorties de liquide en bas selon qu'on sépare une ou deux phases. Il est doté de piquages, vannes et instruments de mesure, et son fonctionnement est généralement automatisé grâce au gaz libéré dans le séparateur [17].

Selon l'usage, on distingue :

- Les séparateurs de détente utilisés pour le traitement des gaz à condensats
- Les séparateurs gaz / huile.
- Les séparateurs d'eau libre [13-14].



Figure II.5 : Vue d'un séparateur triphasique

II.2.2. Mécanisme Fonctionnement de séparateur

Les séparateurs utilisent les principes de **ségrégation gravitationnelle** et **centrifuge** pour séparer efficacement les phases gazeuse et liquide. Leur conception intègre plusieurs éléments clés :

1. **Dispositif d'entrée centrifuge** : Effectue une première séparation brutale gaz/liquide
2. **Zone de décantation** : Permet la sédimentation des liquides grâce à un ralentissement de l'écoulement
3. **Extracteur de brouillard** : Capture les gouttelettes résiduelles
4. **Système de contrôle** : Régulateurs, vannes et instruments de mesure

Le processus de séparation repose sur :

- La réduction de vitesse du fluide permettant la décantation
- La différence de densité entre phases (liquide en bas, gaz en haut)
- L'établissement d'un nouvel équilibre thermodynamique
- La libération du gaz dissous dans le liquide [13-14,16].

II.2.2.1. Séparation sous pression par différence de densité

Trois phénomènes s'opèrent à l'intérieur du séparateur [13-14].

a. Récupération de l'huile entraînée par le gaz

L'écoulement turbulent du fluide fait qu'après entrée dans le séparateur, des gouttelettes de liquide restent en suspension dans le gaz sous forme de brouillard. Le temps nécessaire pour que les plus fines de ces gouttelettes atteignent, en se projetant, la surface du liquide décanté serait beaucoup trop grande [13-14].

1) Déflecteur

Le gaz est ralenti suffisamment (dissipation de l'énergie cinétique) pour permettre aux gouttelettes de tomber du fluide, il y'a une pré-séparation liquide/gaz au niveau d'un déflecteur à l'entrée du séparateur [14].

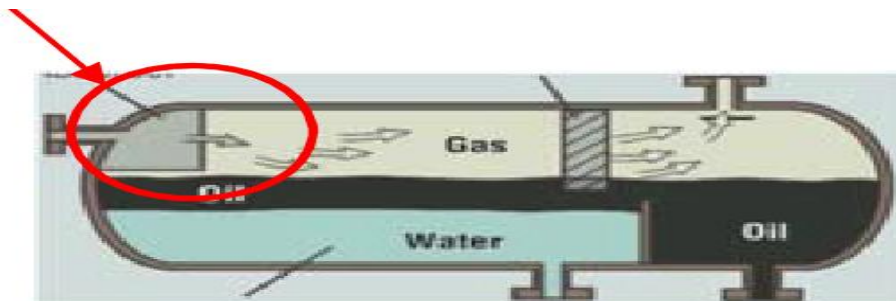


Figure II.6 : Localisation d'un déflecteur dans un séparateur

2) Demister (ÉLIMINATEURS DE GOUTTELETTES)

Le demister permet de capturer les fines gouttelettes entraînées dans le gaz. Il est particulièrement recommandé dans les applications sensibles.

On distingue plusieurs types :

- Tressé (wiremesh)
- À plaques (vane pack) : ajoute un effet centrifuge grâce aux changements de direction.

Son principe est l'agglomération des gouttelettes jusqu'à ce qu'elles deviennent assez lourdes pour tomber [13-14].

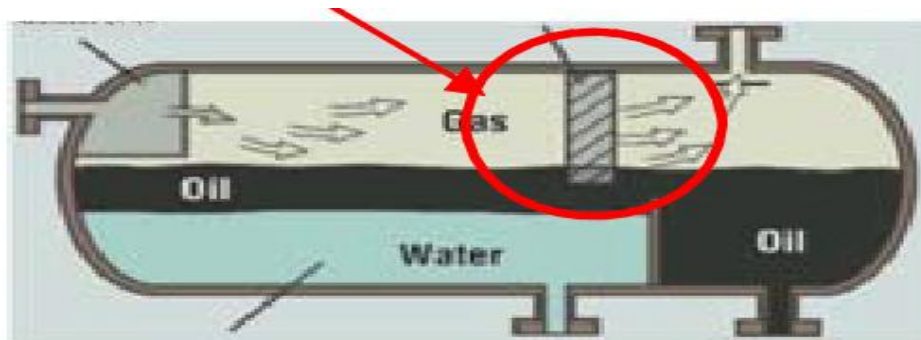


Figure II.7 : Localisation d'un demister dans un séparateur

3) Extracteur de Brouillard

Des tamis tressés (wire-mesh) ou plaques rapprochées sont placés en sortie de gaz pour coalescer les fines gouttelettes ($\leq 10 \mu\text{m}$). Leur usage est réservé aux gaz propres, car ils se bouchent facilement [14].

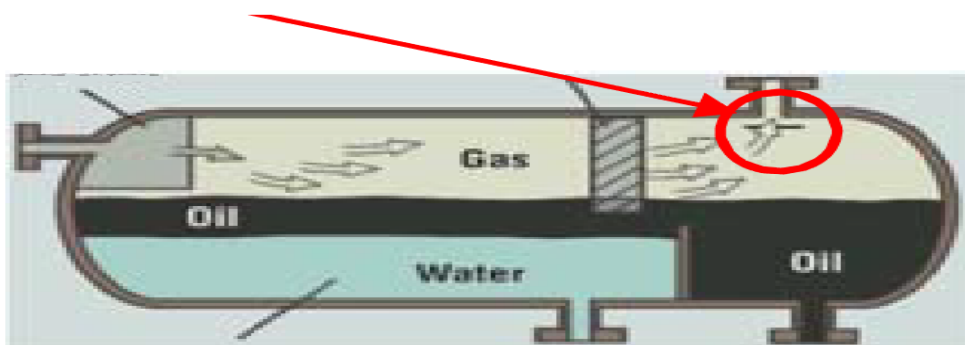


Figure II.8 : Mist extractor

b. Extraction du gaz libre, de l'huile

L'huile contient du gaz libre dans les conditions de pression et de température du séparateur. Ce gaz sort du liquide sous forme de petites bulles vers la surface. La libération se réalise si le temps imparti est suffisant. Le temps de rétention est suivant les cas, compris entre cinquante secondes et cinq minutes [14].

➤ Déversoir

L'installation d'une plaque de déversoir (Weir) en bout de séparateur prolonge le temps de séjour du liquide, stabilise son niveau, régule l'évacuation et limite l'entraînement liquide par le gaz, améliorant ainsi l'efficacité de séparation [13-14].



Figure II.9 : Déversoire (Weir or Weir plate)

c. Récupération de l'eau dans l'huile

Si l'eau est abondante, un free water knock out (F.W.K.O.) est utilisé en amont pour alléger le séparateur, sinon le séparateur triphasique suffit pour la séparation de l'eau et se complète généralement dans les bacs de stockage par décantation. En présence des désémulsifiants nécessaires, et pour les huiles visqueuses, le chauffage peut être requis pour faciliter la séparation [14].

II.2.3. Les sections d'un séparateur

Les séparateurs contiennent d'habitude quatre sections principales Indépendamment de la forme :

II.2.3.1. Section de la séparation primaire

La séparation primaire est utilisée pour séparer la partie principale du liquide libre du fluide d'entrée. Elle contient le bec d'admission qui est généralement tangentiel, ou un déflecteur pour profiter d'un changement brusque de direction pour séparer la plus grande partie du liquide du gaz [12-14].

II.2.3.2. Section de séparation secondaire

La séparation secondaire (la section de gravité) utilise la pesanteur pour augmenter la séparation de gouttelettes entraînées. Dans cette section du séparateur le gaz se déplace à une vitesse relativement basse avec peu de turbulence. Dans certains cas, des aubes directrices sont utilisées pour réduire la turbulence [12-14].

II.2.3.3. Section de coalescence

La section de coalescence utilise un coalesceur ou un extracteur de brouillard. Cette section enlève les très petites gouttelettes de liquide du gaz par la collision sur une surface où elles coalescent [12-14].

II.2.3.4. Section de collecte

Le puisard ou la section de collecte du liquide, agit comme le récepteur pour tous les liquides enlevés du gaz dans les sections primaires, secondaires et de coalescence. La section liquide devra avoir un certain volume, pour le dégazage et la séparation des émulsions [9-11].

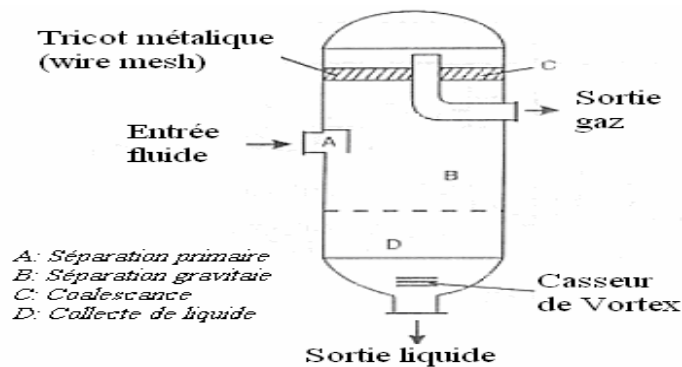


Figure II.10 : Les différentes sections sur un séparateur vertical

Les emplacements de ces sections, quel que soit le type de séparateur, sont figurés dans la vue ci-dessous [12-14].

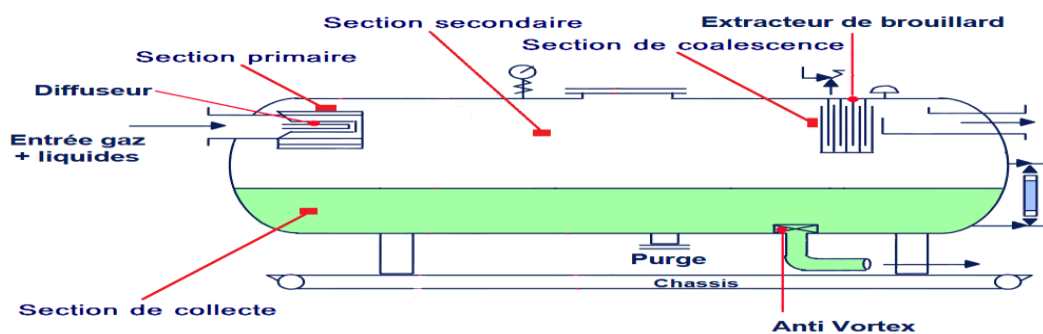


Figure II.11 : Les différentes sections sur un séparateur horizontal

II.2.4. Les différents types de séparateurs

II.2.4.1. Séparateur vertical

Convient aux faibles volumes de liquide (GOR élevé). Il tolère de grands bouchons liquides sans entraîner le liquide dans le gaz grâce à la grande hauteur entre le niveau liquide et la sortie gaz. Il est facile à nettoyer, adapté aux dépôts solides, et généralement moins coûteux.

Utilisé comme scrubber, ballon de compresseur, ou pour le gaz de chauffe [13-14,16,18].

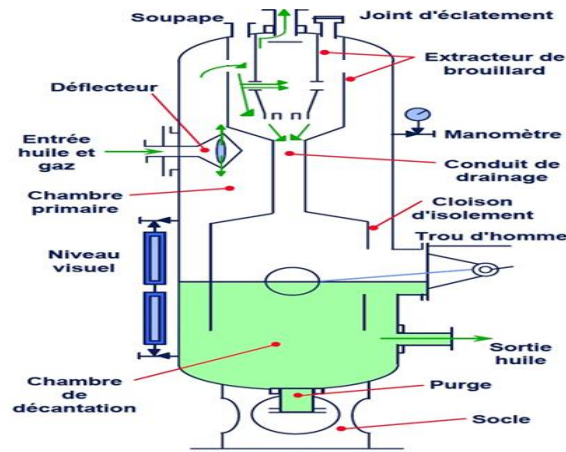


Figure II.12 : Séparateur vertical deux phases

➤ Séparateur vertical triphasique

En ce qui concerne le séparateur vertical triphasique les équipements internes sont à peu de choses près les mêmes. On rajoute simplement une sortie eau et un régulateur de niveau [13-14].

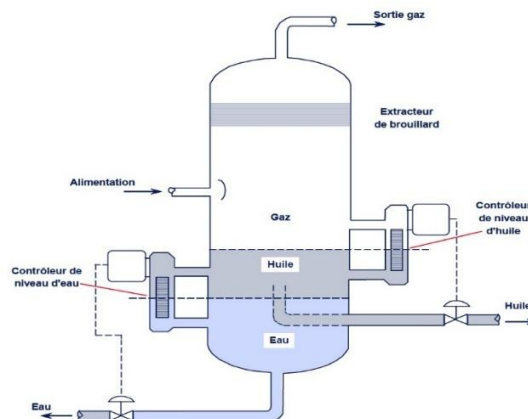


Figure II.13 : Vue détaillée d'un séparateur triphasique

II.2.4.2. Séparateur horizontal

Ils sont très utilisés pour les puits à GOR faible car ils ont une très bonne surface d'échange. Ces séparateurs sont en général d'un diamètre plus petit que les séparateurs verticaux pour une même quantité de gaz et présentent une interface plus large entre gaz et liquide. Ils sont plus faciles à monter sur skid.

La figure II.11 ci-dessus page 11. Représente l'arrangement typique d'un ballon séparateur de champ, sur lequel on peut faire les commentaires suivants [13-14,16,18] :

II.2.4.2.1. Séparateur horizontal diphasique

Un séparateur diphasique horizontal possède une séparation primaire proche de l'entrée du séparateur. La seconde séparation et l'extracteur de brouillard se situent dans la partie haute de la capacité. Il y a une section qui collecte le liquide dans le fond du séparateur. L'effluent provenant du puits entre dans le séparateur et frappe une paroi brise jet [13-14].

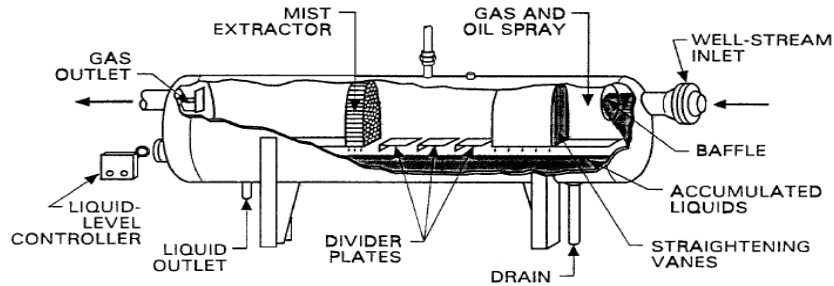


Figure II.14: Vue écorchée d'un séparateur horizontal diphasique

II.2.4.2.2. Séparateur horizontal triphasique

Le design d'un séparateur horizontal triphasique est similaire à un autre de même type se comportant diphasiquement [13-14,18].

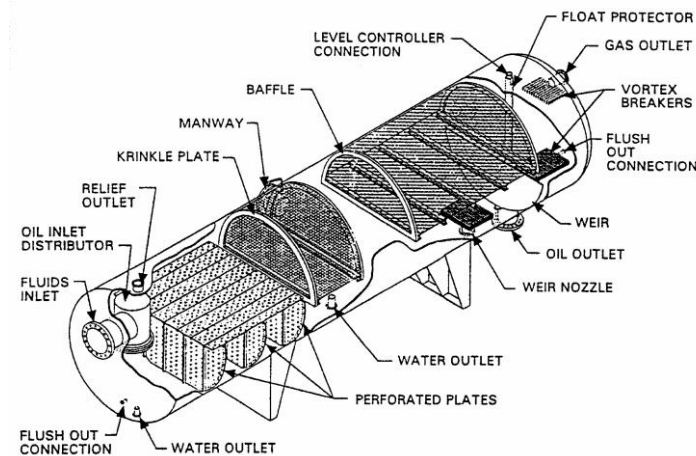


Figure II.15 : Vue écorchée d'un séparateur horizontal triphasique

II.2.4.3. Séparateur sphérique

Peu courant, ils sont réservés aux puits à GOR très élevé (cas des puits à gaz + condensats).

Ces séparateurs sont relativement bon marché et compacts, mais avec un temps de rétention liquide et une section de décantation assez limitée ; la marche en séparation triphasique est donc très difficile sinon impossible. Ils ont l'avantage d'être peu encombrants mais leur capacité est faible. Ils sont très faciles à manipuler. Autre intérêt important, ils supportent toutes les pressions par leur forme sphérique [13-14,19].

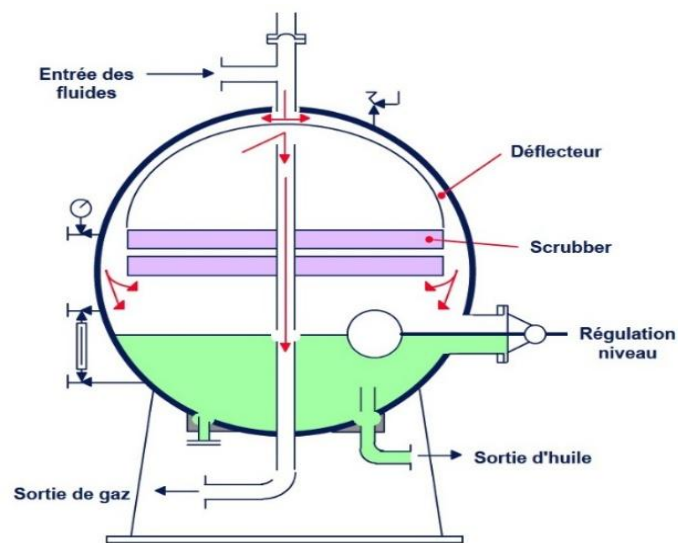


Figure II.16 : Séparateur Sphérique 2 phases

II.2.5. Avantages et inconvénient des différents types de séparateur

Il existe trois types de séparateurs principaux. Dans le tableau ci-dessous, il est fait une comparaison des performances des différents types de séparateurs [11].

Tableau II.2 : Avantages et inconvénient des différents types de séparateur.

	Horizontaux	Verticaux	Sphérique
1 : Le plus favorable 2 : Intermédiaire 3 : Le moins favorable			
Efficacité de la séparation	1	2	3
Stabilisation des fluides séparés	1	2	3
Souplesse (production par bouchons)	1	2	3
Facilité de réglage (niveau)	2	1	3
Capacité à diamètre égal	1	2	3
Prix par unité de capacité	1	2	3
Aptitude à admettre les corps étrangers	3	1	2
Aptitude au traitement des mousses	1	2	3
Facilité de transport	1	3	2
Encombrement vertical	1	3	2
Encombrement horizontal	3	1	2
Facilité d'installation	2	3	1
Facilité d'inspection et d'entretien	1	3	2

II.3. Le dessaleur

Le rôle de l'unité de dessalage est d'éliminer par lavage à l'eau les sels minéraux présents dans les pétroles bruts. Ces sels sont en effet susceptibles de provoquer des corrosions et des encrassements dans les unités de traitement de bruts. Cette opération de dessalage permet aussi de récupérer les sédiments encore présents dans le brut. La séparation brut dessalé / eau s'effectue dans un gros ballon décanteur horizontal [20].

II.3.1. Définition de dessalage

Le pétrole brut contient des impuretés telles que l'eau, les sels minéraux, les sédiments et des traces de métaux, qui peuvent endommager les installations de raffinage. Et pour les éliminer, le dessalage, ou la déshydratation, L'étape essentielle primaire du raffinage, qui consiste à réduire la corrosion, l'encrassement et améliore la qualité du brut. Cette opération comprend un lavage du pétrole avec l'eau pour extraire les sels et sédiments, et puis à séparer les phases dans un décanteur appelé dessaleur [21-22].

II.3.2. Les paramètres de dimensionnement du dessaleur

II.3.2.1. Température

La température est le paramètre le plus important dans le procédé de dessalage, elle intervient dans la vitesse de coalescence par l'intermédiaire de la viscosité dynamique qui est très sensible à ce paramètre, elle conditionne le terme : (Eau – brut) Qui caractérise la vitesse de décantation. Une température trop basse augmente la viscosité et gêne donc la décantation, par contre une température trop haute rend le brut trop conducteur est diminué l'efficacité du champ électrique [21-23].

II.3.2.2. Niveau d'interface eau-brute

Le niveau d'eau influence le champ électrique ($E = U/h$) entre les électrodes : s'il est trop élevé, la décantation s'accélère et entraîne l'eau dans le brut, perturbant la stabilisation ; s'il est trop bas, le lavage est insuffisant, réduisant l'efficacité du dessalage. Un niveau constant est donc essentiel.

Avec :

E : Champ primaire (V/cm).

U : Tension entre les électrodes (V).

H : Distance entre l'interface et l'électrode basse (m) [16].

II.3.2.3. Taux d'eau de lavage

L'eau de lavage dissout les sels du brut, avec un taux d'injection ajusté selon sa salinité (3 à 10 % vol). Ce taux est limité, car un excès ralentit la coalescence et perturbe le dessalage qui provoque :

- Une augmentation du niveau d'eau dans le dessaleur d'où risque le déclenchement.
- Entraînement d'eau avec le brut dessalé [23].

II.3.2.4. Point de l'injection de l'eau de lavage

Il est recommandé de faire cette injection à l'aspiration des pompes de brut. On peut également injecter l'eau soit en amont soit en aval des échangeurs qui amènent le brut à la température de dessalage [23].

II.3.2.5. Pertes de charge dans la vanne de mélange

Ce phénomène contrôle le degré d'émulsion entre l'eau et le brut. En fait, les pertes de charges optimales sont déterminées expérimentalement et vont de 1,5 bar (en moyenne) pour les pétroles bruts légers et ne dépasse pas 0,5 bar pour les bruts lourds et visqueux [23].

II.3.2.6. Taux et les points d'injection de désémulsifiant

Des désémulsifiant (3 à 10 ppm) sont ajoutés au brut, généralement avant la pompe de charge ou dans l'eau de lavage, pour améliorer le dessalage électrostatique [23].

II.4. La distillation atmosphérique du pétrole

II.4.1. La distillation primaire sous pression atmosphérique

Le pétrole brut est chauffé pour séparer ses composants par température d'ébullition, produisant des coupes comme :

- **Gaz** (utilisé comme combustible),
- **C3/C4** (propane et butane),
- **Essence légère** (pour carburants automobiles),
- **Naphta** (utilisé en réformation catalytique),
- **Kérosène** (carburant aviation, solvants),
- **Gazole léger et lourd** (fuel domestique et diesel),
- **Distillat intermédiaire** (fluxant ou mélangé au résidu),
- **Résidu atmosphérique** (dirigé vers la distillation sous vide) [24].

II.4.2. Les différents types de schéma de distillation atmosphérique

II.4.2.1. Distillation dans une seule colonne

Fractionne le pétrole brut en coupes (gaz, essences, kérosène, gasoil, résidu) dans une colonne surpressurisée (~ 1 atm) avec soutirages latéraux.

La colonne équivaut à des sections empilées, modélisables horizontalement avec reflux pompés, simplifiant les calculs. Appliqué aussi aux effluents de craquage (catalytique/thermique) avec les mêmes principes [24].

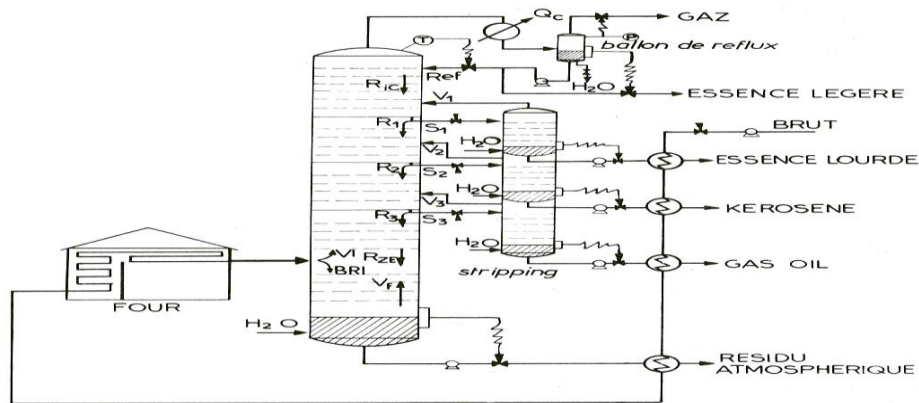


Figure II.17 : Schéma de principe d'une unité de distillation initiale du pétrole brut

II.4.2.2. Distillation dans deux colonnes

Utilisée pour les bruts riches en légers, eau ou soufre

1. **Préchauffage** ($\sim 200^{\circ}\text{C}$) \rightarrow Colonne primaire pressurisée ($3\text{--}5$ kg/cm²) : sépare gaz et essences légères.
2. **Brut étêté** \rightarrow Four \rightarrow Colonne principale : récupère les autres fractions.

Avantages :

- Élimine soufre et eau en amont (moins de risques d'explosion).
- Réduit la charge thermique du four.
- Optimise la récupération d'essence légère [24].

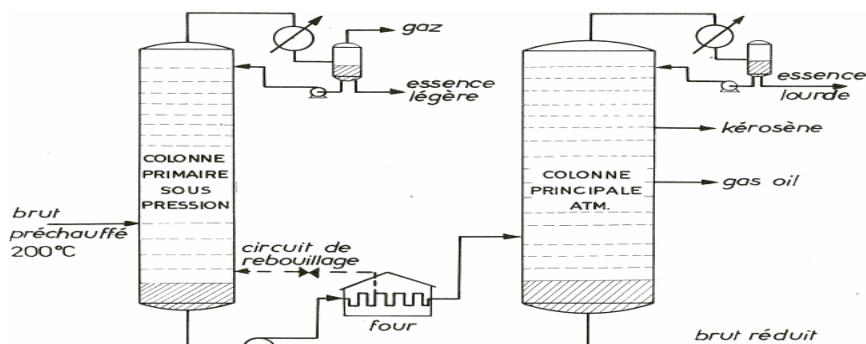


Figure II.18 : Schéma d'une unité de distillation initiale à deux colonnes

II.4.2.3. Distillation atmosphérique avec un ballon de flash

Cette installation consiste à traiter une charge contenant une quantité importante en fractions légères, il ne peut être employé pour des pétroles bruts riches en composés sulfurés. Elle permet de séparer dans le ballon la phase vapeur déjà formée qui by passe le four [25].

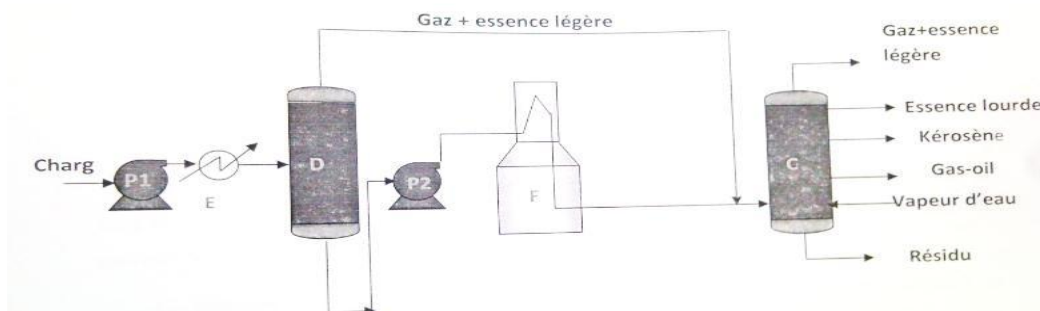


Figure II.19 : Installation de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (avec ballon de flash)

Conclusion

La séparation gaz/huile/eau, le dessalage et la distillation atmosphérique sont des étapes clés du traitement primaire du pétrole brut. Elles assurent la qualité des produits, protègent les équipements et réduisent les risques. Le dessalage élimine l'eau et les sels nuisibles, tandis que la distillation fractionne le brut en produits exploitables. Ces opérations doivent être adaptées aux caractéristiques du brut et aux exigences des installations en aval pour garantir l'efficacité et la sécurité [18-26]. Le gaz naturel est alors acheminé vers les centres du traitement, ou il sera exposé au problème de givrage, et le problème des sulfates.

Chapitre III :

Formation de givrage

Introduction

Dans l'industrie du gaz naturel, la présence d'eau, sous forme de vapeur ou de gouttelettes, est une impureté causant la formation d'hydrates, cristaux solides semblables à de la neige, se forment lorsque le gaz contenant de l'eau subit des baisses de température ou de pression. Ils peuvent obstruer les pipelines, endommager les infrastructures et perturber le transport des hydrocarbures [27-28].

III.1. Définition

Les hydrates sont des composés solides dans lesquels l'eau est associée aux hydrocarbures par des interactions physiques et chimiques. Ces hydrates se présentent sous forme de cristaux ressemblant à de la neige et flottent sur l'eau. Leur densité varie entre 800 et 900 kg/m³. Leur structure peut être décrite comme une solution de gaz piégée dans des solides cristallins d'hydrocarbures, avec un nombre déterminé de molécules d'eau, qui dépend de la taille des molécules d'hydrocarbures impliquées. Et elles se forment lorsque des conditions thermodynamiques spécifiques, telles que des pressions et des températures adéquates, sont réunies.

III.2. Formation des hydrates

En général, la formation des hydrates est favorisée par la présence de fines particules qui agissent comme des germes de cristallisation, comme les microcristaux d'hydrate ou les particules solides (poussières, oxydes de corrosion). Ce phénomène est également accentué par des facteurs qui augmentent la turbulence de l'écoulement, tels que les vitesses élevées, les pulsations de pression et toute forme d'agitation.

Les principales formules chimiques des hydrates de gaz naturel sont les suivantes :

- $\text{CH}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
- $\text{C}_2\text{H}_6 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$
- $\text{C}_3\text{H}_8 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$
- $\text{CO}_2 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$

Parmi les hydrocarbures présents dans le gaz naturel qui forment des hydrates en présence d'eau, on trouve principalement le méthane, l'éthane, le propane et l'isobutane. Le butane normal ne forme des hydrates que lorsque les températures sont inférieures à 1°C. En revanche, aucune formation d'hydrates de pentane ou d'hexane n'a été observée [29].

La réaction de formation d'hydrates peut être schématisée de la manière suivante [30] :



M : représente le formateur des hydrates [30].

n : est le nombre de moles d'eau pour une mole de formateurs des hydrates (c'est le nombre d'hydratation) [30].

β : est une phase vapeur ou liquide [30].

III.3. Les types des hydrates

On distingue deux catégories d'hydrates en fonction de la taille des molécules impliquées :

III.3.1. Hydrates formés avec de petites molécules

Ces hydrates se forment avec des molécules de faible taille, généralement associées à 6 ou 7 molécules d'eau :

- Méthane : $(\text{CH}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O})$
- Éthane : $(\text{C}_2\text{H}_6 \cdot 7\text{H}_2\text{O})$
- Dioxyde de carbone : $(\text{CO}_2 \cdot 7\text{H}_2\text{O})$

III.3.2 Hydrates formés avec de grandes molécules

Ces hydrates impliquent des molécules plus volumineuses, qui se lient à 17 molécules d'eau :

- Propane : $(\text{C}_3\text{H}_8 \cdot 17\text{H}_2\text{O})$
- Butane : $(\text{C}_4\text{H}_{10} \cdot 17\text{H}_2\text{O})$

Les hydrocarbures plus lourds que le n-butane (n-C₄) ont des tailles moléculaires trop importantes pour s'insérer dans le réseau cristallin des hydrates, ce qui empêche leur formation [30].

III.4 Structure des hydrates

Les hydrates de gaz, appartenant à la famille des clathrates, sont des composés cristallins singuliers dans lesquels des molécules de gaz sont emprisonnées dans des cavités constituées de molécules d'eau liées entre elles par des liaisons hydrogène. Ces structures sont stabilisées par la présence même des gaz qu'elles renferment. Pour mieux comprendre la structure et les propriétés physico-chimiques de ces hydrates, de nombreuses techniques d'investigation complémentaires ont été mises en œuvre. Parmi celles-ci, on peut citer la spectroscopie Raman, la diffraction des rayons X et des neutrons sur poudres, l'analyse isotopique, la microscopie et la diffusion optiques, la calorimétrie différentielle à balayage (DSC), la propagation d'ondes de compression et de cisaillement, la résonance magnétique nucléaire (protons et neutrons), la microbalance à cristal de quartz, la mesure des propriétés diélectriques, la micro-imagerie par résonance magnétique, ainsi que la diffusion inélastique incohérente des neutrons.

Trois structures cristallines principales ont été identifiées pour les hydrates de gaz :

➤ **La structure I**

- C'est la structure la plus courante des hydrates de gaz, composée de 46 molécules d'eau.
- Cette structure est constituée de deux petites cavités dodécaédriques et six grandes cavités tétradécaédriques.
- Elle est principalement stabilisée par des gaz de petite taille, comme le méthane (CH_4), l'azote (N_2), le dioxyde de carbone (CO_2), et certains gaz inertes comme l'argon (Ar) et le xénon (Xe).
- En raison de sa capacité à piéger des molécules de gaz relativement petites, la structure I est la plus étudiée et la plus couramment observée dans les hydrates de gaz naturels et artificiels.

➤ **La structure II**

- Cette structure présente une géométrie cubique et est formée de 136 molécules d'eau disposées dans 24 cavités.
- Contrairement à la structure I, les cavités de la structure II sont légèrement plus petites, ce qui permet de piéger des gaz plus gros ou plus complexes
- Elle est souvent stabilisée par des gaz comme le propane (C_3H_8) ou le trifluorure de soufre (SF_6), qui, bien que plus grands, peuvent s'insérer dans ces cavités légèrement plus petites.

- La structure II est donc idéale pour les gaz dont la taille moléculaire est intermédiaire entre les petits gaz de la structure I et les plus gros gaz de la structure H.

➤ **La structure H**

- La structure H est moins courante que les structures I et II et possède une géométrie hexagonale.
- Elle nécessite la présence de deux types de gaz pour être stable. Cette double présence permet de former des cavités spécifiques adaptées aux tailles des gaz impliqués.
- Les cavités dans cette structure sont particulièrement restreintes et ne peuvent être occupées que par des molécules de gaz ayant une taille précise et complémentaire.
- En raison de sa complexité et de ses exigences spécifiques, la structure H est moins fréquemment rencontrée, mais elle est essentielle dans certaines applications spécifiques, comme celles concernant des mélanges de gaz rares ou spécifiques.

❖ **Les cavités**

- Les cavités des hydrates de gaz sont des polyèdres ayant des formes régulières ou quasi régulières.
- Chaque cavité est définie par son agencement de faces polygonales qui sont formées par les molécules d'eau. Ces faces peuvent être des pentagones, des hexagones, ou d'autres formes géométriques.
- La taille et la géométrie des cavités déterminent directement les types de molécules de gaz qui peuvent y être piégées. Les cavités plus petites sont généralement destinées à des gaz légers, tandis que les cavités plus grandes peuvent accueillir des molécules de gaz plus complexes ou plus volumineuses.

❖ **Stabilité et interactions**

- Les hydrates de gaz sont stabilisés par des forces de van der Waals, qui ne sont pas des liaisons chimiques directes, mais plutôt des interactions attractives entre les molécules d'eau et les molécules de gaz.
- Les gaz piégés dans les cavités des hydrates sont maintenus en place par ces interactions faibles, qui, bien que relativement subtiles, suffisent à maintenir la stabilité de la structure cristalline sous certaines conditions de pression et de température.
- La stabilité des hydrates dépend fortement des conditions environnementales :

- À des pressions plus élevées et à des températures plus basses, les hydrates sont plus stables.
- Si les conditions de pression ou de température changent, les hydrates peuvent se dissocier, libérant les gaz piégés.

❖ Applications et défis

- Bien que les hydrates de gaz présentent des applications intéressantes, notamment pour le **stockage d'énergie** et la **capture du carbone**, leur gestion dans l'industrie reste un défi majeur.
- Par exemple, dans les pipelines ou lors de l'exploitation de gaz naturels ou de pétrole en haute mer, les hydrates peuvent se former et provoquer des blocages, perturbant ainsi le transport des hydrocarbures.
- De plus, la **dissociation des hydrates** dans des conditions de pression et de température spécifiques peut avoir des applications intéressantes pour l'extraction d'hydrates de méthane dans les sédiments marins. Cependant, cette dissociation est complexe et nécessite une compréhension approfondie du **couplage entre transfert de chaleur et transfert de masse**.
- En raison de leur nature cristalline et des exigences spécifiques pour leur formation et leur dissociation, les hydrates de gaz nécessitent une surveillance et une gestion continues dans les applications industrielles [28,31].

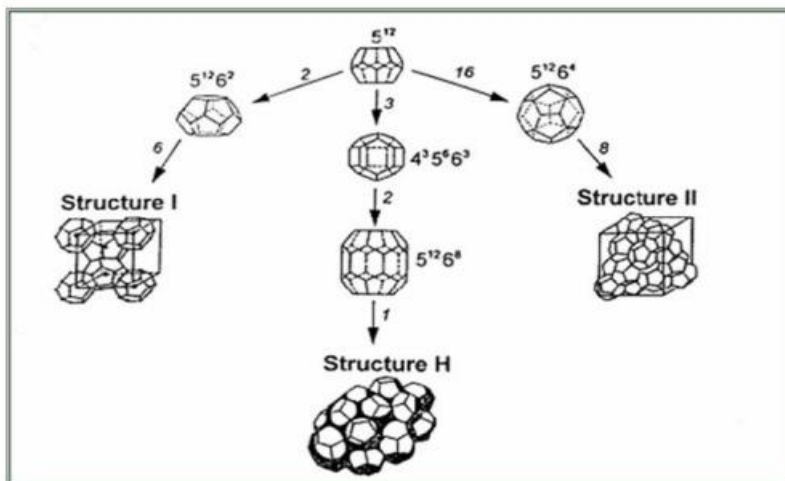


Figure III.1 : Différents structures des hydrates

III.5. Analogie avec la glace

Les hydrates de gaz sont des solides cristallins très riches en eau (plus de 85 % en fraction molaire), dont la structure microscopique ressemble fortement à celle de la glace. Les faibles différences de distance O–O ($\approx 1\%$) et d'angle O–O–O ($< 2,5^\circ$) justifient l'analogie fréquente avec le **givrage**, car la formation d'hydrates s'apparente à une cristallisation similaire à celle de la glace dans les installations.

III.6. Les causes de givrage

Les hydrates de gaz se forment lorsque l'eau et certains gaz (comme le CO_2 ou le H_2S) réagissent à des pressions élevées et des températures généralement supérieures à 0°C . Ils donnent naissance à des cristaux solides, proches de la glace, avec une densité de 0,88 à 0,90. Ces structures, stabilisées par l'emprisonnement des molécules de gaz dans une cage d'eau, peuvent provoquer un **givrage** interne des conduites, entraînant des blocages partiels ou totaux qui perturbent la production et le transport des hydrocarbures.

Plusieurs causes peuvent favoriser la formation d'hydrates et, par conséquent, des obstructions dans les pipelines et équipements associés. Parmi ces causes, on retrouve :

- 1. Pression** : Les variations de pression dans le système de transport ou de régulation du gaz jouent un rôle majeur dans la formation des hydrates. En effet, une chute importante de pression peut entraîner une baisse significative de la température du gaz.
- 2.** Lorsque cette température baisse en dessous du seuil de congélation, cela peut favoriser la condensation des gaz et la formation de givre ou d'hydrates. Ainsi, les fluctuations de pression représentent un facteur de risque important pour l'apparition de givrage, notamment sur les équipements de régulation.
- 3. Humidité** : L'humidité ambiante joue également un rôle crucial. Lorsque l'humidité est élevée dans l'air environnant, elle peut se condenser sur les surfaces froides des équipements, comme les régulateurs de pression. Cette condensation, une fois que la température des surfaces descend en dessous du point de congélation, se transforme en givre. Ce phénomène peut affecter le bon fonctionnement des régulateurs et entraîner des blocages dans le système de transport ou des défaillances des équipements.
- 4. Défaillance du régulateur de pression** : Un régulateur de pression défectueux peut provoquer des fluctuations irrégulières de la pression, ce qui peut à son tour entraîner une chute de température dans le système. Cette baisse de température favorise la formation de givre ou d'hydrates, en particulier sur le régulateur de pression lui-même et sur d'autres

composants du système. Si le régulateur ne parvient pas à maintenir une pression constante, le système devient plus vulnérable aux risques de givrage.

5. Manque d'entretien : L'entretien insuffisant ou irrégulier du système est un autre facteur aggravant. L'accumulation de salissures, de dépôts ou de corrosion dans les conduites et équipements peut affecter leur bon fonctionnement. De plus, l'usure prématurée des composants en raison d'un entretien négligé augmente la probabilité de formation de givre. Des inspections régulières et un entretien rigoureux sont donc essentiels pour prévenir ces problèmes et garantir l'efficacité du système.

III.7. Facteurs favorisant l'accroissement du givrage

Certains éléments peuvent accélérer ce phénomène, tels que :

- La turbulence du flux gazeux
- La vitesse du gaz
- Les variations brusques de section dans une conduite
- Les coudes, les changements de direction ou les obstacles dans les tuyauteries
- Le mélange intensif entre l'eau et le gaz
- Les variations de pression

Une fois initiée, la formation des hydrates tend à s'auto-entretenir : l'apparition d'un bouchon d'hydrates augmente la perte de charge dans la conduite, ce qui entraîne une détente supplémentaire du gaz, provoquant son refroidissement et accélérant ainsi la formation des hydrates [32].

III.8. Type de givrage

Le givrage a toujours représenté un défi majeur pour l'industrie du gaz, ce qui nécessite la mise en place de diverses mesures afin de minimiser ses effets.

III.8.1. Givrage externe

Les équipements d'un poste de détente unique peuvent être affectés par le givrage, en particulier dans les régions froides où la température ambiante accentue ce phénomène. Lors de la détente du gaz, une chute de température se produit, entraînant la formation de glace sur le régulateur. Bien que de grandes quantités de glace puissent se déposer sur le pré-pilote et le pilote du régulateur, le poste peut fonctionner normalement, car le givrage externe n'a généralement pas d'impact sur le fonctionnement de l'équipement.

III.8.2. Givrage interne

Le givrage interne, quant à lui, se produit au niveau des instruments et des lignes de pilotage lorsque de l'eau résiduelle, laissée après un mauvais séchage des canalisations suite aux essais hydrostatiques, est présente. Ce phénomène apparaît lors de la première détente dans le régulateur pilote, qui est connecté à des lignes de petit diamètre.

Lors de la détente du gaz, les gouttelettes d'eau présentes dans la canalisation forment du givre à l'intérieur des orifices de passage de gaz, du pré-pilote, du pilote et de la buse du régulateur, ce qui engendre un bouchage et peut provoquer l'arrêt du régulateur.

Pour éviter ce genre de problème, il est essentiel de respecter rigoureusement les règles et spécifications techniques de l'entreprise, notamment en assurant un séchage et un essuyage adéquats des canalisations après les essais hydrostatiques [32].

III.9. Propriétés physico-thermique des hydrates

Les hydrates de gaz présentent des propriétés physiques proches de celles de la glace, mais avec des caractéristiques propres qui influencent leur comportement dans les systèmes pétroliers.

Le tableau III.1 ci-dessous regroupe quelques-unes de ces propriétés mesurées dans des conditions expérimentales précises, telles que la masse volumique, la constante diélectrique ou encore la conductivité thermique. Ces données sont essentielles pour modéliser la formation, la croissance et l'impact potentiel des hydrates dans les conduites et équipements industriels.

Tableau III.1 : Propriétés physiques des hydrates [33].

Propriété	Conditions	Valeur	Unité	Source
Masse volumique	273K	900-1100	Kg.m ⁻³	Makogon
Constante diélectrique	273k	≈ 58	-	
Coeff.lin.de dilatation therm	273k	≈ 18	-	Bonnefoy et al.
	200k	52-76.10 ⁻⁶	K ⁻¹	
Compressibilité adiabatique	273k	14.10 ⁻¹¹	Pa	Sloan
Indice de réfraction	632,8 nm, -3°C	≈ 1,34	-	Bonnefoy et al.
Conductivité thermique	263K	≈ 0,5	w.m ⁻¹ ·K-1	Sloan

III.9.1. Conductivité thermique

La conductivité thermique représente la capacité d'un matériau ou d'un composé à transférer la chaleur d'un point A à un point B. Elle est notée λ et s'exprime en **W/(m·K)**. Sa définition repose sur la **loi de Fourier** :

$$\frac{dQ}{dt} = -\lambda S \frac{dT}{dx} \quad (2)$$

Avec :

Q : Quantité de chaleur passant par la surface S en direction x pendant le temps t.

T : Température.

S : Surface.

$\frac{dT}{dx}$: Gradient de température.

λ : Conductivité thermique du matériau .

Le tableau présent des valeurs expérimentales de la conductivité thermique des hydrates de méthane et d'autre gaz à des températures différents de l'équilibre.

Tableau III.2 : Conductivité thermique d'hydrates, glace et d'eau (selon, 1998)

	Conductivité thermique, W/ (m.k)
Hydrates de méthane	0.45 (à 216.20 K)
Hydrates d'éthane	0.393 (à 275.15 K)
Eau	0.55 (à 273 K)
Glace	2.23 (à 263 K)

III.9.2. Capacité calorifique

La capacité calorifique correspond à la quantité de chaleur nécessaire pour augmenter la température d'une unité de matière d'une variation **dT**.

- **Capacité calorifique massique** (C_m) : exprimée en **J/(kg·K)**
- **Capacité calorifique molaire** (C_{mol}) : exprimée en **J/(mol·K)**

$$C = -T \left(\frac{\partial^2 F}{\partial T^2} \right)_{v, Q_{ij}} \quad (3)$$

Avec :

T : la température ;

F : l'énergie libre ;

V : le volume ;

ΘT : le nombre de molécules de cette matière.

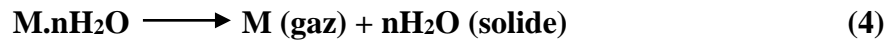
III.9.3. Chaleur de dissociation des hydrates

La chaleur de formation ou de dissociation d'un hydrate représente la quantité de chaleur :

- **Libérée** lors de la formation d'un hydrate
- **Absorbée** pour dissocier un hydrate

Elle s'exprime en **J/kg** (chaleur massique) ou **J/mol** (chaleur molaire).

Concernant les **hydrates de méthane**, il est notable que la dissociation en glace et en gaz nécessite moins d'énergie que la dissociation en eau liquide et en gaz. Nous pouvons résumer la formation/dissociation des hydrates par :



Et



Tableau III.3 : Chaleurs de formation / dissociation des hydrates [34].

Hydrate	Chaleur de formation /dissociation, KJ/mole de gaz	
	T<273K	T>273K
	Hydrate ->H ₂ O (solide) +Gaz	Hydrate -> H ₂ O (solide) +Gaz
CH ₄ .6H ₂ O	18.1 ± 0.3	54.2 ± 0.3
C ₂ H ₆ .7, 67H ₂ O	25.7 ± 0.3	71.8 ± 0.4
C ₃ H ₈ .17H ₂ O	27.7 ± 0.3	129.2 ± 0.4
i-C ₄ H ₁₀ .17H ₂ O	31.0 ± 0.2	133.2 ± 0.3

III.10. Détection et formation du givrage dans les canalisations

III.10.1. Détection du givrage

Les hydrates, comme toute autre obstruction dans une conduite, peuvent être détectés grâce à leurs effets sur le système :

- **Apparition de givre** à l'emplacement de l'obstruction
- **Réduction du débit** due à l'obstruction
- **Augmentation de la contre-pression** dans le système
- **Élévation de la différence de pression** à travers l'obstruction

Lorsque la différence de pression devient trop importante, elle peut accélérer la formation des hydrates et provoquer des forces excessives. L'élimination des hydrates peut alors entraîner des **dommages mécaniques** en aval, notamment au niveau des :

- Restrictions (soupapes de commande)
- Obstructions (vannes fermées)
- Changements brusques de direction (coudes, raccords en T)

III.10.2. Formation des hydrates (givrage) dans les canalisations

La formation d'hydrates est un risque majeur dans les conduites transportant du **gaz humide**. L'eau a tendance à s'accumuler dans les points bas des canalisations, et les hydrates se forment en aval de ces zones, en particulier lorsqu'il y a une **variation de température**.

Lorsque le gaz traverse une poche d'eau, sa température diminue, provoquant une chute de pression et favorisant la formation d'hydrates. Ce phénomène est particulièrement fréquent dans les canalisations traversant des **altitudes variables**, où l'eau stagnante aux points bas peut entraîner la formation d'hydrates à chaque changement d'altitude [34].

Les hydrates peuvent également apparaître lors de **réductions brutales de pression**, notamment dans :

- Les **orifices**
- Les **soupapes de commande partiellement ouvertes**
- Les **élargissements soudains des conduites**
- Les **coudes à petit rayon**

III.11. Méthodes de prévention de la formation des hydrates

La formation des hydrates peut entraîner des obstructions et des dysfonctionnements dans les canalisations de gaz. Pour prévenir leur apparition, trois méthodes principales sont utilisées :

III.11.1. Introduction d'inhibiteurs chimiques

Cette méthode repose sur l'injection de substances spécifiques dans le gaz afin de **diminuer la température de formation des hydrates** et empêcher leur cristallisation.

➤ **Types d'inhibiteurs utilisés :**

- **Méthanol (CH₃OH)**
 - Très efficace pour **abaisser la température de formation des hydrates**.
 - Agit en réduisant la concentration d'eau libre disponible pour la formation des cristaux.
 - Utilisé en grande quantité, ce qui peut représenter un coût élevé.
- **Éthanol (C₂H₅OH) et glycol (MEG, DEG, TEG)**
 - Le **monoéthylène glycol (MEG)** et le **triéthylène glycol (TEG)** sont des solutions alternatives au méthanol.
 - Moins volatils que le méthanol, ils permettent une meilleure récupération et réutilisation.
- **Ammoniac (NH₃)**
 - Moins courant, utilisé dans certains contextes spécifiques.
 - Peut entraîner des risques de corrosion si mal dosé.

➤ **Mode d'application**

- L'inhibiteur est injecté en **amont des zones à risque** de formation d'hydrates.
- Le dosage dépend de la pression, de la température et de la teneur en eau du gaz.
- Un suivi rigoureux est nécessaire pour éviter un surdosage coûteux ou un sous-dosage inefficace.

III.11.2. La méthode à Double détente

Cette technique vise à **contrôler la pression et la température du gaz** afin d'empêcher la formation d'hydrates. Elle repose sur une **réduction progressive de la pression** en deux étapes :

❖ Principe de fonctionnement

1. Première détente

- La pression du gaz est réduite jusqu'à **20 bars**.
- Cette première étape permet d'éviter une chute brutale de température.

2. Deuxième détente

- La pression est encore abaissée de **20 bars à 4 bars**.
- L'objectif est de s'assurer que la température du gaz à la sortie de la deuxième détente reste **au-dessus du seuil de formation des hydrates**.

❖ Limites de la double détente

• Efficacité limitée en hiver

- **Ex** : Si un gaz entre dans un régulateur à **70 bars et 5°C** et ressort à **20 bars et -15°C**, alors que la température de formation des hydrates à **20 bars est de 7°C**, les hydrates vont se former.

• Nécessite un calcul précis de la distance entre les deux stations de détente.

III.11.3. Inhibition thermique (chauffage du gaz)

L'inhibition thermique est la **méthode la plus utilisée** dans les postes de détente. Elle consiste à **chauffer le gaz avant sa détente** afin de maintenir sa température au-dessus du seuil de formation des hydrates.

Avantages de l'inhibition thermique

- ✓ **Méthode fiable** et largement utilisée.
- ✓ **Prévention efficace** des hydrates.
- ✓ **Sécurité accrue** avec les réchauffeurs indirects.

Inconvénients

- ✗ **Coût énergétique élevé** pour maintenir le gaz chauffé.
- ✗ **Maintenance nécessaire** pour assurer le bon fonctionnement des réchauffeurs.

Tableau III.4 : Comparaison des méthodes de prévention de la formation des hydrates.

Méthode	Principe	Avantages	Inconvénients
Inhibiteurs chimiques	Injection de méthanol ou glycol pour abaisser la température de formation des hydrates	Facile à mettre en œuvre, adaptable	Coût élevé des produits, suivi rigoureux nécessaire
Double détente	Réduction progressive de la pression pour éviter la chute brutale de température	Simple à mettre en place, peu coûteux	Inefficace en hiver, calcul précis nécessaire
Inhibition thermique	Chauffage du gaz avant détente pour éviter la formation d'hydrates	Méthode la plus fiable, solution durable	Coût énergétique important, nécessité d'entretien

Conclusion

La formation des hydrates constitue un obstacle majeur à l'exploitation du gaz naturel, pouvant bloquer les conduites et engendrer des pertes économiques. Les méthodes de déshydratation comme le TEG et les tamis moléculaires restent les plus efficaces. L'intégration de procédés et les innovations récentes visent à optimiser le traitement du gaz. Cependant, la formation d'hydrates sans eau liquide reste mal comprise et nécessite davantage de recherches. Une meilleure maîtrise de ces phénomènes est essentielle pour une exploitation plus sûre et rentable.

Chapitre IV :

La déposition du sulfate de baryum

Introduction

Les eaux industrielles renferment diverses substances susceptibles, lorsqu'elles sont en suspension, de former des dépôts sur les parois internes des canalisations. Ces surfaces sont souvent recouvertes d'une forme de tartre ou de calcaire, se cristallisant après dissolution des constituants - soit partiellement, soit totalement. Ces surfaces encrassées entraînent des dépôts parfois extrêmement durs. Les différentes formes comprennent : les hydrocarbures, ainsi que les sels de calcium et de magnésium, les composés ferreux ou aluminés, ou même les huiles industrielles aux côtés d'autres contaminants, causant ainsi une consommation excessive de système énergétique thermique [35]. Le mélange de sources d'eau incompatibles aggrave considérablement ces problèmes dans les industries pétrolières. Et peuvent ainsi et également agir comme un catalyseur pour la précipitation des composés de baryte. Deux formes principales se forment : le sulfate de baryum (La barytine : BaSO_4) et le carbonate de baryum (BaCO_3) [36-37].

IV.1. Généralité sur sulfate de baryum (BaSO_4)

Ce dépôt, particulièrement et en raison de sa faible solubilité (100 fois inférieure à celle du CaSO_4) et de sa dureté, résulte souvent du mélange d'eaux contenant Ba^{2+} et SO_4^{2-} . Sa solubilité augmente avec la force ionique : un excès de SO_4^{2-} coagule le précipité, tandis qu'un excès de Ba^{2+} le disperse. La vitesse de cristallisation dépend directement du degré de sursaturation [36].



Figure IV.1: Dépôt de sulfate de baryum « BaSO_4 ».

IV.1.1. Définition

Le sulfate de baryum ou baryte, est un minérale très lourd. C'est le dépôt le plus incrustant et le plus dangereux parmi les autres, il faut éviter sa formation car il forme des bouchons imperméables, colmatant, inattaquables à l'acide et à la base, car ses limites de solubilité sont très basses (2 à 3 mg/l dans l'eau distillée) [38].



Figure IV.2: Dépôt BaSO₄ au niveau d'une canalisation

IV.1.2. Origine de sulfate de baryum

Les dépôts de sulfate de baryum proviennent de l'incompatibilité de deux eaux. Les eaux du gisement peuvent contenir des ions baryum (Ba⁺²) et être mises en contact avec des eaux injecté (Albien), contenant des ions de sulfates (SO₄⁻²). Ce dépôt de sulfate de baryum formé donne des résultats néfastes sur les équipements utilisés lors du dessalage : bouchage des puits et corrosion des installations. Ces deux phénomènes influent beaucoup sur le procédé d'extraction de pétrole et par conséquent une diminution de la production pétrolière [39].

Le BaSO₄ (baryte), utilisé dans les verres, peintures et papeteries, pose des défis majeurs dans l'extraction offshore. Bien qu'employé historiquement pour doser les sulfates, son précipité est souvent contaminé par adsorption d'ions étrangers [40–42].

IV.2. Formation de sulfate de baryum

La formation du sulfate de baryum peut, par exemple, se former à partir des échanges ioniques au sein de la roche qui contribue à l'état de saturation de la roche. Également, la perte de charge entre le dépôt et le fond du puits conduit à une évaporation partielle de l'eau, ce qui provoque une sursaturation qui entraîne la précipitation de cristaux. L'une des hypothèses proposées fait référence à des phénomènes électrostatiques ; les gouttelettes d'eaux contenant des germes cristallins peuvent être porteuses d'une certaine charge positive et avoir une constante diélectrique plus élevée que celle du pétrole brut qui l'entoure. En raison de la présence d'argiles, la roche est négativement chargée, tout comme les surfaces internes des canalisations sous l'effet des courants d'écoulement. Cette polarisation accentue l'attraction ou l'adhérence des cristaux qui sont chargés en polarité. Ils peuvent donc par ce fait, se mouvoir envers la polarité des cristaux et ainsi, mécaniquement et électriquement, ce qui va faciliter leur croissance.



Figure IV.3: Sulfate du baryum [43].

Néanmoins, la formation de sulfate de baryum ne peut pas se former uniquement grâce aux réservoirs pétroliers. Des dépôts peuvent également apparaître sur les puits ou sur les tubes de production et au niveau des installations de surface ou alors dans les équipements de raffinage du pétrole brut.

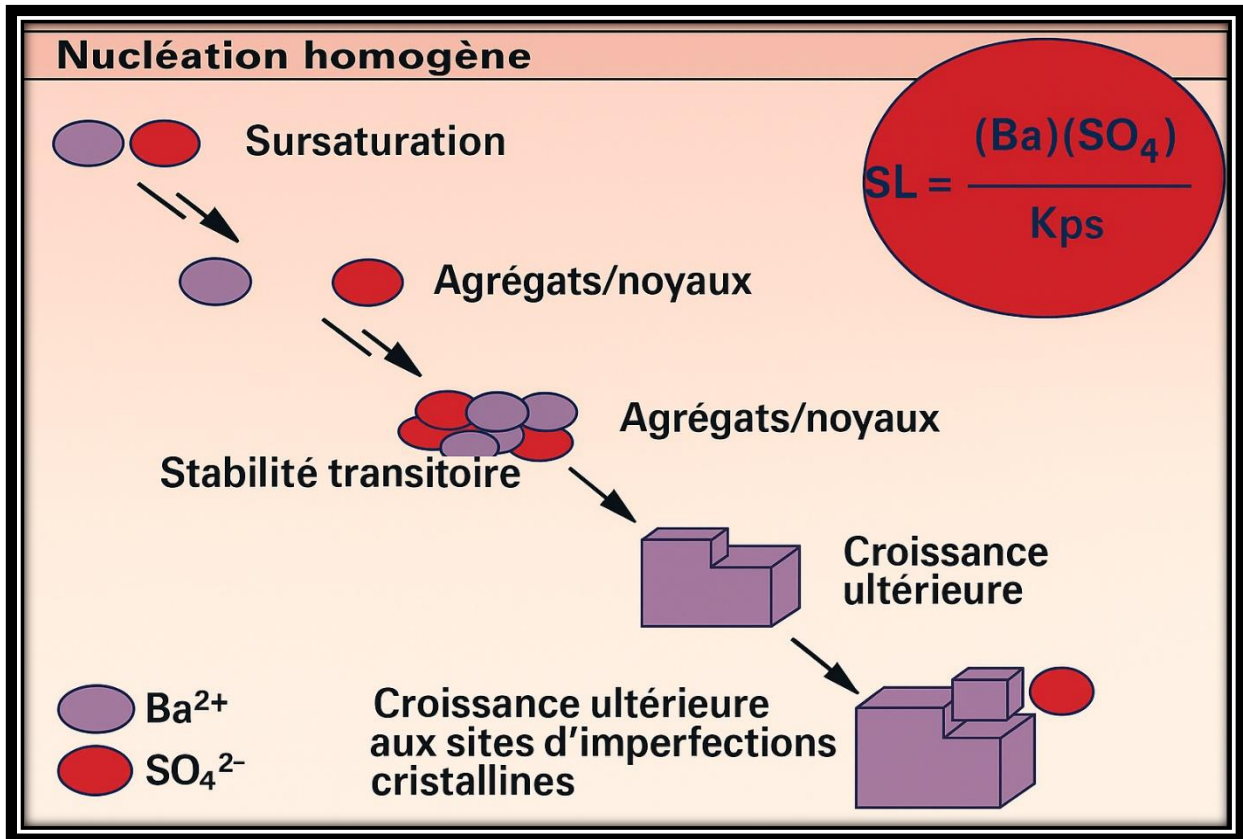


Figure IV.4: Mécanisme de formation du sulfate de baryum [44].

IV.2.1. Mécanismes de formation des dépôts du sulfate de baryum

comme on l'a signalé au par avant, La formation de tartre résulte principalement de deux phénomènes physico-chimiques :

- La précipitation due aux changements de conditions de pression et température
- Les réactions chimiques lors du mélange d'eaux incompatibles

L'incompatibilité chimique entre les eaux injectées et les eaux de formation constitue la cause principale de scaling (*) comme il a démontré Bertero (1998) [45]. Le taux de dépôt est directement proportionnel au volume d'eau libre produite, avec une accélération du phénomène, lorsque la teneur en eau du brut dépasse certains seuils critiques.

(*) **Scaling** (*anglais utilisé en français technique*)

IV.2.2. Processus de formation des dépôts du sulfate de baryum

1. Formation du germe

La germination correspond à la phase initiale de rassemblement d'ions tels que Ba^{2+} et SO_4^{2-} , et même de molécules, dans un volume supposé sphérique dont le rayon a une valeur critique. Dans le cadre d'une solution qui est sursaturée, la précipitation de la phase solide peut survenir de manière plus ou moins lente, suivant les conditions du milieu dans lequel elle croît, notamment [44] :

- Le degré de sursaturation et la quantité d'ions,
- La nature et l'abondance des impuretés, etc.

On distingue deux types de germination :

- homogène : se produit de façon spontanée. Elle est dominante à forte sursaturation.
- hétérogène : facilitée grâce à des particules, des impuretés qui sont dissoutes dans le système.

2. Croissance cristalline

Après la formation des germes cristallins, deux facteurs majeurs peuvent être à l'origine de leur croissance :

- a. La fréquence d'accueil des ions au sommet du cristal, dont l'intensité dépend de la concentration ionique.
- b. La rapidité d'adoption des ions dans le réseau cristallin. Si le premier facteur l'emporte, il est à prévoir que la cristallisation se fera par croissances désordonnées avec des structures poreuses et irrégulières. Si le second facteur prédomine, la croissance sera plus organisée, formant des cristaux réguliers.

3. Agglomération et Agrégation

Les cristaux formés peuvent s'unir pour former une unité cohérente. Selon la nature des forces impliquées, on peut distinguer :

- Coagulation ou floculation : implique de faibles forces intermoléculaires, de type van der Waals.
- Agrégation : fait référence à l'union rigide de particules cristallines, liées par des liaisons cristallines.
- Agglomération : fait référence à une association plus lâche de plus petites particules, qui peut se produire même en l'absence de sursaturation.

IV.2.3. Effet de certains paramètres sur la formation de sulfate de baryum

IV.2.3.1. Influence de la température

La température joue un rôle clé en chimie quand on parle de solubilité des sels inorganiques. En gros, quand on chauffe le mélange, les molécules se déplacent plus vite et, pour beaucoup de sels, cela permet une dissolution plus rapide et plus importante. Pourtant, cette règle de température-bonheur n'est pas valable partout : des sels comme le sulfate de strontium (SrSO_4) ou le sulfate de calcium (CaSO_4) obéissent à l'inverse, car leur solubilité diminue quand le mercure grimpe. Le sulfate de baryum (BaSO_4), en revanche, suit la tendance classique et se dissout mieux au chaud. Les essais montrent qu'à 25 °C, sa concentration dans l'eau distillée se situe entre 2,3 et 3,9 mg par litre. En résumé, pour les sels thermo solubles, monter la température réduit en général la formation de précipités [46-48].

IV.2.3.2. Influence de la Pression

La pression, en règle générale, a peu d'effet sur la solubilité des sels. Cependant, elle peut provoquer une variation du niveau de concentration des gaz dissouts ce qui, à certaines conditions, peut provoquer des changements d'équilibres chimiques qui sont de nature à modifier les conditions de précipitation des sels.

❖ L'effet de la pression sur la solubilité :

En général, la solubilité de NaCl est liée proportionnellement avec la pression c'est-à-dire plus la pression est élevée, plus l'eau peut contenir de sel dissout et inversement. Ces conditions expliquent la formation des dépôts, la réduction des diamètres du tubing qui provoquent une chute de pression [38].

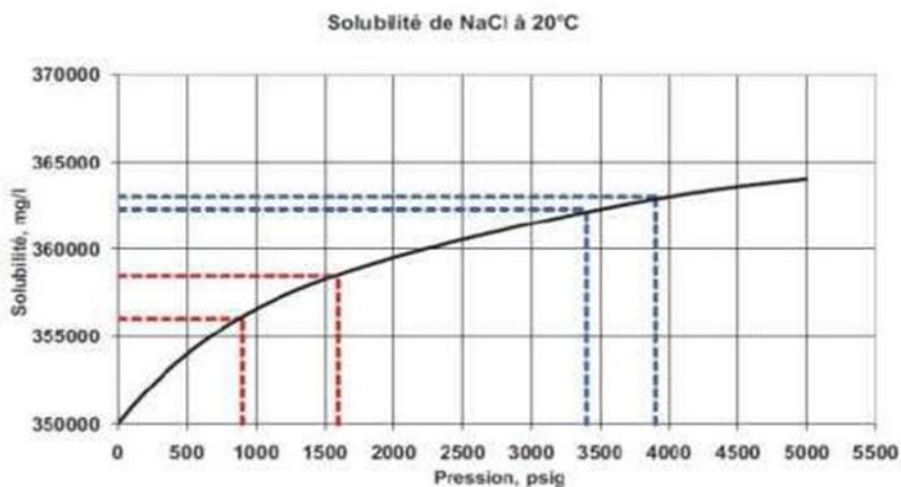


Figure IV.5: l'effet de la pression sur la solubilité de NaCl

La présence de sels dans la solution diminue les coefficients d'activité des ions Ba^{2+} et SO_4^{2-} et augmente donc la solubilité du BaSO_4 . Cette diminution des coefficients d'activité a pour conséquence la diminution de la sursaturation [49].

IV.2.3.3. L'influence de pH

Le pH agit comme un chef d'orchestre dans les jeux de dissolution et de précipitation des minéraux, car c'est lui qui dicte la solubilité des sels. Dans un milieu acide, la mer d'ions H^+ issue par exemple d'un acide fort comme H_2SO_4 frappe les surfaces cristallines avec force. Cette agression protonique ronge les dépôts et élève leur solubilité en les attaquant directement. L'inverse se produit dans un milieu basique où les ions OH^- favorisent les réactions oxydantes et mènent à la formation de composés hydroxyles qui souvent plus massifs, colmatent les pores et baissent brutalement la solubilité de certains sels récalcitrants comme le sulfate de baryum BaSO_4 parce que l'activité ionique qui les solvate se raréfie [44].

IV.2.3.4. L'influence de la salinité

Quand on ajoute des électrolytes à une solution d'eau, les réactions de précipitation et la solubilité des sels mal solubles changent vraiment. Dans les solutions légères, les activités des ions ressemblent presque aux concentrations molaires, mais dès que l'eau devient saturée, les ions proches se repoussent électriquement et altèrent le bilan thermodynamique. On quantifie cette force d'interaction par la force ionique I , dont l'expression suivante résume l'idée :

$$I = \frac{1}{2} \sum c_i z_i^2 \quad (2)$$

Dans cette formule, c_i représente la concentration de l'ion et z_i sa charge. Quand on introduit des ions étrangers qui ne participent pas à l'équilibre, la hausse de I peut en réalité rendre le sel plus soluble : on parle alors de l'effet salting-in.

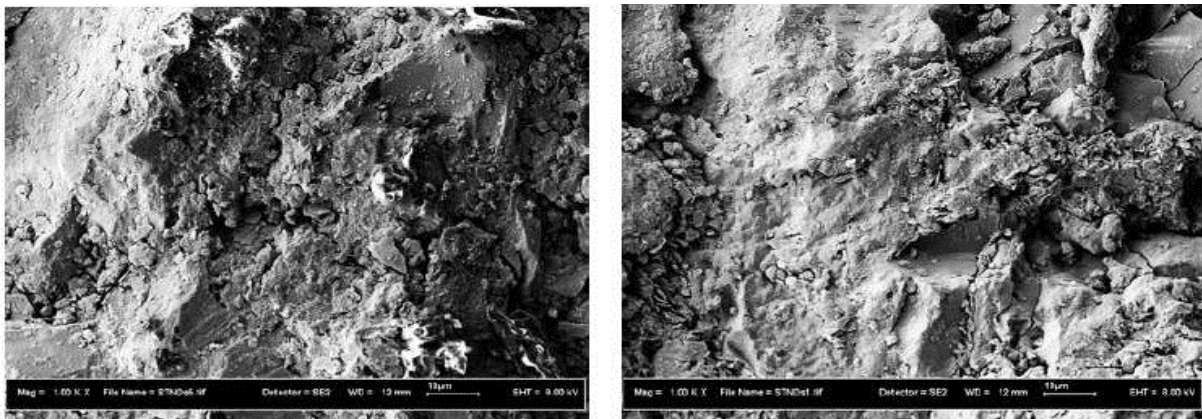
Ce phénomène se voit clairement avec le sulfate de baryum (BaSO_4), dont la solubilité grimpe quand on ajoute des sels comme le chlorure de sodium (NaCl). Avec 100 mg/L de NaCl , on observe qu'à 25 °C la solubilité passe de 2,03 mg/L à environ 31 mg/L, et à 95 °C elle monte de 3,9 mg/L à près de 65 mg/L. Des résultats similaires apparaissent pour d'autres sels peu solubles, comme le carbonate de calcium (CaCO_3) ou le sulfate de calcium (CaSO_4), confirmant que le milieu ionique modifie bien les équilibres de solubilité. [50].

IV.3. Caractérisation des dépôts de sulfate de baryum

➤ L'analyse de microscopie électronique de scanning SEM

Les dépôts ont été analysés dans le but d'observer la taille des particules et la morphologie des précipités. Cela a été fait à l'aide de la microscopie électronique à balayage (SEM). Dans le cadre de cet examen SEM, il a été constaté que les sulfates de calcium (CaSO_4), de strontium (SrSO_4) et de baryum (BaSO_4) se formaient lors du passage des eaux d'injection et de formation à travers des milieux poreux [51].

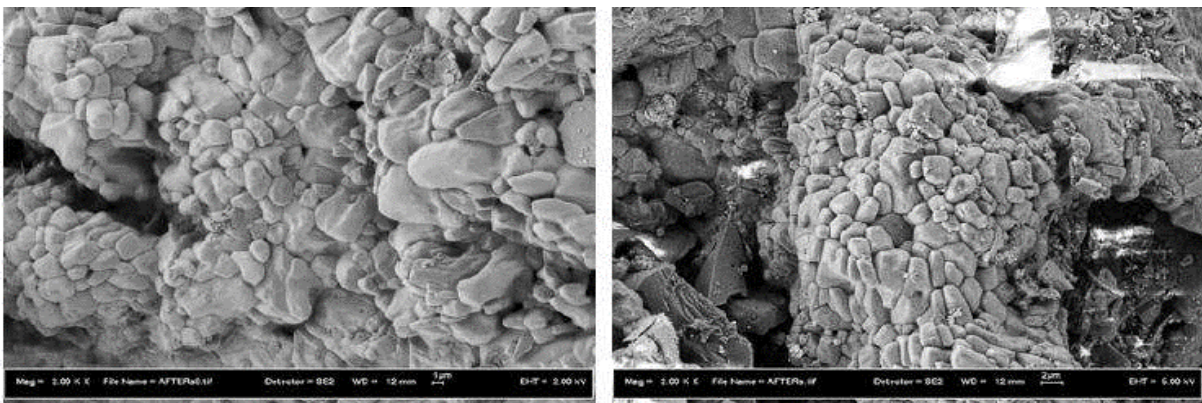
La comparaison de la morphologie des cristaux de BaSO_4 avec ceux de CaSO_4 et SrSO_4 blancs n'a pas montré de différences notables dans leur morphologie. En outre, certaines imperfections cristallines ont été notées à l'intérieur des pores des roches. Concernant la dimension, les cristaux de BaSO_4 issus du mélange aquatique sont d'environ $2,5 \mu\text{m}$ ce qui est plus grand que ceux de CaSO_4 et de SrSO_4 dont la taille des particules est de l'ordre de 1,8 microns. (Figure IV.6), (Figure IV.7).



(a)

(b)

Figure IV.6 : L'image de SEM d'un échantillon de grés non précipité [51].



(a)

(b)

Figure IV.7 : L'image de SEM du dépôt de BaSO_4 dans un échantillon de grés a 200 psi et 80 C° [51].

IV.4. Localisation des dépôts de sulfate baryum

La précipitation de sulfate baryum BaSO_4 n'est toutefois pas limitée à des réservoirs de pétrole. Les dépôts peuvent se produire sur les puits, les tubings, les installations de surface, ou dans les équipements de la raffinerie utilisés pour le traitement du pétrole brut [52].

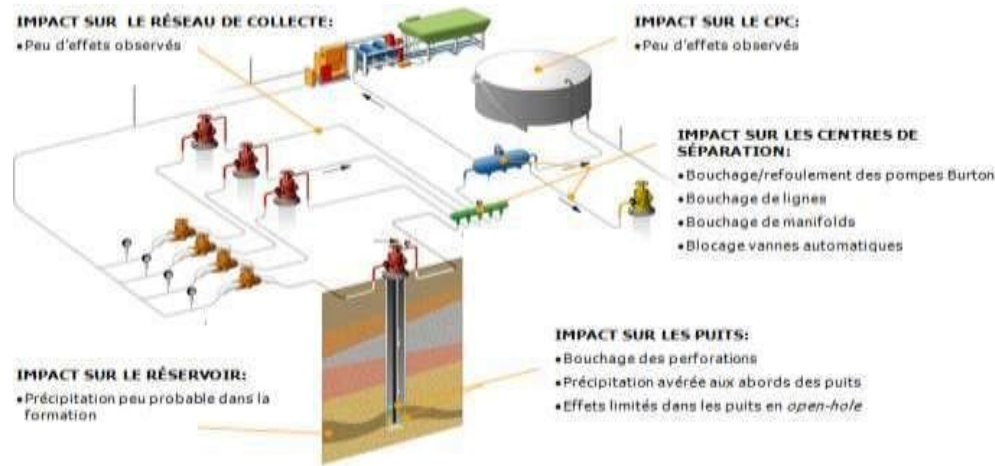


Figure IV.8 : La précipitation de BaSO_4 dans les installations de fond et de surface

IV.5. Caractéristiques des sulfates de baryum

a. Propriétés physico-chimiques du sulfate de baryum

Le sulfate de baryum a sa formule chimique BaSO_4 , s'agit de cristaux incolores ou blancs se cristallise dans un réseau orthorhombique (Selon Miyake [53]) ses paramètres de maille sont :

- $a = 8,88 \text{ \AA}$
- $b = 5,46 \text{ \AA}$
- $c = 7,16 \text{ \AA}$
- Une masse moléculaire relative de : 233,4,
- Une densité relative de : 4,5 (à 15 °C),
- Volume molaire : $19,3 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{mol}$,
- Un point de fusion de 1580 °C,
- Un indice de réfraction de 1,637,
- Il est presque insoluble dans l'eau (solubilité de 0,00022 à 18 °C et de 0,0041 à 100 °C),
- Il est légèrement soluble dans l'acide sulfurique concentré,

- Soluble dans une solution de carbonate de métal alcalin dans laquelle il est converti en carbonate de baryum,
- Il est insoluble dans d'autres types d'acides ou de bases Dans la nature, il existe sous la forme minérale de baryte [52].

b. Structure cristalline du sulfate de baryum

Sachant que la taille des cristaux est inversement proportionnelle à la vitesse de formation des précipités, on déduit qu'elle augmente avec la diminution de la sursaturation de la solution. Les cristaux de BaSO_4 comme ceux de SrSO_4 sont d'une part orthorhombique à mailles très voisines, d'autre part ils sont de nature poreuse avec tendance à absorber les ions étrangers, par contre le CaSO_4 est orthorhombique, monoclinique à mailles très différentes par rapport à celles de BaSO_4 et SrSO_4 [52].

Des études ont été menées sur des cristaux de BaSO_4 et ont montré que la présence des ions Ca^{+2} modifie de façon considérable la structure cristalline de BaSO_4 et le rend incrustant.

Le BaSO_4 est contaminé par différents ions étrangers quand il précipite dans certains systèmes de mélange de sels. Cette caractéristique a été étudiée car des analyses chimiques ont utilisé la formation du précipité de BaSO_4 pour déterminer la concentration en SO_4^{-2} dans une solution.

Il a été reconnu plus tard que dans de telles procédures, le BaSO_4 n'est pas pur et peut contenir différents anions et cations ; la cause de cette contamination est l'adsorption.

Notons qu'il y a un ordre préférentiel d'adsorption des ions par précipités colloïdaux de BaSO_4 . Il a été prouvé que la vitesse de croissance des cristaux est maximale à pH : 3.1 -3.8 et à haute température, la Figure IV.9 ci-dessous montre la structure cristalline de BaSO_4 [52].

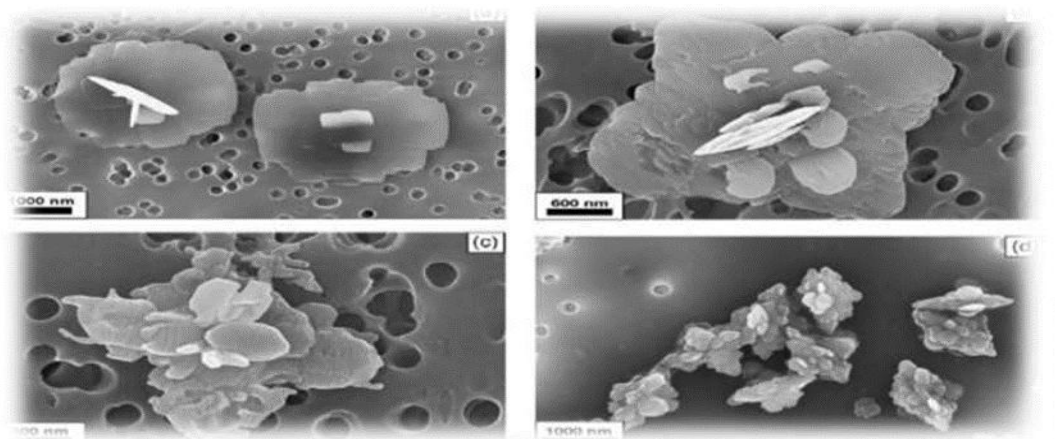


Figure IV.9 : La précipitation de BaSO_4 dans les installations de fond et de surface [52].

c. Cinétique de croissance

Les travaux de Nielson [54] révèlent que la nucléation homogène domine à des sursaturations >400 . La croissance cristalline est limitée par la diffusion lorsque la vitesse dépasse 10^{-8} m/s [55-56]. Nielsen [56] identifie un seuil de sursaturation à 32 (équivalent à 4×10^{-4} mol/L), non confirmé par Aoun [41] dans des conditions de sursaturation ≤ 100 [57].

d. Solubilité du BaSO₄

La solubilité définit la capacité d'un soluté à se dissoudre dans un solvant pour former une solution homogène. En thermodynamique, elle se réfère à la concentration massique maximale de soluté qui peut être dissoute dans un solvant donné à une certaine température. Elle est notée S et est généralement exprimée en g/L ou mol/L. Une solution saturée est celle où aucun soluté supplémentaire ne peut être ajouté.

Le sulfate de baryum (BaSO₄) a la plus faible solubilité parmi les sels de sulfate. À 25 °C, Rosseinsky (1958) a mesuré la conductivité des solutions et a déterminé une solubilité de $1,04 \times 10^{-5}$ mol/L, soit environ 2,5 mg/L. Le produit de solubilité (K_{ps}) du BaSO₄ à cette température est estimé à $1,1 \times 10^{-10}$. Dans l'acide sulfurique concentré (densité 1,853), la solubilité du BaSO₄ est de 15,89 g pour 100 g de solution à la température de saturation de 25 °C. Cependant, cette solubilité diminue fortement avec la dilution ; par exemple, à 0,05 g pour 100 g de la solution contenant 83 % d'acide sulfurique.

Tableau IV.1: Produits de solubilité de quelques sulfates [58]

Elément	BaSO ₄	SrSO ₄	CaSO ₄
Produit de solubilité K_{ps}	$1,1 \cdot 10^{-10}$	$2,8 \cdot 10^{-7}$	$6,1 \cdot 10^{-5}$
La solubilité 's'(mol/l)	$1,05 \cdot 10^{-5}$	$5,3 \cdot 10^{-4}$	$7,8 \cdot 10^{-3}$

Tableau IV.2: Solubilité du BaSO₄ (Kohlrausch) [59]

T (°C)	0.77	3.33	18	26.75	34
BaSO ₄ (mg/100mL)	0,171	0,207	0,230	0,266	0,266

Tableau IV.3 : Solubilité du BaSO₄ (Cowan et Weintritt) [60]

T (°C)	0	10	18	30	50
BaSO ₄ (mg/100mL)	0.115	0.20	0.226	0.285	0.336

Conclusion (Impacts opérationnels et économiques)

Les conséquences de la scaling sont multiples :

✓ **Au niveau des équipements**

- Réduction des diamètres d'écoulement
- Usure accélérée des composants mécaniques
- Dégradation des performances thermiques

✓ **Au niveau de la production**

- Baisse des débits de production
- Augmentation des pertes de charge
- Réduction de la durée de vie des puits

✓ **Au niveau économique**

- Coûts de maintenance accrus
- Pertes de production importantes
- Investissements supplémentaires pour le remplacement d'équipements.

Chapitre V :

Optimisation et protocoles appliqués

Problématique

Dans un contexte énergétique mondial en constante évolution, la diversification des sources d'énergie et le développement des technologies renouvelables sont devenus des priorités pour plusieurs pays. Toutefois, le pétrole brut demeure à ce jour l'une des ressources énergétiques les plus stratégiques et les plus largement exploitées dans le monde. Malgré les engagements internationaux en faveur de la transition énergétique, la demande mondiale en pétrole reste soutenue, en raison de son rôle essentiel dans les secteurs des transports, de la pétrochimie, et de la production d'énergie. Cette dépendance persistante met en évidence l'importance de maintenir l'efficacité, la rentabilité et la sécurité des processus d'exploitation pétrolière. Cependant, l'exploitation du pétrole brut s'accompagne de multiples défis techniques, notamment liés à sa composition complexe à la sortie du gisement. Le brut extrait contient généralement un ensemble d'impuretés telles que l'eau salée, des gaz dissous, des particules solides, des métaux lourds et parfois même des substances radioactives naturelles. Ces composants indésirables doivent être retirés en amont du processus de raffinage pour éviter la corrosion des installations, la formation de dépôts, ou encore l'encrassement des équipements. C'est pourquoi un traitement initial, notamment par **dessalage**, est mis en œuvre dans les unités de séparation.

Le **ballon de dessalage** (ou séparateur), joue un rôle clé dans cette étape. Il permet, par séparation gravitaire et sous l'effet de la pression et de la température, de dissocier les phases présentes dans le mélange brut : phase gazeuse, phase huileuse et phase aqueuse (contenant les sédiments et les sels). Cependant, les performances de cet équipement peuvent être considérablement influencées par des paramètres opérationnels, notamment **la pression de fonctionnement**, la température, ainsi que le débit d'alimentation. Un réglage inadéquat de ces paramètres peut entraîner une mauvaise séparation des phases, augmentant ainsi les risques de contamination de l'huile brute et la corrosion des équipements en aval. Afin de mieux maîtriser ces paramètres, il est courant d'avoir recours à des **études de simulation et d'optimisation** à l'aide de logiciels spécialisés tels que **Aspen HYSYS**, permettant d'anticiper le comportement du système en fonction de différentes conditions de fonctionnement.

Outre les défis liés à la séparation, deux problématiques majeures impactent directement les installations de traitement sur les sites pétroliers : **le givrage dans les lignes de gaz naturel** et **la formation de dépôts de sulfate de baryum (BaSO_4)**. Ces deux phénomènes,

bien que différents par nature, partagent un point commun : ils peuvent provoquer des **obstructions, des arrêts non planifiés**, et une **dégradation des performances opérationnelles**.

Le **givrage**, en particulier, se manifeste dans les unités de traitement de gaz, notamment dans les installations de Sonatrach à In Amenas, situées dans une zone saharienne. Ce phénomène est observé lors de la détente du gaz contenant de l'eau, ce qui provoque la formation de cristaux de glace à des points critiques tels que les vannes, les échangeurs ou les conduites. Il est favorisé par plusieurs conditions : une présence résiduelle d'humidité, une chute brutale de pression, une température ambiante basse et une immobilisation prolongée des lignes. Le givrage peut provoquer une obstruction partielle ou totale des lignes, réduisant ainsi le débit de production et compromettant la sécurité du personnel et des installations. Plusieurs **solutions techniques et chimiques** sont aujourd'hui mises en œuvre pour y faire face, notamment :

- L'**injection de méthanol** ou de **glycol**, qui déprime le point de congélation de l'eau,
- L'utilisation d'**échangeurs de chaleur**, pour stabiliser les conditions thermiques,
- L'installation de **coalesceurs**, pour éliminer l'eau libre en amont des détentes.

En parallèle, la **formation de dépôts de sulfate de baryum (BaSO₄)** constitue une autre problématique critique, surtout dans les unités de séparation comme à STAH. Ce type de dépôt minéral résulte de l'incompatibilité entre les eaux de formation (riches en ions baryum) et les eaux d'injection (souvent riches en ions sulfate), conduisant à la précipitation d'un solide très peu soluble, même à haute température. Ce dépôt peut colmater les conduites, réduire les débits, et endommager irrémédiablement les équipements. Sur site, la solution la plus souvent appliquée est le **remplacement mécanique** des sections obstruées, ce qui engendre des coûts élevés et des arrêts prolongés. Toutefois, une alternative chimique prometteuse a été identifiée : l'utilisation de l'**inhibiteur Solens 1100**, développé pour prévenir la précipitation de BaSO₄ en modifiant la structure cristalline et en augmentant la solubilité du sel. D'autres méthodes chimiques peuvent également être envisagées, telles que l'injection d'**inhibiteurs thermodynamiques**, l'utilisation d'**agents complexants (EDTA)**, ou encore des procédés de **dissolution sélective** en conditions contrôlées.

V.1. Partie optimisation

Dans le cadre de l'exploitation pétrolière, la séparation efficace des phases (huile, gaz et eau) constitue une étape essentielle pour garantir une production optimale et économiquement rentable. L'un des paramètres les plus influents sur l'efficacité de cette séparation est la **pression de fonctionnement des séparateurs**. En effet, une pression mal ajustée peut non seulement diminuer la quantité d'huile récupérée, mais également engendrer des pertes économiques significatives.

La présente partie pratique s'inscrit dans une démarche d'**optimisation des paramètres de fonctionnement des séparateurs**, en particulier la **pression**, dans le but de **maximiser le gain de production d'huile**. Pour ce faire, une série de simulations ont été réalisées à l'aide du logiciel **Aspen HYSYS**, outil de référence dans le domaine de la modélisation des procédés.

V.1.1. La simulation d'un procédé

La simulation est perçue comme un outil d'aide à la décision dont le but principal est d'étudier le comportement et les performances d'un système complexe. Elle est basée sur la modélisation et nous permet de décrire au mieux le fonctionnement réel d'un système, prédire son comportement, tester sa conformité aux normes.

La simulation peut être définie comme l'utilisation d'un modèle mathématique pour générer une description du comportement d'un système physique (procédé).

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un bon aperçu du comportement du système réel. Cet aperçu peut être difficile à avoir à travers l'expérience et l'intuition seule, en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables interactives. Dès que le modèle mathématique répond aux ajustements de changement des paramètres comme un procédé réel, la simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans danger pour la compréhension du comportement du procédé réel et sans intervention sur le procédé en cours de fonctionnement.

Les simulateurs disponibles pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels sont : ASPEN PLUS, ChemCAD-III, HYSIM, PRO-II et HYSYS.

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédés devraient effectuer sont :

- la résolution des bilans de matière et d'énergie.
- l'optimisation du procédé.
- le dimensionnement des équipements.

➤ l'évaluation économique du procédé.

V.1.2. Description du logiciel HYSYS

Le logiciel HYSYS est l'un des logiciels de simulation des procédés de génie chimique. Il a été développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et tri - phasiques simples, de la compression à la distillation et la transformation chimique.

Une importante base des données sur les corps purs est incorporée avec le logiciel HYSYS. Ces corps sont regroupés en plusieurs familles :

- Hydrocarbures : paraffines normales et iso paraffines, oléfines, naphènes, aromatiques...
- Hydrocarbures oxygénés, azotés et sulfurés (amine, alcools, aldehydes, nitriles, mercaptans...
- Halogènes.
- Solides (soufre)
- Divers (O_2 , N_2 , CO_2 , H_2O , HCL ...)
- Corps hypothétiques (purs, complexes, solides)

HYSYS demande pour définir ces corps de remplir un tableau de valeurs à utiliser lors des calculs.

En outre, et pour caractériser les mélanges d'hydrocarbures complexes, il est possible d'utiliser les résultats d'analyses normalisées telles que TBP, ASTM, SpGr, Kuop...etc.

HYSYS utilise par la suite ces données pour générer un nombre fini (choisi par l'utilisateur) de pseudo corps repérés par leurs points d'ébullition normaux afin de représenter ces mélanges. Cette option permet aussi d'utiliser les propriétés physiques déjà stockées dans la base de données de HYSYS et qui présente plusieurs modèles thermodynamiques avec leur domaine d'application, à savoir :

- 1- Modèles spéciaux pour les amines.
- 2- Modèles spéciaux pour la vapeur d'eau (ASTM Stream, NBS Stream).
- 3- Modèles utilisant la pression de vapeur (équation d'Antoine, NK10 et table Esso).
- 4- Modèles semi empiriques (Chao-Seader CS, Grayson-Streep GS).
- 5- Modèles hybrides : pour les systèmes à forte polarité, forte déviation par rapport à l'idéalité, azéotropes.
- 6- Modèles basés sur les équations d'état : tels que Peng Robinson (PR), Soave-Redlick-Kwong (SRK) souvent utilisés pour les hydrocarbures [61].

V.1.3. Objectif générale

Optimiser le paramètre pression dans un séparateur triphasique pour maximiser le gain de production, à travers une règle du pouce permet d'afficher les pressions de fonctionnement des différents étages intermédiaires et vérifier par simulation dans Aspen HYSYS.

V.1.4. Choix de l'objectif

Il existe donc une **pression optimale**, propre à chaque fluide, qui équilibre la récupération du gaz et de l'huile tout en minimisant les pertes.

Le **gain de production** dépend de :

- La **quantité de pétrole récupéré** (objectif principal).
- La **qualité de séparation** (évite les re-traitements coûteux).
- Les **pertes de gaz dissous** dans l'huile.

V.1.5. Détermination de la pression optimale des séparateurs

La pression de séparation du premier étage est imposé par la pression disponible en tête de puits, le nombre d'étages est un compromis à réaliser entre le coût des installations et le gain d'huile escompté.

Une règle du pouce permet d'afficher les pressions de fonctionnement des différents étages intermédiaires.

Le rapport des pressions entre deux étages voisins est :

$$R = n - 1 \sqrt{(P_{\text{séparateur HP}}/P_{\text{stockage}})}$$
$$R = (P_{i-1}/P_i) = (P_i/P_n)^{1/n} \quad (1)$$

Avec n : nombre d'étages de séparation (y compris le bac de stockage).

Au niveau de la région REB la phase de séparation est composé de 4 batteries :

3 séparateurs HP

3 séparateurs MP1

3 séparateurs MP2

1 séparateur LP

Trois bacs à toit flottant d'une capacité de 20.000 m³ chacun, pour le stockage du brut produit à une pression atmosphérique,

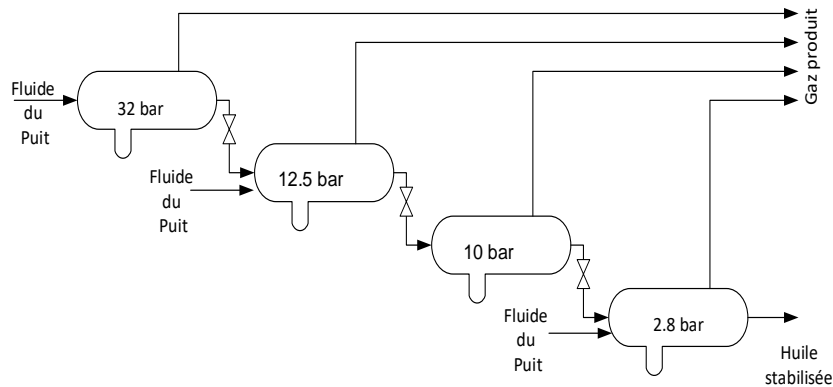


Figure V.1 : Schéma simplifié de la phase de séparation de la région REB

V.1.5.1. Application numérique

- **Donner**

- Pression de 1^{er} étage (HP) = 32 bars
- Pression de stockage = 1,013 bar
- Le nombre d'étages de séparation = 5

- **Résultat**

- $R = n - 1 \sqrt{(P_{\text{separateur HP}}/P_{\text{stockage}})}$
- **R = 2,39**
- $R = (P_{i-1}/P_i) = (P_i/P_n)^{1/n}$
- $P_{\text{HP}}/P_{\text{MP1}} = 2,39 \rightarrow P_{\text{MP1}} = 13,5 \text{ bars}$
- $P_{\text{MP1}}/P_{\text{MP2}} = 2,39 \rightarrow P_{\text{MP2}} = 5,7 \text{ bars}$
- $P_{\text{MP2}}/P_{\text{LP}} = 2,39 \rightarrow P_{\text{LP}} = 2,4 \text{ bars}$

V.1.6. Choix du modèle thermodynamique

- Le choix d'un modèle thermodynamique est délicat car il doit aboutir à une méthode relativement validée dans les conditions du procédé (conditions opératoires, nature des fluides étudiés...).

- Noter que les modèles thermodynamiques les plus utilisés dans le domaine de traitement du gaz naturel sont Soave Redlich Kwong (SRK) et l'équation de Peng Robinson (PR).
- Le tableau suivant montre le domaine d'application des deux équations d'état.

Tableau V.1 : Le domaine d'application de PR et SRK

Méthode	Température (°C)	P (bar)
Peng-Robinson	> -271	< 1000

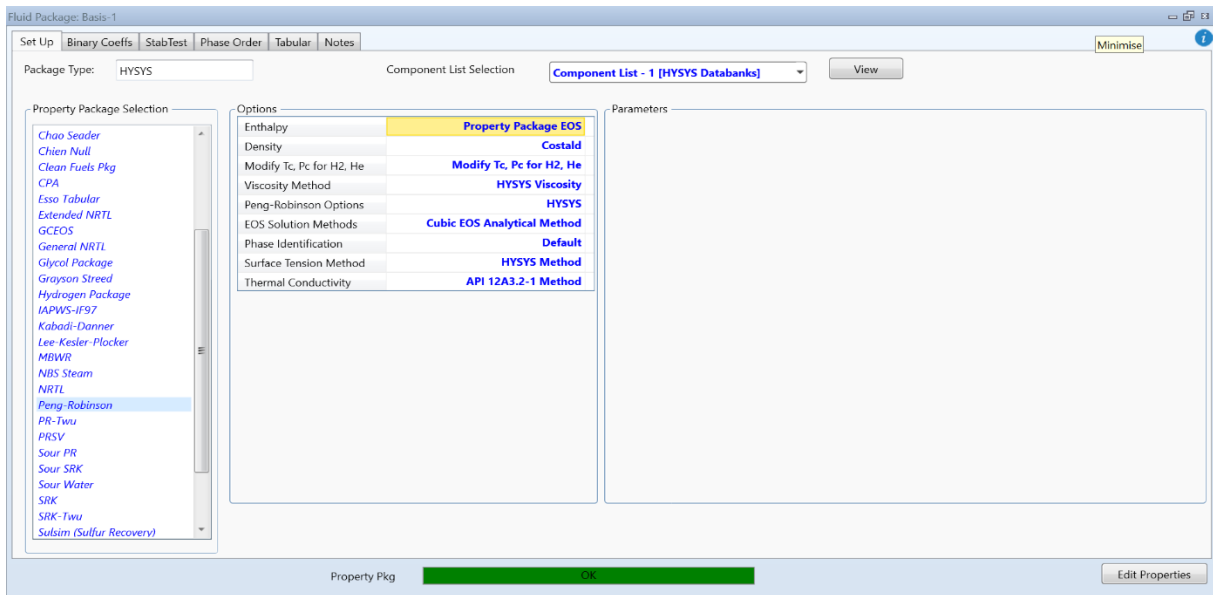


Figure V.2 : Le modèle thermodynamique choix

V.1.6.1. Vérification de cas design

Dans le cadre de notre travail ; nous avons commencé par la mise en application de la simulation **HYSYS** pour vérifier le cas design et la validité du modèle thermodynamique choisi.

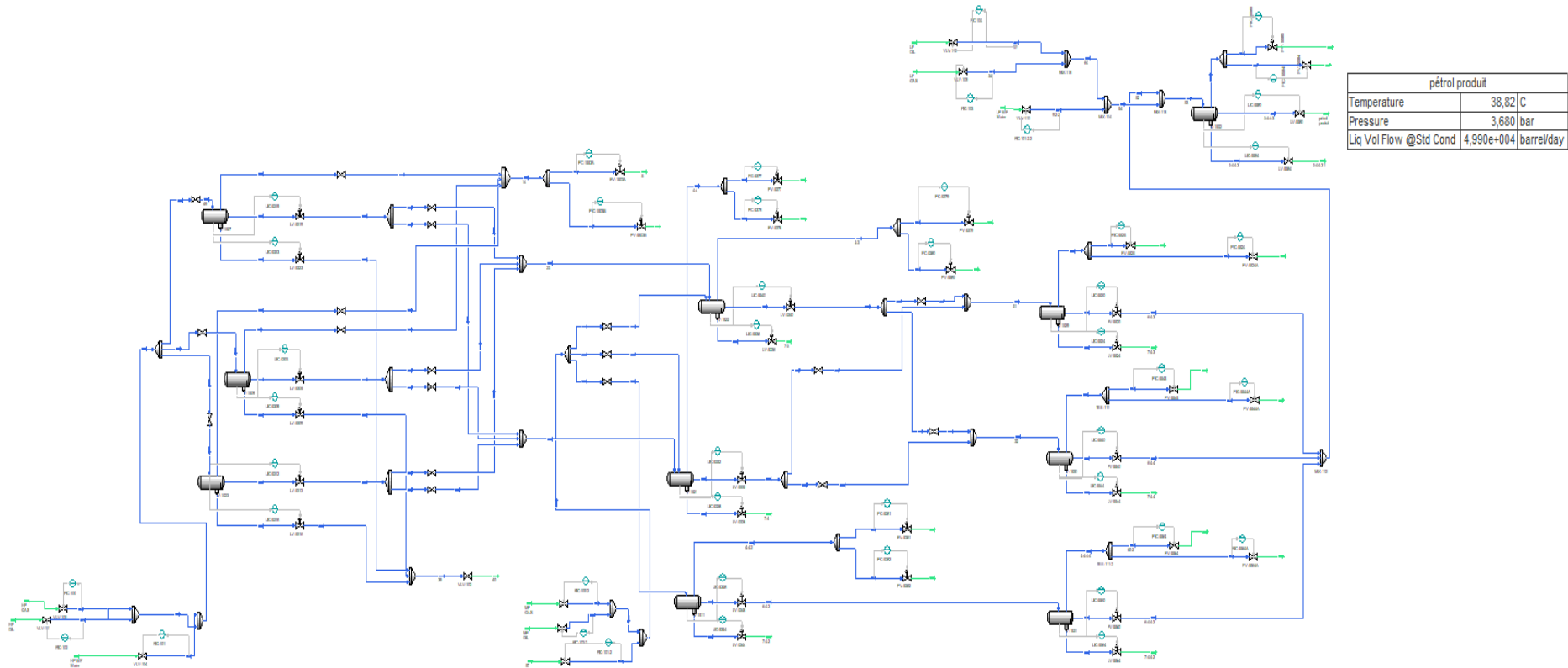


Figure V.3 : Schéma PFD de séparation (Cas design)

Tableau V.2 : Paramètres des séparateurs (Cas design)

Séparateurs		Hp			Mp1			Mp2			Lp
		V1527	V1523	V1509	V1511	V1521	V1522	V1529	V1530	V1531	V1532
Pression (bar)		38			16			12			5.7
Température(°C)		48.89			48.89			48.89			48.89
Débit entrée (m ³ /h)		9634	12835	4226	8479	8922	8951	693	641	507	14975
Débit sortie total	Gaz (m ³ /h)	26208			25349			1017			14453
	Huile (m ³ /h)	383			866			669			331 (Production)
	Eau (m ³ /h)	102.8			137.6			130			21

Tableau V.3 : Paramètres des séparateurs (Cas design) simule

Séparateurs		Hp			Mp1			Mp2			Lp
		V1527	V1523	V1509	V1511	V1521	V1522	V1529	V1530	V1531	V1532
Pression (bar)		38.6			16.5			12.43			5.5
Température(°C)		50.2			50			50.3			50.1
Débit entrée (m ³ /h)		9500.8	11920.6	4120.7	8390.5	8926.7	8645.9	671.8	630.4	486.2	14968.3
Débit sortie total (m ³ /h)	Gaz	25587.8			26157.5			1005.2			14443.7
	Huile	390.4			852.1			656.9			345.8 (Production)
	Eau	105.2			139.6			138.7			20.4

V.1.6.2. Calcul de l'erreur

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

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

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

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

Tableau V.4 : Validation de simulation (Cas design)

Séparateurs		Hp			Mp1			Mp2			Lp
Erreur (%)		V1527	V1523	V1509	V1511	V1521	V1522	V1529	V1530	V1531	V1532
E Pression (%)		1.57			3.125			3.58			-3.48
E Temp (%)		2.7			2.27			2.88			2.47
E Débit entrée (%)		1.38	7.12	2.5	1	2.4	3.4	3.05	1.65	4,1	4
E Débit sortie total (%)	Gaz	2.7			2.56			1.67			1.75
	Huile	1.83			1.85			1.34			4.23
	Eau	2.14			1.74			1.54			4.76

V.1.6.3. Interprétation de résultats

Après la comparaison entre les résultats données par le simulateur (**HYSYS**) et les données du cas design, et en se basant sur les faibles écarts (-3.5%<E<10%) obtenus entre les deux cas, nous pouvons confirmer la fiabilité du modèle choisi : << **Peng-Robinson** >>.

V.1.7. Simulation cas actuel et cas optimise

L'utilisation du programme HYSYS nous permet de vérifier si les nouveaux paramètres (les pressions) est adéquat ou pas :

- Programme de simulation : HYSYS 14
- Modèle thermodynamique : Peng Robinson

Simulation du Cas actuel

- { $P_{HP} = 32$ bar, $P_{MP1} = 12,5$ bar, $P_{MP2} = 10$ bar, $P_{LP} = 3$ bar }

Simulation du nouvel cas (optimise)

- { $P_{HP} = 32$ bar, $P_{MP1} = 13,5$ bar, $P_{MP2} = 5,7$ bar, $P_{LP} = 2,4$ bar }

Tableau V.5: Débit de pétrole produit (design / actuel)

Paramètres	Cas design	Cas actuel
Débit de pétrole produit	50 000 bbl/j	20 000 bbl/j

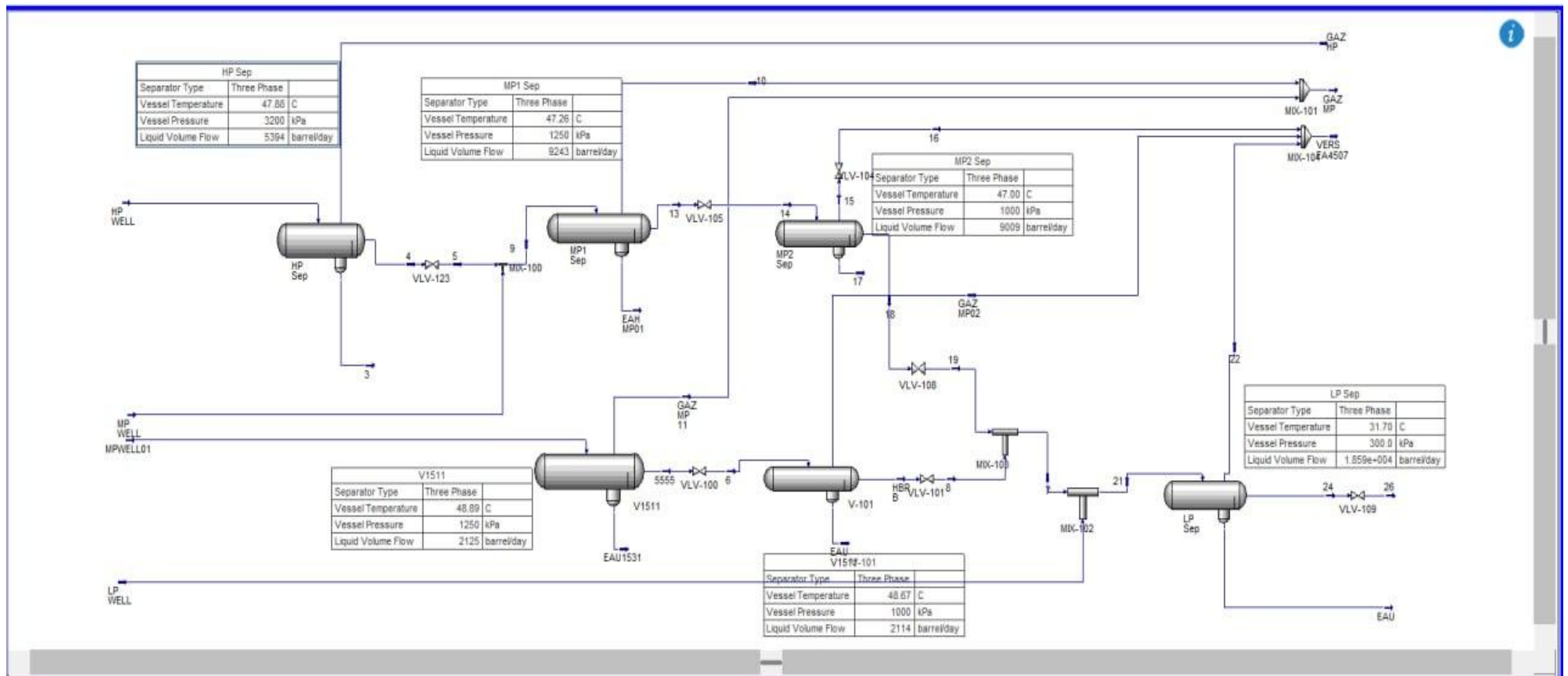


Figure V.4 : Simulation du cas actuel

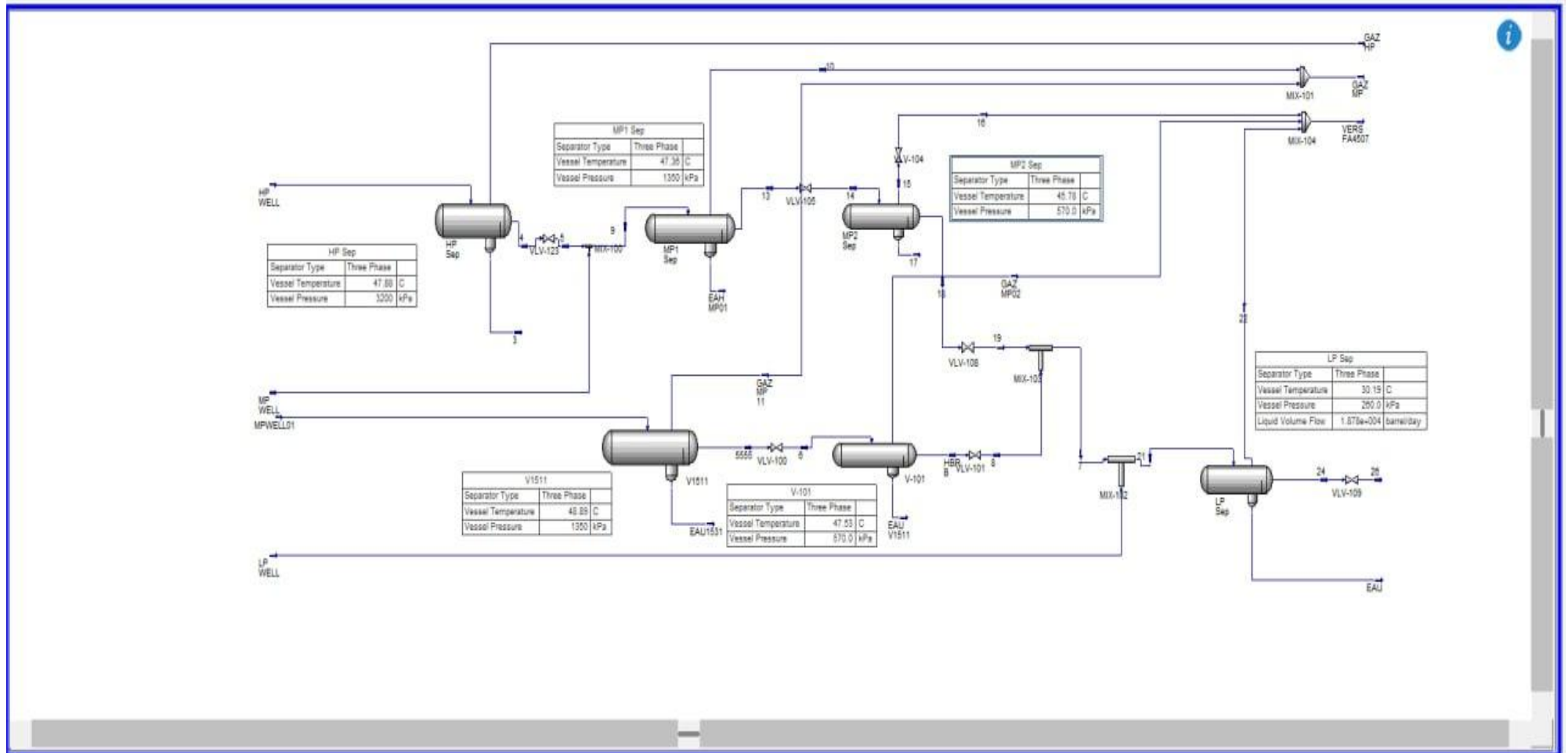


Figure V.5 : Simulation du nouvel cas (optimise)

V.1.7.1. Interprétation de résultats

A partir de la simulation

Tableau V.6 : Comparaison de production entre les deux cas

Paramètre	Cas actuel	Nouvel cas (optimise)
Production (bbl/j)	18570	18760

- En général, les nouvelles pressions des séparateurs par rapport aux pressions actuels dans un gain de production de 190 bbl/j
- La variation de pression des séparateurs MP2 n'as aucun effet sur la production
- La variation de la pression au niveau de séparateur LP a un effet majeur sur la production

Tableau V.7 : L'effet de la pression sur le gain de production

Pression de V1532	Gain de production
De 3 à 2.6 bars	160 bbl/j
De 2.6 à 2.4 bars	30 bbl/j

- À partir de 2,6 bars jusqu'à 2,4 bars, le gain en production d'huile devient négligeable. Toutefois, compte tenu des contraintes opérationnelles à 2,4 bars, cette pression est jugée non favorable. En effet, à cette valeur, la ligne de sortie de gaz du séparateur V1532 est directement connectée à la ligne d'aspiration du compresseur GBT4501, dont la pression d'aspiration est inférieure à 2,4 bars. Cette configuration entraîne un risque important d'engorgement du séparateur V1532, dû à une aspiration excessive de gaz pouvant perturber la séparation des phases et provoquer un entraînement de liquide vers le compresseur. Par conséquent, il est déconseillé d'opérer à cette pression, afin de préserver la stabilité du procédé et la sécurité des équipements.

V.1.8. Bilan d'étude

Il ressort de cette étude que les pressions de service adéquates à la région REB ont été clairement identifiées. Cette analyse met en évidence l'importance cruciale du choix de la pression optimale pour garantir à la fois la performance des installations et la stabilité du

procédé. En adaptant les pressions de service aux caractéristiques spécifiques de la région REB, il est possible d'optimiser la production, de réduire les risques d'incidents opérationnels et d'assurer une meilleure production (efficacité économique). Ces résultats peuvent ainsi servir de référence pour le dimensionnement future des équipements et la conduite des opérations dans des conditions similaires.

V.2. Partie givrage

Le **givrage** représente un enjeu opérationnel critique dans les unités de traitement de gaz naturel, notamment dans les installations de **Sonatrach à In Amenas**, situées en zone saharienne. Ce phénomène survient principalement lors des étapes de **détente** ou de **déshydratation** du gaz contenant de l'eau, qu'elle soit à l'état **libre** ou **dissous**. Sous l'effet de la baisse de pression et de température, la vapeur d'eau se condense puis se solidifie en formant de la **glace**, ce qui peut entraîner l'**obstruction** de vannes, des détendeurs, des échangeurs de chaleur ou des lignes de process, avec des conséquences telles que des **pannes de production, des surpressions ou des arrêts d'urgence**.

Pour faire face à cette problématique, plusieurs stratégies de prévention et de traitement ont été envisagées et appliquées, avec des niveaux d'efficacité variables selon les contextes opérationnels. Ce document présente une **étude comparative** entre les **solutions actuellement utilisées sur site**, notamment l'**inhibition chimique**, et des **alternatives techniques** proposées comme les **échangeurs thermiques** ou **séparateurs coalesceurs**, en prenant en compte les **aspects techniques, économiques, opérationnels et de maintenance**.

V.2.1. Inhibition chimique

L'**inhibition chimique** consiste à injecter un produit hygroscopique tel que le **méthanol** ou le **glycol** dans le flux de gaz pour **abaisser le point de congélation** de l'eau et ainsi éviter sa solidification. À In Amenas, cette méthode constitue la solution la plus fréquemment employée, notamment en période de **baisse saisonnière de température** ou lors de la **présence d'humidité excessive** dans le gaz. Bien que cette méthode soit **rapide, flexible et efficace**, elle implique une **consommation constante de réactifs chimiques**, avec des coûts et des risques associés.

V.2.1.1. Inhibition au méthanol

Le méthanol (CH_3OH) est injecté à haute pression dans les lignes de gaz, en amont des zones sensibles telles que les vannes de détente, les échangeurs de chaleur ou les points de réduction de pression, afin d'interagir avec l'eau présente. Il agit comme un inhibiteur en abaissant le point de congélation de l'eau, ce qui permet d'éviter la formation de glace ou d'hydrates de gaz. Selon la concentration, la température de congélation de la solution eau-méthanol peut descendre jusqu'à environ -40 à -55 °C. Le méthanol pur, quant à lui, possède un point de congélation de $-97,6$ °C.

a) Caractéristiques techniques

Les caractéristiques techniques de l'injection de produit antigivrage conditionnent son efficacité et son adaptation aux unités de traitement de gaz. Ces paramètres doivent être ajustés en fonction des conditions opératoires spécifiques du site, notamment en zone saharienne comme à In Amenas.

- **Pression d'injection** : 60 à 100 bars
- **Dosage typique** : 1 à 2 % du débit massique estimé d'eau
- **Fréquence d'injection** : En continu ou par batch, selon les conditions climatiques et les besoins de protection antigivrage
- **Équipements requis** : Réservoirs sécurisés, pompes doseuses, lignes calorifugées, soupapes de sécurité

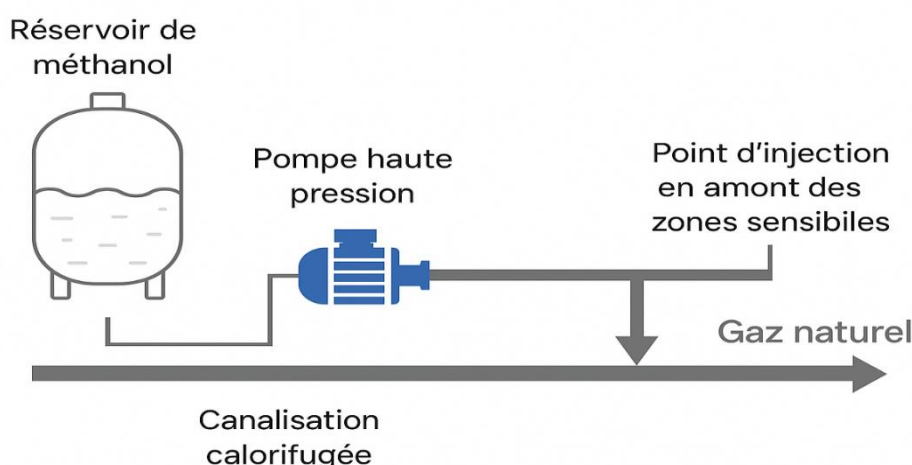


Figure V.6 : Schéma d'injection de méthanol dans une ligne de gaz naturel.

b) Avantages

L'utilisation d'un produit chimique antigivrage présente plusieurs bénéfices significatifs dans le cadre d'une exploitation continue. Ces avantages sont particulièrement appréciés dans des environnements extrêmes, où la flexibilité et la réactivité sont essentielles.

- **Facilité de mise en œuvre**
- **Action immédiate et efficace**, même en conditions climatiques extrêmes
- **Pas d'arrêt de production requis** lors du fonctionnement normal

c) Inconvénients

Malgré ses nombreux avantages, cette méthode présente certaines limitations qu'il convient de maîtriser, notamment en termes de sécurité, d'impact environnemental et de coût global d'exploitation.

- **Produit toxique, inflammable et corrosif** (classification selon le SGH – Système Général Harmonisé)
- **Nécessite une gestion rigoureuse des stocks** et l'application stricte de mesures de sécurité
- **Coût d'approvisionnement et de logistique** : Environ 450 \$/tonne, hors frais de transport et de stockage

d) Main-d'œuvre requise

La mise en œuvre et le suivi de cette méthode exigent une présence humaine pour assurer la surveillance continue du système d'injection et garantir son bon fonctionnement en toutes circonstances.

- **1 à 2 opérateurs** sont généralement nécessaires pour assurer le suivi et le contrôle du système

V.2.1.2. Inhibition au glycol (MEG / TEG)

Les **glycols**, notamment le **monoéthylène glycol (MEG)** et le **triéthylène glycol (TEG)**, sont également utilisés comme inhibiteurs de formation de glace. Le MEG peut être injecté dans les lignes comme le méthanol, tandis que le TEG est surtout employé dans les systèmes de **déshydratation continue par absorption**. Contrairement au méthanol, le glycol est généralement utilisé en **boucle fermée** : il est **recupéré, purifié (régénéré) et réinjecté**, ce qui en fait une solution **plus durable mais techniquement plus complexe**.

a) Caractéristiques techniques

L'utilisation du monoéthylène glycol (MEG) ou triéthylène glycol (TEG) comme inhibiteur antigivrage repose sur des paramètres techniques bien définis. Ces caractéristiques influencent directement l'efficacité du procédé de déshydratation et la stabilité du système en conditions climatiques sévères.

- **Température d'efficacité** : de -10 °C à -40 °C (selon la concentration utilisée)
- **Dosage** : 1 à 5 litres par MMscf (million de pieds cubes standards de gaz)
- **Débit type** : 100 à 500 litres/heure, en fonction de la teneur en eau du gaz traité
- **Régénération** : réalisée dans une colonne de distillation (environ 204 °C pour le TEG)
- **Équipements nécessaires** : dégazeur, chaudière, échangeur thermique, filtres, réservoirs tampons

b) Avantages

Le recours aux glycols, notamment le MEG ou le TEG, offre plusieurs atouts en matière de sécurité, d'efficacité et de durabilité. Ces avantages en font une solution privilégiée dans de nombreuses installations de traitement du gaz.

- **Moins dangereux que le méthanol**, notamment grâce à un point éclair plus élevé
- **Utilisation en boucle fermée**, permettant une récupération et un recyclage du glycol, avec réduction des pertes chimiques
- **Moins de risques pour l'environnement**, en comparaison avec les solvants volatils

c) Inconvénients

Malgré ses nombreux atouts, l'utilisation des glycols présente certains désavantages, en particulier en termes de consommation énergétique et de coûts d'investissement.

- **Besoins énergétiques élevés** pour la régénération, notamment en phase de distillation
- **Coût initial élevé des équipements**, incluant la chaudière, la colonne de régénération et les systèmes auxiliaires
- **Entretien régulier requis**, pour prévenir l'encrassement et le colmatage des équipements de circulation

d) Coût estimé

Le coût du glycol dépend de sa pureté et du fournisseur. Cette estimation reste indicative mais essentielle dans l'évaluation économique du procédé.

- **MEG pur** : entre 800 et 1200 \$/tonne, selon la qualité et les conditions de marché

e) Main-d'œuvre requise

La complexité du système de déshydratation au glycol nécessite une équipe qualifiée pour garantir son fonctionnement optimal et assurer la maintenance préventive.

- **2 à 3 opérateurs** sont nécessaires pour les opérations d'exploitation, de suivi de performance et d'entretien du système.

V.2.2. Utilisation des échangeurs thermiques comme solution au givrage

Dans les unités de traitement de gaz naturel, le givrage constitue une problématique majeure, en particulier lors des opérations de détente ou de séparation du gaz humide. Une des solutions techniques les plus répandues pour prévenir ce phénomène consiste à utiliser des échangeurs thermiques. Ces dispositifs permettent de préchauffer le gaz avant qu'il n'entre dans les zones sensibles, évitant ainsi la formation de glace. Le recours à cette technologie repose sur un principe de transfert de chaleur indirect, garantissant une efficacité thermique sans introduction de produits chimiques.

V.2.2.1. Principe de fonctionnement

Le fonctionnement des échangeurs thermiques repose sur l'échange d'énergie entre un fluide chaud (tel que de la vapeur, un fluide thermique ou du gaz chaud recyclé) et le gaz naturel froid. Cette chaleur est transmise à travers une paroi métallique conductrice. L'objectif est d'élever la température du gaz à un niveau supérieur à 0 °C – généralement entre +5 et +10 °C – afin d'empêcher la cristallisation de l'eau sous forme de glace dans les équipements aval.

V.2.2.2. Types d'échangeurs utilisés

En fonction des débits de gaz, des pressions de service et de l'espace disponible, différents types d'échangeurs peuvent être installés dans les unités de traitement :

- **Échangeurs à plaques** : compacts et à haute efficacité thermique, ils conviennent aux débits moyens et aux installations modulaires.
- **Échangeurs à tubes et calandres** : robustes et adaptés aux conditions de pression et de débit élevées, ils sont largement utilisés dans les grandes unités industrielles.
- **Échangeurs à double tuyau** : simples et économiques, ils sont utilisés pour des applications localisées ou de petite capacité.

V.2.2.3. Caractéristiques techniques

La sélection d'un échangeur thermique dépend de plusieurs paramètres techniques, notamment la source de chaleur disponible et la compatibilité des matériaux avec la composition du gaz naturel :

- **Source de chaleur** : vapeur d'eau (3 à 5 bars), eau chaude (> 60 °C) ou gaz chaud récupéré (ex. : échangeur air/gaz)
- **Température cible du gaz** : supérieure à 0 °C (souvent fixée entre +5 et +10 °C pour une marge de sécurité)
- **Matériaux utilisés** : acier inoxydable ou alliages spéciaux, résistants à la corrosion induite par des composants agressifs du gaz (CO₂, H₂S)

V.2.2.4. Avantages

Les échangeurs thermiques présentent plusieurs bénéfices opérationnels et environnementaux, notamment grâce à leur fonctionnement passif et à leur durabilité :

- **Solution passive et durable**, sans consommation de produits chimiques
- **Élimination des risques de pollution chimique**, notamment liée aux inhibiteurs antigivrages
- **Réduction des coûts d'exploitation à long terme**, grâce à une faible sollicitation en consommables

V.2.2.5. Inconvénients

Malgré leur efficacité, ces équipements présentent certaines contraintes, qu'il est essentiel de prendre en compte dès la phase de conception :

- **Dépendance à une source de chaleur stable et suffisante**
- **Encombrement physique important**, pouvant poser problème dans les installations existantes
- **Investissement initial élevé (CAPEX)**, surtout pour les équipements sur mesure ou en alliages résistants

V.2.2.6. Aspects économiques et opérationnels

L'analyse économique des échangeurs thermiques doit prendre en compte les coûts d'acquisition, de maintenance et les besoins en main-d'œuvre, bien que ces derniers restent limités en phase d'exploitation normale.

- **Coût d'acquisition (CAPEX)** : entre 20 000 et 100 000 \$, selon la taille, le type et la complexité de l'unité
- **Maintenance** : nettoyage périodique des surfaces d'échange (prévention de l'encrassement), inspection des soudures, détection et réparation des fuites
- **Main-d'œuvre** : intervention réduite en fonctionnement normal, mais **inspection annuelle obligatoire** pour garantir la performance et la sécurité du système

V.2.3. Utilisation des coalesceurs comme solution préventive

Dans les unités de traitement de gaz naturel, la présence d'eau libre en amont des équipements critiques peut entraîner la formation de glace lors de la détente ou du refroidissement du gaz. Pour prévenir ce phénomène, les coalesceurs représentent une solution mécanique efficace. Ils permettent de réduire significativement la teneur en eau libre dans le gaz en favorisant l'agglomération des gouttelettes d'eau en particules plus facilement séparables.

V.2.3.1. Principe de fonctionnement

Le fonctionnement des coalesceurs repose sur le principe de coalescence, c'est-à-dire l'agrégation de fines gouttelettes d'eau présentes dans le gaz. Ces gouttelettes sont piégées à la surface d'éléments filtrants (fibres, membranes ou cartouches). En fusionnant, elles forment des gouttes plus grosses, qui sont ensuite séparées par gravité ou par des dispositifs mécaniques comme des lames déviateurs. Le gaz traité en sortie est ainsi considérablement appauvri en eau libre, ce qui limite le risque de givrage en aval.

V.2.3.2. Types de coalesceurs

Le choix du type de coalesceur dépend du débit de gaz, du niveau de performance souhaité et de la taille des gouttelettes à éliminer. Les principaux types sont :

- **Coalesceurs à cartouches** : filtres cylindriques jetables, offrant une efficacité élevée (jusqu'à 99 % d'élimination de l'eau libre).
- **Coalesceurs à fibre de verre** : combinent faible perte de charge et bonne performance, adaptés aux débits moyens à élevés.

- **Séparateurs à lames (demisters)** : efficaces pour éliminer les grosses gouttelettes, mais peu performants sur les fines brumes.

V.2.3.3. Caractéristiques techniques

Les coalesceurs industriels sont conçus pour fonctionner à haute pression et à des débits importants, tout en assurant une séparation performante des phases liquides :

- **Débit typique** : de 10 000 à 150 000 Nm³/h, selon le modèle et la pression
- **Efficacité** : jusqu'à 99 % pour les gouttelettes d'eau > 0,5 µm
- **Position dans le procédé** : installés en amont des détendeurs, sécheurs au glycol ou échangeurs thermiques
- **Pression de service** : adaptés à des pressions pouvant dépasser 100 bars (configurations industrielles)

V.2.3.4. Avantages

Les coalesceurs présentent de nombreux atouts opérationnels, notamment en matière de simplicité, d'efficacité et de durabilité :

- **Système passif**, ne nécessitant aucun ajout de produits chimiques
- **Fonctionnement simple et fiable**, avec peu de risques de panne
- **Faible coût énergétique et besoins réduits en main-d'œuvre**
- **Protection efficace des équipements critiques**, en réduisant la charge en eau libre en amont.

V.2.3.5. Inconvénients

Malgré leurs nombreux avantages, les coalesceurs présentent certaines limites qui doivent être prises en compte dans la conception du procédé :

- **Inefficaces sur l'eau dissoute**, d'où la nécessité d'un traitement complémentaire par déshydratation chimique
- **Remplacement périodique des cartouches filtrantes**, entraînant un coût d'exploitation récurrent
- **Sensible au colmatage**, notamment en présence de fines particules solides dans le gaz

V.2.3.6. Aspects économiques et opérationnels

L'utilisation de coalesceurs implique un investissement initial modéré, mais nécessite un entretien régulier pour garantir leur efficacité à long terme.

- **Coût d'investissement (CAPEX)** : entre 2 000 et 10 000 \$, selon la taille de l'équipement et le débit de gaz traité
- **Maintenance** :
 - **Remplacement des cartouches** : tous les 3 à 6 mois selon l'encrassement
 - **Purge régulière des condensats collectés**
 - **Inspection visuelle et tests de performance** périodiques
- **Main-d'œuvre requise** : faible en fonctionnement ; **1 opérateur** suffit généralement pour assurer l'entretien périodique [62].

V.2.4. Tableau comparatif synthétique

Tableau V.8 : Comparaison synthétique des principales solutions techniques contre le givrage dans les unités de traitement de gaz naturel

Critère	Inhibition chimique	Échangeur thermique	Coalesceur
Principe	Abaissment point de gel	Élévation température gaz	Séparation de l'eau libre
Efficacité (conditions froides)	Très élevée	Moyenne à élevée	Moyenne
Complexité du système	Faible à moyenne	Élevée	Faible
Produits chimiques requis	Oui	Non	Non
Coût d'exploitation	Élevé (produits)	Faible (si chaleur dispo.)	Faible
Coût d'investissement (CAPEX)	Moyen	Élevé	Faible à moyen
Maintenance	Fréquente (consommables)	Annuelle (inspection)	Moyenne (cartouches)
Sécurité / Risques	Risque toxique / feu	Faible	Très faible
Adapté pour eau dissoute	Oui	Partiellement	Non
Adapté pour eau libre	Oui	Oui	Oui

V.2.5. Analyse comparative des solutions techniques

Le tableau comparatif ci-dessus met en évidence les spécificités techniques, économiques et opérationnelles des trois principales solutions utilisées pour la prévention du givrage dans les unités de traitement de gaz naturel : l'inhibition chimique (ex. : méthanol, MEG), l'échange thermique, et la coalescence.

L'**inhibition chimique** se distingue par une **efficacité très élevée**, notamment en conditions climatiques extrêmes. Elle est **particulièrement adaptée pour traiter à la fois l'eau libre et l'eau dissoute**, ce qui en fait une solution polyvalente. Cependant, cette méthode requiert l'utilisation de **produits chimiques potentiellement dangereux** (toxiques et inflammables), engendrant des **risques sécuritaires** ainsi qu'un **coût d'exploitation élevé**, notamment en raison de la consommation continue de réactifs. Elle implique également une maintenance régulière.

Les **échangeurs thermiques**, bien que nécessitant un **investissement initial plus important (CAPEX élevé)** et une **infrastructure plus complexe**, offrent une **solution durable, sans consommation de produits chimiques**, avec un **faible coût d'exploitation** si une **source de chaleur est disponible**. Leur efficacité est **moyenne à élever**, mais ils sont **moins performants pour éliminer l'eau dissoute**, ce qui peut nécessiter un traitement complémentaire.

Enfin, les **coalesceurs** représentent une solution **simple, fiable et peu coûteuse**, idéale en **prétraitement** pour réduire la charge en eau libre avant les étapes critiques. Bien qu'ils soient **inefficaces sur l'eau dissoute**, ils permettent de **réduire considérablement les risques de givrage** en limitant la formation de gouttelettes libres. Leur fonctionnement **sans chimie**, leur **faible empreinte énergétique** et leur **sécurité accrue** en font une solution intéressante en combinaison avec d'autres techniques.

V.2.6. Recommandations pratiques pour In Amenas

- **Combinaison optimale :**
 - **Coalesceur + échangeur thermique + inhibition préventive par méthanol en hiver**
- ❖ **Combinaison optimale en hiver : coalesceur, échangeur thermique et inhibition chimique**

L'hiver constitue une période critique pour les unités de traitement de gaz naturel, notamment dans des environnements désertiques comme celui d'In Amenas. Les températures pouvant descendre en dessous de 0 °C favorisent la cristallisation de l'eau présente sous forme libre ou dissoute dans le gaz. Ce phénomène entraîne un risque élevé de givrage dans les

équipements sensibles tels que les détendeurs, les échangeurs ou les unités de séparation. Dans ce contexte, une approche combinée intégrant un **coalesceur**, un **échangeur thermique** et une **inhibition chimique par méthanol** constitue une solution performante et sécurisée.

- Surveillance par capteurs T/P et **détection automatique du point de rosée**
- Plan de maintenance intégrée avec calendrier préventif

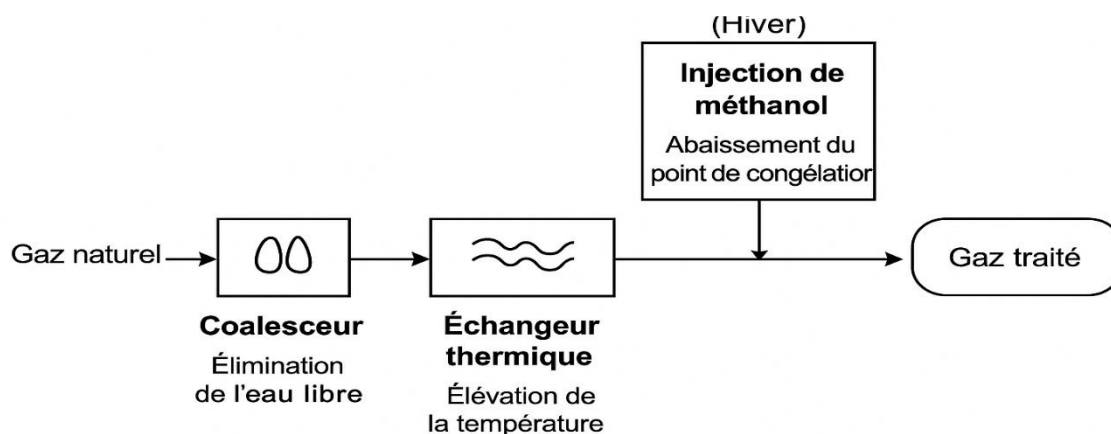


Figure V.7 : Schéma fonctionnel de la combinaison coalesceur – échangeur thermique – méthanol en hiver.

V.3. Partie Dépôt du sulfate de baryum

V.3.1. Procédé appliqué : remplacement mécanique des sections obstrués

Dans le cadre de la gestion des dépôts de sulfate de baryum (BaSO_4) dans les installations pétrolières, notamment au sein de l'unité Sonatrach Illizi visitée en décembre 2024, le procédé actuellement appliqué repose sur le remplacement mécanique des sections obstruées du convoyeur. Cette méthode consiste à démonter, curer ou remplacer physiquement les segments affectés par des dépôts solides, à travers une opération lourde de découpage, de nettoyage et de soudure. Bien que curatif, ce procédé est systématique lorsqu'aucun traitement chimique préventif n'est en place [62].

a) Description du procédé

Le remplacement mécanique implique une intervention en plusieurs phases, encadrée par un manuel opératoire standardisé et des procédures strictes en matière de sécurité (HSE). Le schéma d'ensemble inclut :

1. Mise à l'arrêt de l'unité affectée
2. Purge et dépressurisation du circuit
3. Ouverture contrôlée et démontage de la zone colmatée
4. Curage mécanique des dépôts
5. Inspection visuelle et remontage
6. Remise en service progressive

b) Procédure opératoire

L'intervention suit un protocole structuré et rigoureux, réparti en six étapes principales, chacune répondant à des exigences spécifiques de sécurité, de qualité et d'intégrité technique.

Étape 1 – Détection et localisation du bouchage

Cette phase initiale consiste à identifier la présence et la position exacte de l'obstruction à l'aide de plusieurs indicateurs :

- Chute de débit ($> 40\%$)
- Augmentation de la pression différentielle (ΔP)
- Analyse de performance et anomalies d'écoulement
- Inspection par caméras ou racleurs détecteurs (intelligent pigs)

Étape 2 – Préparation de l'intervention

Avant toute intervention physique, la zone est isolée et sécurisée conformément aux standards HSE :

- Arrêt programmé ou isolement localisé
- Purge complète et ventilation du segment
- Tests d'atmosphère (présence de gaz explosifs)
- Rédaction du permis de travail (PTW), consignation (LOTO)

Étape 3 – Ouverture et démontage

Une fois la sécurité assurée, le segment obstrué est ouvert avec des outils adaptés :

- Découpage ou débranchement contrôlé
- Retrait du tronçon obstrué
- Prélèvement des échantillons solides pour analyse

Étape 4 – Nettoyage mécanique

Le curage est effectué par des moyens physiques adaptés à la nature du dépôt :

- Racleurs en métal ou polyuréthane
- Jets d'eau à haute pression (> 500 bar)
- Forage doux ou cryogénie si nécessaire

Étape 5 – Inspection et remontage

Avant de refermer, une inspection visuelle et technique est réalisée :

- Vérification de l'intégrité des parois métalliques
- Remplacement des joints
- Test d'étanchéité (hydrostatique ou pneumatique)

Étape 6 – Remise en service

La réintégration est progressive et sous surveillance :

- Montée en pression lente
- Surveillance du débit et de la pression
- Rapport post-intervention détaillé

c) Données industrielles et conditions de travail

Ce procédé, bien que fonctionnel, implique des arrêts prolongés de l'unité de production ainsi que des ressources humaines et matérielles importantes.

- **Durée moyenne d'intervention** : 12 à 48 heures
- **Température de service** : 85 à 120 °C
- **Eau de production** :
 - [Ba²⁺] : 200 – 350 ppm
 - [SO₄²⁻] : 500 – 800 ppm
 - [NaCl] : 150 – 220 g/L
- **Fréquence annuelle moyenne** : 3 à 5 interventions/an
- **Temps d'arrêt par intervention** : ~48 h

d) Coûts estimés par opération**➤ Composants du coût total :**

- Main-d'œuvre spécialisée : 300 à 600 €/jour
- Équipements de curage : ~1 000 €
- Perte de production (selon débit) : 5 000 à 20 000 €/jour

➤ Coût total moyen par intervention : jusqu'à 25 000 € Coût annuel estimé (4–5 interventions) : ≥ 133 000 USD**e) Inconvénients du procédé mécanique**

Bien que ce procédé reste indispensable en situation critique, il présente plusieurs limites :

- Méthode curative, sans effet préventif
- Coûts élevés liés aux arrêts prolongés
- Risques HSE importants (soudure en zone hydrocarbure)
- Mobilisation lourde en termes de logistique

V.3.2. Procédé proposé : inhibition chimique par ACUMER™ 1100

Face aux limites opérationnelles et économiques du procédé de remplacement mécanique, l'industrie pétrolière a développé des solutions préventives reposant sur l'injection d'inhibiteurs chimiques. L'un des produits les plus utilisés à cet effet est le polymère de type polyacrylate, commercialisé sous la référence ACUMER™ 1100. Ce composé, classé dans la famille des inhibiteurs de précipitation, agit en bloquant la formation ou la croissance des cristaux de sulfate de baryum (BaSO_4), offrant ainsi une alternative plus durable et moins intrusive au curage mécanique. Ce procédé est désormais largement intégré dans les protocoles de gestion des eaux de production riches en baryum [63].

a) Principe de fonctionnement

L'inhibition chimique repose sur l'injection contrôlée d'un polymère fonctionnalisé qui interfère avec les mécanismes de cristallisation du BaSO_4 . L'ACUMER™ 1100 agit selon trois mécanismes simultanés :

- **Adsorption** sur les sites actifs des germes cristallins, bloquant la croissance du minéral.
- **Complexation** des ions Ba^{2+} et SO_4^{2-} , réduisant leur disponibilité pour la précipitation.
- **Modification de la morphologie cristalline**, produisant des cristaux amorphes ou friables, facilement évacuables.

Ce mode d'action permet de réduire significativement l'occurrence de dépôts, à condition de respecter des paramètres d'injection bien définis (concentration, température, point d'introduction, etc.).

b) Paramètres opératoires recommandés

L'efficacité de l'ACUMER™ 1100 dépend de plusieurs conditions opératoires qui doivent être respectées pour garantir un rendement optimal de l'inhibition. Le tableau ci-dessous récapitule les paramètres techniques recommandés.

Tableau V.9 : Paramètres d'injection de l'inhibiteur ACUMER™ 1100

Paramètre	Valeur recommandée
Concentration d'inhibiteur	100 – 200 ppm
Température maximale	Jusqu'à 150 °C
PH optimal	6.5 – 8.5
Point d'injection	En amont des zones critiques (ex. échangeur thermique, manifold)
Mode d'injection	Continu via pompe doseuse
Surveillance	Conductivité, turbidité, [Ba ²⁺], [SO ₄ ²⁻]

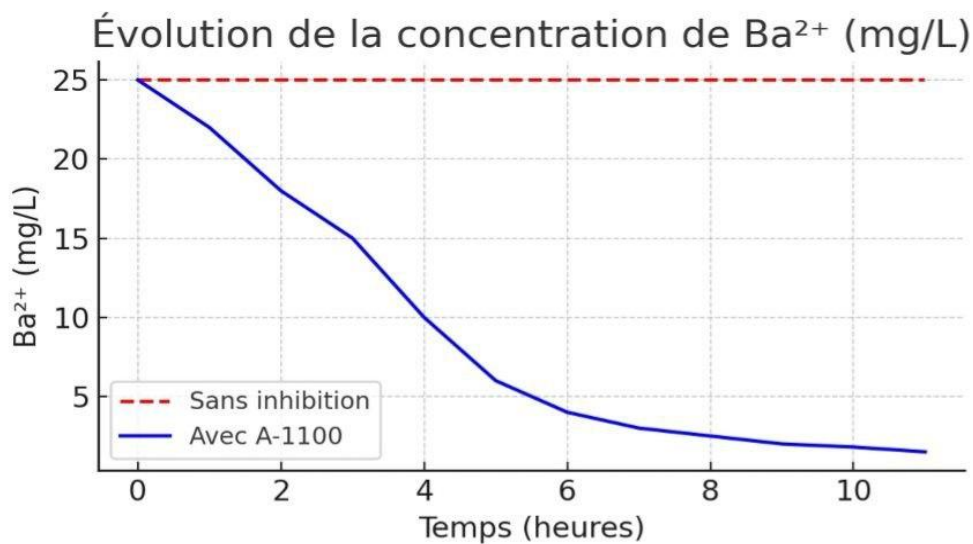


Figure V.8 : évolution de la turbidité ou concentration Ba²⁺ avant et après injection

c) Fiche technique de l'ACUMER™ 1100

Tableau V.10: Caractéristiques physico-chimiques [64].

Propriété	Valeur
Famille chimique	Polyacrylate
Masse molaire	10 000 – 20 000 g/mol
PH de la solution (10 %)	2,5 – 4,5
Aspect	Liquide transparent à ambré
Densité	~1,1 g/cm ³
Solubilité	Entièrement soluble dans l'eau
Température de stabilité	Jusqu'à 150 °C
Biodégradabilité	Moyenne (40–60 % en 28 jours)
Compatibilité	Bonne avec glycol, méthanol, NaCl, etc.

d) Conditions d'application sur site

La mise en œuvre sur le terrain requiert une installation simple, composée d'un réservoir tampon, d'une pompe doseuse, de lignes d'injection et d'un système de surveillance.

- **Durée d'injection** : en continu (24h/24)
- **Effet visible** : 2 à 6 heures après l'injection
- **Dose moyenne** : 150 ppm (ajustable selon l'analyse ionique)
- **Point d'injection typique** : en tête de manifold, avant échangeur, ou à la sortie du séparateur primaire.

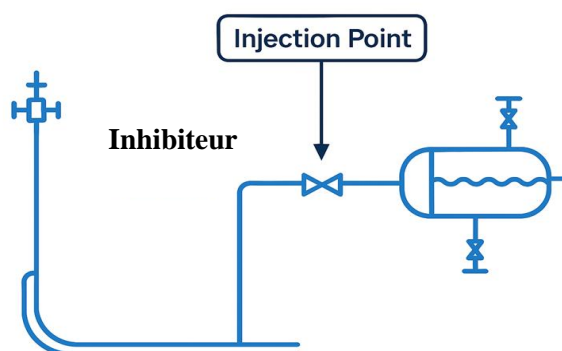


Figure V.9 : Schéma d'injection de l'inhibiteur dans la ligne de production

Exemple de dosage : Pour un débit de 100 m³/h, une dose de 150 ppm correspond à 15 L/h de produit pur.

e) Performance et rendement

Des essais en laboratoire et en conditions réelles ont permis de valider l'efficacité de l'ACUMER™ 1100 à différentes concentrations. La relation dose-rendement suit une courbe de type sigmoïde.

Tableau V.11 : Rendement de l'inhibition du BaSO₄ en fonction de la dose injectée

Concentration injectée (ppm)	Inhibition du BaSO ₄ (%)
50	35 – 45 %
100	60 – 75 %
150	85 – 90 %
200	≥ 95 %

Une étude menée à température contrôlée (70 °C) et pH neutre a montré une inhibition de 89,1 % à 160 ppm, attribuée à l'interaction des groupes phosphoniques avec les ions en solution.

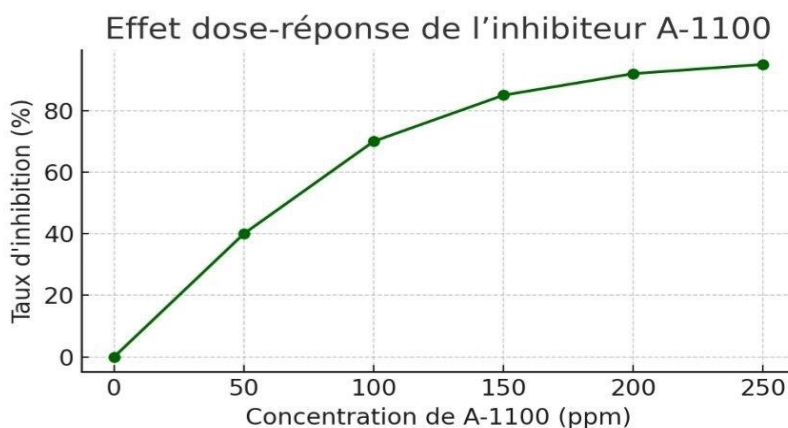


Figure V.10 : Effet dose-réponse de A-1100 : pourcentage d'inhibition vs ppm injecté

f) Suivi et maintenance

L'efficacité du procédé d'inhibition doit être surveillée via :

- Analyses hebdomadaires des ions Ba^{2+} et SO_4^{2-}
- Contrôle journalier de la turbidité et de la conductivité
- Inspection visuelle annuelle des lignes
- Suivi de la conformité avec le standard NACE TM0197

g) Avantages techniques

Le recours à l'inhibition chimique présente de nombreux avantages :

- Réduction significative du nombre d'interventions mécaniques (1–2/an)
- Maintien de la production en continu (pas d'arrêt requis)
- Compatibilité avec des conditions HT/HP
- Réduction des coûts d'exploitation
- Retour sur investissement < 6 mois

h) Limites et précautions

Malgré son efficacité, l'injection d'ACUMER™ 1100 nécessite certaines précautions :

- Nécessité d'une pompe doseuse fiable
- Risque de sur injection (gaspillage, toxicité environnementale)
- Surveillance continue pour éviter la précipitation secondaire
- Non régénérable sur site (traitement post-injection nécessaire)

V.3.3. Comparaison technico-économique des deux procédés

Avant de statuer sur le choix d'un procédé optimal pour la gestion des dépôts de $BaSO_4$, il convient d'effectuer une comparaison rigoureuse entre la méthode curative (remplacement mécanique) et la méthode préventive (inhibition chimique par ACUMER™ 1100). Cette comparaison s'appuie sur des critères opérationnels, économiques, techniques et environnementaux.

Tableau V.12 : Comparaison entre le remplacement mécanique et l'inhibition chimique

Critère	Remplacement mécanique	Inhibition chimique (ACUMER™ 1100)
Durée d'arrêt par intervention	24 à 48 h	Négligeable (< 2 h/mois)
Fréquence annuelle	3–5 fois/an	1–2 fois/an
Coût moyen par intervention	25 000 – 35 000 €	3 000 – 5 000 €
Coût annuel estimé	≥ 133 000 €	~ 12 868 €
Efficacité sur dépôts de BaSO ₄	Curatif uniquement	≥ 89 % à 150 ppm
Impact sur la production	Arrêts prolongés	Continuité assurée
Sécurité (HSE)	Risque élevé (soudure, découpe)	Risque limité (injection contrôlée)
Maintenance requise	Lourde (main-d'œuvre, découpage)	Faible (pompe doseuse, contrôle analytique)
Environnement	Déchets métalliques	Rejets liquides maîtrisables
Durabilité	Ponctuelle	Préventive et durable

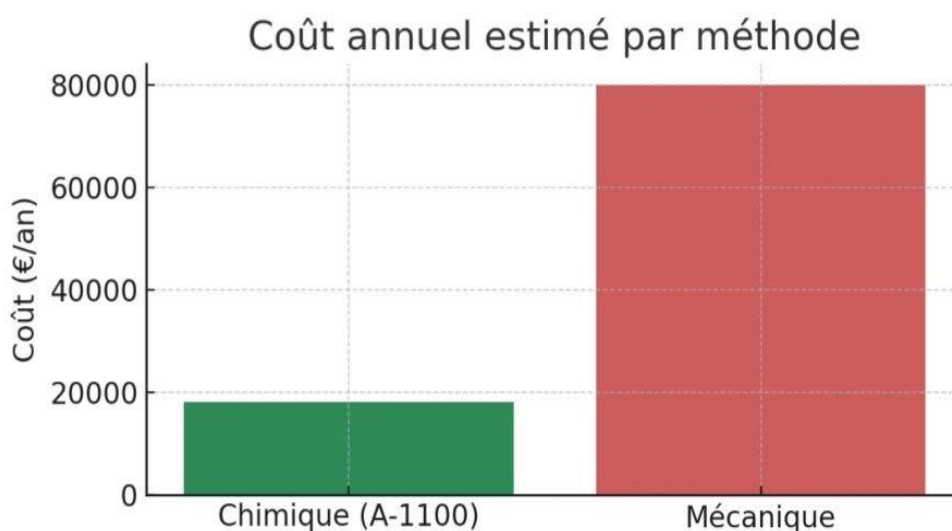


Figure V.11 : Comparaison du coût total (€/an) entre solutions chimiques et mécaniques

V.3.4. Recommandation technique

À la lumière des données comparatives, il est recommandé d'adopter une stratégie hybride combinant :

- **Une injection continue d'ACUMER™ 1100** comme barrière préventive permanente contre les dépôts cristallins.
- **Une capacité de curage mécanique en secours**, mobilisable en cas d'encrassement sévère ou de défaillance du système d'injection.

Ce modèle combiné permet :

- Une réduction significative des arrêts de production
- Une baisse des coûts annuels liés à la maintenance corrective
- Une sécurisation renforcée des opérations en zone sensible
- Une amélioration de la durabilité des installations face aux phénomènes de précipitation minérale

V.3.5. Bilan d'étude

Donc, L'étude approfondie des deux procédés a démontré que l'inhibition chimique par ACUMER™ 1100 constitue une avancée technologique majeure pour les unités pétrolières confrontées aux dépôts de sulfate de baryum. Grâce à sa capacité d'action préventive, sa compatibilité avec les environnements HT/HP et son excellent retour sur investissement, ce procédé offre une solution durable, sûre et économiquement avantageuse.

En revanche, le remplacement mécanique demeure nécessaire en tant que solution de secours pour traiter les cas critiques. Ainsi, la combinaison raisonnée des deux procédés constitue aujourd'hui la meilleure approche pour assurer l'intégrité des installations, optimiser la production, et maîtriser les coûts d'exploitation dans le respect des exigences HSE et environnementales.

Conclusion générale

Conclusion générale

L'optimisation du paramètre de pression du séparateur triphasique représente un levier fondamental pour accroître la production d'hydrocarbures. Les travaux de simulation avec HYSYS ont démontré l'impact positif d'une gestion précise de cette pression sur l'efficacité de la séparation, soulignant ainsi le potentiel d'une augmentation significative du rendement des installations. Cependant, une telle optimisation doit s'inscrire dans une stratégie globale qui intègre la maîtrise des phénomènes indésirables, à savoir le givrage et le dépôt de sulfate de baryum, qui menacent la continuité et la sécurité des opérations.

L'analyse approfondie du givrage a mis en lumière ses mécanismes complexes et ses répercussions économiques et opérationnelles. Si l'injection d'inhibiteurs classiques comme le glycol et le méthanol reste une méthode éprouvée, l'intégration de technologies avancées telles que les échangeurs thermiques pour un contrôle thermique fin et les coalesceurs pour une meilleure déshydratation, offre des perspectives prometteuses pour une prévention plus robuste et moins dépendante des consommables chimiques. Ces solutions contribuent à minimiser les arrêts de production et à réduire les coûts de maintenance associés au givrage.

Quant au problème persistant du dépôt de sulfate de baryum, cette étude a confirmé sa nature critique et l'inefficacité des solutions curatives à long terme. L'exploration et la validation de l'approche préventive par inhibition chimique se révèlent être une avancée majeure. L'utilisation du polymère ACUMER 1100, spécifiquement conçu pour l'inhibition des sulfates, offre une solution techniquement supérieure aux méthodes de nettoyage mécanique. Sa capacité à fonctionner efficacement dans des environnements sévères, en modifiant la cristallisation et en prévenant l'adhésion, garantit une protection continue des équipements, prolongeant ainsi leur durée de vie utile et réduisant considérablement les fréquences et les coûts des opérations de maintenance.

Ce mémoire met ainsi en évidence que la performance technique et économique d'une unité de production ne repose pas uniquement sur les équipements, mais aussi sur une maîtrise rigoureuse des paramètres de procédé et une anticipation des phénomènes physiques et chimiques indésirables. Les stratégies étudiées et proposées offrent une base technique solide pour améliorer la fiabilité, la sécurité et la rentabilité des installations pétrolières, notamment dans les conditions rigoureuses du Sahara algérien.

Références bibliographiques

Références bibliographiques

- [1]. <https://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/statistical-review-of-world-energy.html>.BP. *Statistical Review of World Energy*. BP p.l.c. (2023).
- [2]. Chilingarian, G. V., & Vorabutr, P. *Drilling and Drilling Fluids*. Elsevier. (1983).
- [3]. Sloan, E. D., & Koh, C. A. *Clathrate Hydrates of Natural Gases* (3rd ed.). CRC Press. (2008).
- [4]. Hammerschmidt, E. G. Formation of gas hydrates in natural gas transmission lines. *Industrial & Engineering Chemistry*, 26(8), 851-855. (1934).
- [5]. Fink, J. K. *Oil Field Chemicals*. Gulf Professional Publishing. (2011).
- [6]. Crabtree, M., Eslinger, D., Fletcher, P., Miller, M., & Johnson, A. Fighting Scale—Removal and Prevention. *Oilfield Review*, Schlumberger, 11(3), 30-45. (1999).
- [7]. Kan, A. T., & Tomson, M. B. Barite Formation and Inhibition in Oilfield Systems. *SPE International Symposium on Oilfield Chemistry*. (2012).
- [8]. Speight, J. G. *The Chemistry and Technology of Petroleum* (5th ed.). CRC Press (2014).
- [9]. Lake, L. W., Johns, R., Rossen, W., & Pope, G. A. *Fundamentals of Enhanced Oil Recovery*. Society of Petroleum Engineers (2007).
- [10]. Gary, J. H., Handwerk, G. E., & Kaiser, M. J. *Petroleum Refining: Technology and Economics* (5th ed.) (2007).
- [11]. <https://www.be.endress.com/fr>. Séparation du pétrole et du gaz optimisée grâce à suivi précis, en ligne, (12/03/2025).
- [12]. Total. MANUEL DE FORMATION COURS EXP-PR-EQ080, Equipment, les séparateurs Révision (2007).
- [13]. Total. MANUEL DE FORMATION COURS EXP-PR-PR070, Process, la séparation Révision (2007).
- [14]. Mourad, T. Traitement de pétrole, Présentation PowerPoint, formation IAP Boumerdes, la séparation (2015).
- [15]._ https://www.linkedin.com/posts/amadou-lamin_gas-to-oil-ratio-gor-dans-lindustrie-n=fr , en ligne, (3/04/2025)
- [16]. Boyun, G., Ali, Gh. *Natural Gas Engineering Handbook 2nd Edition* University of Louisiana at Lafayette (2025).
- [17]. Nillial, S. Support de formation Sonatrach IAP (2019).
- [18]. Arnold, K., Stewart, M. *Surface Production Operations: Volume 1 – Design of Oil Handling Systems and Facilities* (3rd ed.). Gulf Professional Publishing (2008).

- [19]. Pierre, T. Raffinage de pétrole matériel et équipement (2025).
- [20]. Total. MANUEL DE FORMATION COURS EXP-PR-EQ090, Equipment, le dessaleur Révision (2007).
- [21]. Ramdhane, D. Hassane, M. Etude technologique sur les performances et les paramètres de dimensionnement des dessaleurs du pétrole brut au niveau de la raffinerie d'Adrar RAID (le dessalage et les problème rencontrés) [mémoire de master]. Adrar : université Adrar, faculté des sciences et de la technologie (2019-2020).
- [22]. Bachir, Ad. Amor, B. optimisation des paramétrés de fonctionnement d'un procédé de dessalage de l'unité traitement brut sud à Hassi Messaoud UTBS, (dessalage du pétrolé) [mémoire de master]. Biskra : université Biskra, faculté des sciences et de la technologie (2013).
- [23]. Abdelhak, B. étude de la section de dessalage a l'unité de traitement de Hassi Messaoud (CINA), (généralités sur le dessalage du pétrole) [mémoire de master]. Blida : Université Blida 1 Faculté de Technologie (2017-2018).
- [24]. Pierre, W. Le pétrole Raffinage et Génie chimique. Edition Technip, tome I (1972).
- [25]. Jean-Pierre, W. Le raffinage du pétrole. Edition Technip, tome II, Paris (1998).
- [26]. Speight, J. G. The Desalting of Crude Oil. *Petroleum Science and Technology* (1999).
- [27]. Said.S. Mémoire master Mesure et Prédiction des Conditions de Formation d'Hydrates de gaz à condensat (2012).
- [28]. Wassila.B, Mesure et modélisations des conditions de dissociation d'hydrates de gaz stabilisés en vue de l'application au captage du CO₂. Thèse pour l'obtention du grade de docteur de l'école polytechnique, présentée et soutenue publiquement (2011).
- [29]. M.Y.Belghit . Module : Traitements & Industrie du gaz naturel. Université Echahid Hamma Lakhdar- d'El Oued. Faculté de la Technologie. Département : Génie des procédés et pétrochimie 1 ère master « génie pétrochimique » 2020/2021
- [30]. Rahma.B, Ikram.B, Malak.B MEMOIRE Pour obtenir le Diplôme de Master dimensionnement d'un échangeur de chaleur pour l'optimisation de gas-lift (Etude des puits OMGZ 801 et OMGZ 81). (2023).
- [31]. Nicolas.T. thèse dissociation des hydrates de méthane sédimentaires couplage transfert de chaleur / transfert de masse Soutenue à l'ENSM-SE (2007).
- [32]. Dounya.KH, Assia.N. Mémoire de master. Etude de l'efficacité d'injection de gaz chaud pour la prévention et l'élimination des hydrates (2020).
- [33]. Olivier.B. Thèse de doctorat. Spécialité : Génie des procédés intitulé : Influence de cristaux d'hydrates de gaz ou de glace sur la perméabilité d'un milieu poreux (2005).

- [34]. Duc Nguyen Hong thèse Dissociation des bouchons d'hydrates de gaz dans les conduites pétrolières sous-marines (2005).
- [35]. I. ABRIKOSSOV, I. GOUTMAN. « Géologie du pétrole, généralités, prospection, exploitation ». Edition Mir. (1986).
- [36]. Z. LALMI. « Inhibition de la déposition des sels insolubles au niveau des installations industrielles et des puits pétroliers de la région Ourhoud », Mémoire de magister. (2008).
- [37]. M.M. JORDAN, K.S. SORBIE, P. JIANG, M. YUAN, A.C. TODD, K. TAYLOR, K.E. HOURSTON, K. RAMSTAD. « Mineralogical controls on inhibitor adsorption/desorption in Brent group sandstone and their importance in predicting and extending field squeeze lifetime ». Aberdeen, UK. SPE Publication : 27607. (1994).
- [38]. BENGANA ATIK, TATI SAIF EDDINE, « Analyse et Traitement des eaux avant réinjection dans les puits d'huile – Champ Hassi Messaoud », Mémoire de fin d'étude, Université de Ouargla, (2019).
- [39]. G.M. GRAHAM, L.S. BOAK, K.S. SORBIE. « The influence of formation calcium on the effectiveness of generally different barium sulphate oil field scale inhibitors ». Houston, USA. SPE International Symposium on Oilfield Chemistry : 37273. (1997).
- [40]. V.PACARY. « Étude des procédés de décontamination des effluents liquides procédés ». Thèse de Doctorat : INPde Lorraine. (2008).
- [41]. M.AOUN. « Étude cinétique par une nouvelle méthode de la précipitation du sulfate de baryum à partir de différentes solutions réactives et à stoechiométrie variable ». Thèse de Doctorat : INP de Lorraine. France. (1996).
- [42]. D.C.Y. WONG. « Baryum sulphate precipitation in semi-batch reactors ». Doctoral Thesis: University of Birmingham.UK. (2001).
- [43]. O. KHLEFI « Généralité sur les dépôts et l'inhibiteur » Master de Magister. (2010).
- [44] Z. LALMI, « Inhibition de la déposition des sels insolubles au niveau des installations industrielles et des puits pétroliers de la région Ourhoud », Mémoire de Magister. (2008).
- [45]. L.S. BOAK. « Factors that impact scale inhibitor mechanisms ». Institute of petroleum engineering, Heriot-Watt university. (2012).
- [46]. A.B. BINMERDHAH, A.M. YASSIN. « Formation Damage Due to Scale Formation in Porous Media Resulting Water Injection ». Emirates Journal for Engineering Research. p69-79. (2008).

- [47]. A.B. BINMERDHAH, A.M. YASSIN, M.A. MUHEREI. « Laboratory and prediction of barium sulfate scaling at high-barium formation water ». *Journal of Petroleum Science and Engineering*. p79–88. (2010).
- [48]. A.B. BINMERDHAH. « Inhibition of barium sulfate scale a thigh barium formation water». *Journal of Petroleum Science and Engineering*. p124–130. (2012).
- [49]. J. FLOURET. « Étude et modélisation d'un réacteur de coprécipitation innovant pour le traitement d'effluents liquides radioactifs ». France. Université de Lorraine. (2013).
- [50]. A.B. BINMERDHAH. « The study of scale formation in oil reservoir during water injection at high-barium and high-salinity formation water ». Malaysia. Thesis of master-engineering (petroleum) : University of technology. (2007).
- [51]. HALLIBURTON BEST PRACTICES “Scale Prevention “.
- [52]. A. ABDELHAMID, A. IBRAHIM, H. MOHAMMED, « Analyse et traitement des dépôts de sulfate de baryum ($BaSO_4$) dans le champ de HMD (puits ONIZ432, MD660 et OL6) », Mémoire de Magister.
- [53]. I.MINATO, H. MORIKAWA, S. IWAI. « Crystal structure and sulphate force constants of barite, celestite, and anglesite ». *American Mineralogist*. P506-510. (1978).
- [54]. A.E. NIELSEN. « Homogenous nucleation in barium sulphate precipitation ». *Acta Chemica Scandinavica*. (1961).
- [55]. J.M. TOFT. « Electrolyte crystal growth kinetic ». *Journal of crystal growth*. (1984).
- [56]. A.E. NIELSEN. « The kinetic of crystal growth in barium sulphate precipitation ». *Acta Chemica Scandinavica*. P951-958. (1958).
- [57]. J. FLOURET. « Étude et modélisation d'un réacteur de coprécipitation innovant pour le traitement d'effluents liquides radioactifs ». Thèse de doctorat : Université de Lorraine. France. (2013).
- [58]. B. OMAR el ISLEM, B. SARA et T. SABRINA, « Optimisation de dessalage et inhibition des dépôts de sulfates dans le champ HGA », Mémoire de Master, Université de Ouargla, (2017).
- [59]. J. MOGHADASHI, M. JAMILAHMADI, H. MULLER-STEINHAGEN, A. SHARIF, A. GHALAMBOR, M.RIZADPANAHz, E.MOTAIE. « Scale formation in Iranian oil reservoir and production equipment during water injection ». Aberdeen, UK. Presented at the 5th In SPE Publication: 80406. p14. (2003).
- [60]. J.C. COWAN, D.J. WEINTRITT. « Water-formed scale deposits ». Houston. Gulf Publishing Company. P 741. (1976).
- [61]. Aspen HYSYS: Simulation Basis, Aspen technology inc., version 7.1.(2009).

- [62]. Perry, R.H., Green, D.W. Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8th ed., McGraw-Hill. (2008).
- [63]. El Mansouri, B., Boumehdi, A., & Boukhelkhal, A. Optimisation de l'injection d'inhibiteurs dans les installations de production pétrolière saharienne. *Revue Algérienne des Sciences de l'Ingénieur*, 12(2), 55–64. (2020).
4561–4575. (2011).
- [64]. <https://www.solenis.com> Solenis..ACUMER™ 1100 Scale Inhibitor — Technical Datasheet. (2022).

Annexe

I. Généralités sur le pétrole brut

Le pétrole brut est un mélange liquide complexe d'hydrocarbures, c'est-à-dire de combinaisons chimiques de carbone (C) et d'hydrogène (H). Le pétrole est généralement extrait du sous-sol "bassins sédimentaires" où il occupe les vides de roches poreuses appelés "roches réservoirs". Le pétrole brut contient de faibles quantités de soufre, ainsi que des traces d'azote, d'oxygène et de métaux.

I-1. Composition du pétrole brut

I-1.1. Les hydrocarbures

Le pétrole brut est formé essentiellement d'hydrocarbures (combinaison exclusive de carbone et d'hydrogène), où le carbone présente 83 à 87% en poids et l'hydrogène 10 à 14 %.

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole sont regroupés en trois familles.

- Les paraffines (Alcanes)
- Les naphènes (Cyclo-alcanes)
- Les aromatiques (Hydrocarbures a anneau de benzène)

a) Les paraffines (Ou Alcanes)

Ce sont des hydrocarbures saturés ayant la formule C_nH_{2n+2} avec n le nombre d'atomes de carbone dans la chaîne d'hydrocarbures

Nomenclature des alcanes (Terminaison enane)

C₁: CH₄ Methane

C₂: C₂H₆ Ethane

C₃: C₃H₈ Propane

C₄: C₄H₁₀ Butane

C₅: C₅H₁₂ Pentane

C₆: C₆H₁₄ Hexane

C₇: C₇H₁₆ Heptane

C₈: C₈H₁₈ Octane

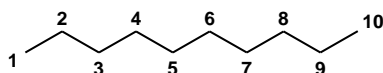
C₉: C₉H₂₀ Nonane

C₁₀: C₁₀H₂₂ Décane

On distingue deux types de paraffines normaux (Alcanes normaux) et les alcanes isomères.

- Les Paraffines normaux ou n-paraffines.

La chaîne des carbones est une chaîne linéaire unique.



Le Décane

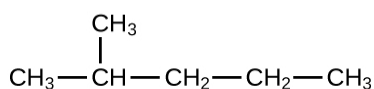
- Les iso-paraffines

La chaîne des carbones est une chaîne ramifiée ou branchée (Ce sont des isomères des paraffines normaux, on les différencie par l'utilisation du préfixe **iso**). Le premier dans la série des iso-paraffines est l'isobutane.

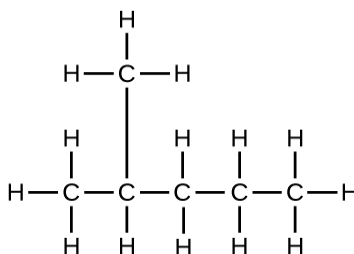


Pour la nomenclature on considère la chaîne droite la plus longue et on repère les positions des chaînes ramifiées en numérotant les carbones de la chaîne principale de gauche à droite.

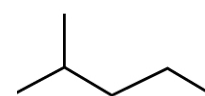
Formule développée et structure squelettique (Exemple du 2-méthyl pentane)



Formule
sous développée
squelettique

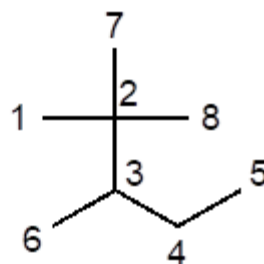
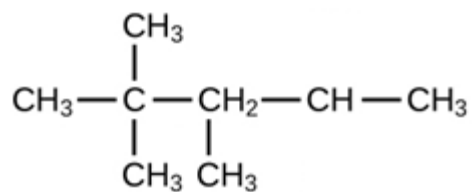


Formule
développée

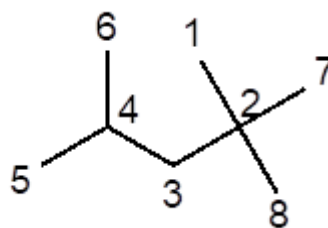
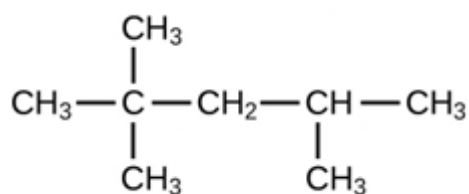


Structure

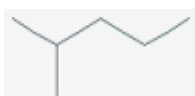
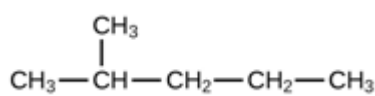
Exemple : La figure ci-dessous présente deux isomères de l'isooctane (08 carbones) qui compte au total 18 isomères.



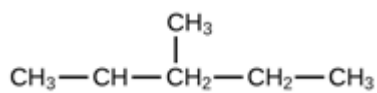
2,2,3 Triméthylpentane



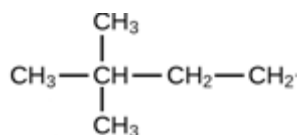
2,2,4 Triméthylpentane



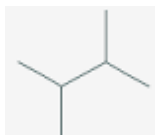
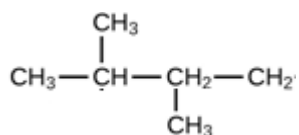
2 methylpentane



3 methylpentane



2,2 methylbutane



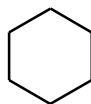
2,3 methylbutane

b) Les naphènes (Ou Cycloalcanes)

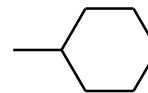
Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés ayant la formule C_nH_{2n} avec n le nombre d'atomes de carbone dans la chaîne cyclique d'hydrocarbures. Leurs appellations est celles des paraffines précédée du préfixe **cyclo**, on trouve ainsi.



cyclopentane

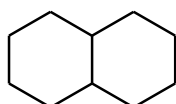
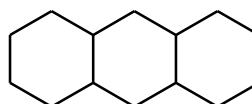


cyclohexane



méthylcyclohexane

On trouve aussi des naphènes formés par la juxtaposition de deux cycles (ou plus) de six atomes de carbone.

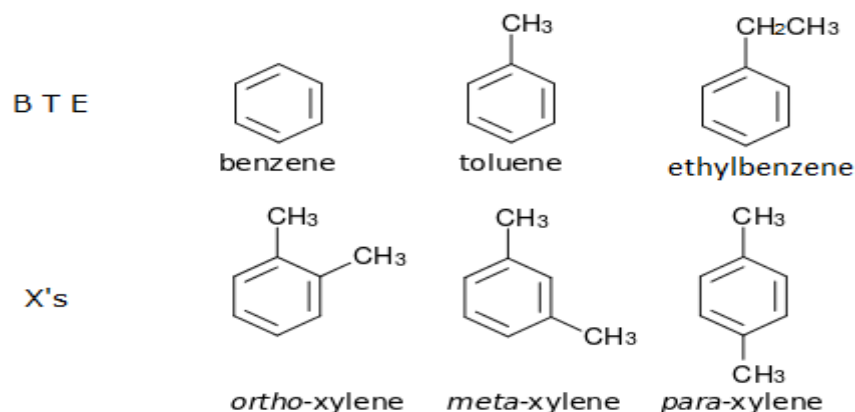
decaline
decahydronaphthalene

tétradécahydroanthracene

c) Les Aromatiques (Hydrocarbures à anneau de benzène)

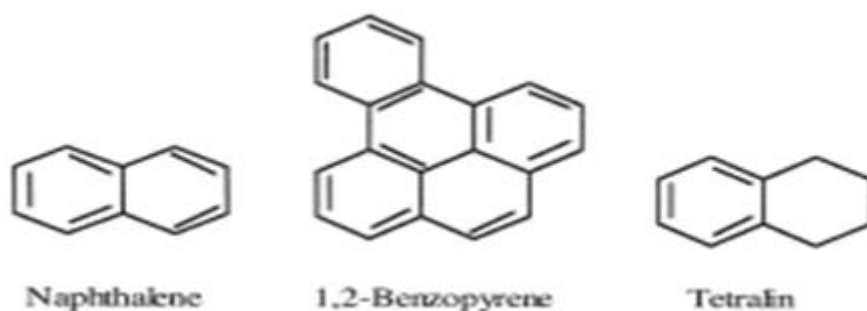
Ce sont des structures cycliques insaturées avec trois doubles liaisons dans chaque cycle et ayant la formule C_nH_{2n-6} avec n le nombre d'atomes de carbone dans la chaîne d'hydrocarbures.

Les aromatiques ayant une importance dans la pétrochimie sont le Benzène, le Toluène, les Xylènes et l'Éthylbenzène.



B T E X

On trouve aussi des aromatiques formées par la juxtaposition de deux anneaux de benzène ou plus comme le naphthalène et le benzopyrène.



Les hydrocarbures insaturés à chaîne linéaire comme les alcènes (Double liaison) et les alcynes (Triple liaison), ne sont pas présents dans le pétrole brut.

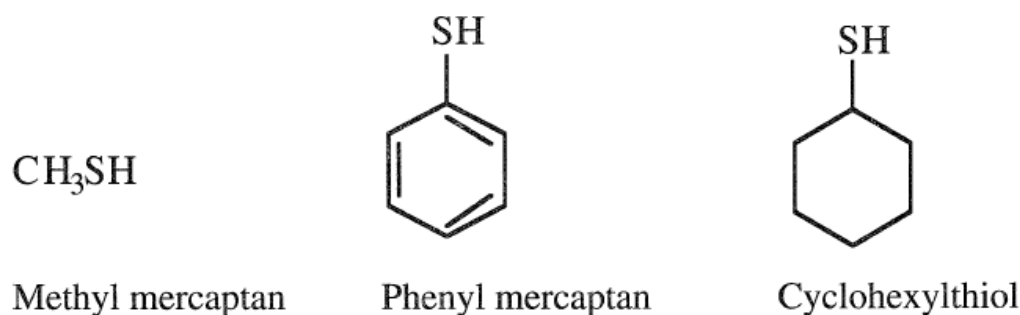
I-1.2. Les autres composés

a) Les composés soufrés (0.05% à 6% en masse)

Les composés soufrés sont présents dans le pétrole brut sous forme de composés organiques soufrés. Le sulfure d'hydrogène, H_2S est le seul composé soufré non organique présent dans le brut. La présence des composés soufrés dans le brut est nuisible à cause de leurs caractères corrosifs.

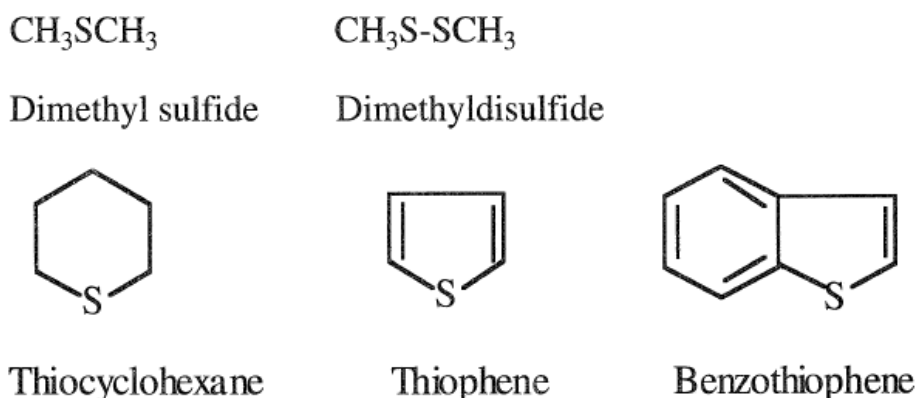
Les composés organiques soufrés sont généralement classés en deux groupes, les composés acides et les composés non acides.

- Les composés acides R-SH (Thiols ou mercaptans).



Les thiols sont des composés corrosifs de forte odeur.

- Les composés non acides (Les thiophènes, les sulfides et les disulfides).



Les composés non acides sont non corrosifs et peu odorants.

- b) Les composés oxygénés tels que les phénols et les peroxydes.** 0.05 à 1.5% en masse
- c) Les composés azotés tels que la pirole et la pyridine.** 0.1 à 2% en masse
- d) Les métaux :** 0.005 à 0.015 % en masse (dont 75% de Nickel et de Vanadium). On peut aussi trouver le Sodium, Calcium, Magnésium, Aluminium, et le fer.

I-2. Propriétés du pétrole brut

I-2-1. La masse volumique, la densité et le degré API

La masse volumique ρ d'une substance (Density en anglais) est le rapport de la masse sur le volume de la substance à une température déterminé.

La densité d (Specific gravity en anglais) et le rapport de la masse volumique ρ de la substance sur la masse volumique d'un fluide de référence (l'eau pour les liquides et les solides) ρ_{ref} dans des conditions déterminées de température et de pression.

$$d_{15}^{15} = \rho_{brut(15^{\circ}C)} / \rho_{eau(15^{\circ}C)}$$

$$d_4^{15} = \rho_{brut(15^{\circ}C)} / \rho_{eau(4^{\circ}C)}$$

Le degré API (Du nom de "American Petroleum Institute") est un autre moyen pour exprimer la densité d'un brut. Plus le pétrole est lourd plus son degré API est faible.

$$^{\circ}API = (141.5/d) - 131.5$$

d : étant la densité du pétrole brut par rapport à l'eau mesuré à 15,5°C.

I-2.2. PNA

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

I-2.3. Teneur en sel (Salt content)

Les sels que contient le pétrole brut sont le chlorure de sodium, NaCl chlorure de calcium, CaCl₂ et le chlorure de magnésium MgCl₂. La teneur en sel est exprimée en milligrammes de chlorure de sodium NaCl par litre de pétrole brut ou en (pounds/baril) de brut, cette teneur représente la quantité de sel dissoute dans l'eau présente dans le brut. Une teneur élevée de sel dans le brut provoque de graves problèmes de corrosion. Généralement une teneur de NaCl supérieur à 10lb/1000 baril (30 mg/l) nécessite un dessalage.

I-2.4. Teneur en soufre (Sulfur content)

La détermination de la teneur en soufre du pétrole brut est importante car cette teneur est utilisée pour la détermination du prix du brut.

I-2.4. Point d'écoulement (Pour point)

Le point d'écoulement pour un brut est la température la plus basse à laquelle le brut s'écoule (reste fluide) dans les conditions de test. Le but de ce test est d'indiquer la quantité des longues chaînes paraffiniques, la cire de pétrole (Petroleum wax) contenues dans le brut.

La connaissance du point d'écoulement est importante pour la détermination des conditions de pompage du brut en hiver.

I-2.5. Point flash and Reid vapor pressure

Le point d'éclair (FP) et la pression de vapeur de Reid (RVP) sont des propriétés physico-chimiques du pétrole brut qui sont utilisées comme paramètres de **sécurité** et d'environnement.

La pression de vapeur est la force exercée par le gaz ou la vapeur pour s'échapper d'une substance liquide dans un récipient ou un espace fermé. Pour une pression supérieure à la pression de vapeur, il n'y a pas d'évaporation nette.

Pour les pétroles bruts et les produits pétroliers volatils, la pression de vapeur est utilisée comme mesure indirecte du taux d'évaporation.

Une substance ayant une pression de vapeur élevée à des valeurs de températures ambiantes est souvent qualifiée de volatile. Lorsque la température d'un liquide augmente, sa pression de vapeur augmente également.

La pression de vapeur Reid est définie comme étant la pression de vapeur absolue exercée par un liquide à 37°C (100°F). La volatilité dans ce cas fait référence aux caractéristiques d'évaporation du pétrole et des produits pétroliers. Les spécifications du pétrole brut limitent la pression de vapeur Reid (RVP) à moins de 9.5 psia (0.65 bar).

Flash point and flammability

La limite inférieure d'explosivité (LEL) est la plus faible concentration en pourcentage d'un gaz ou d'une vapeur dans l'air capable de produire un éclair de feu en présence d'une source d'inflammation (arc, flamme, chaleur). La limite supérieure d'explosivité (UEL) est la concentration la plus élevée en pourcentage d'un gaz ou d'une vapeur dans l'air capable de produire un éclair de feu en présence d'une source d'inflammation (arc, flamme, chaleur).

La plage d'inflammabilité (d'explosivité) est la plage entre la limite d'explosivité la plus basse (LEL) et la limite d'explosivité supérieure (UEL). L'essence, par exemple, a une plage d'explosivité de 1,4 à 7,6 %.

Le tableau suivant donne les plages d'inflammabilités de quelques produits.

Gas / Vapor	LEL	UEL
Acetone	2.2	13
Ammonia	15	33.6
Butane	1.8	8.4
Ethane	3	12.5
Methane	5	15
Hydrogen	4	75
Propane	2.1	9.5
Toluene	1.1	7.1

Le point éclair est défini comme étant la température la plus basse du liquide à laquelle il dégage suffisamment de vapeur pour former un mélange inflammable de vapeur et d'air immédiatement au-dessus de la surface du liquide. L'essence, par exemple a un point éclair de -45°C.

Le tableau suivant donne les points éclair de quelques produits.

Fuel	Flashpoint (°C)
Hydrogen	-231
Methane	-188
Propane	-104
Gasoline	-45
Methanol	11
Ethanol (70%)	17
Kerosene	36
Jet fuel	60
Diesel	62

I-2.6. Taux de cendres (Ash content)

Le test indique la quantité des composés métalliques présents dans le pétrole brut. Le taux de cendres est déterminé par la combustion complète (Calcination) d'un échantillon de pétrole brut.

I.3. Classification des bruts

I-3.1. Classification selon la densité

- Pétrole léger "Light" : Le degré API est supérieur à 35

API > 35

- Pétrole moyen "Medium" : °API compris entre 25 et 35

25<API<35

- Pétrole lourd "Heavy" : °API compris entre 10 et 25

10<API<25

- Pétrole extra lourd "Extra heavy" : °API inférieur à 10

API<10

Les pétroles les plus légers sont les plus demandés par les raffineurs, car ils donnent directement beaucoup de coupes légères de grande valeur (naphtha, kérosène, gas oil).

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

I-3.2. Classification selon la teneur en soufre

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

I-3.3. Classification selon la composition chimique

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

II. Les inhibiteurs

II.1. Définition des inhibiteurs

Un inhibiteur est une substance qui est ajoutée en faible quantité dans un produit pétrolier afin de ralentir ou empêcher l'évolution de certains phénomènes de dépôts et pour inhiber une réaction chimique c'est à dire de la ralentir ou de l'arrêter.

II.2. Domaine d'utilisation

Les produits anti-dépôts sont des composés utilisés à des concentrations bien déterminé pour l'inhibition contre la formation de dépôts cristallins. Ils sont utilisés dans le domaine industriel, citons par exemple le domaine pétrolier, tels que les puits producteurs, les réservoirs du pétrole, les circuits d'eau, d'huile et l'installation de production. Sans négliger leur utilisation pour le traitement des eaux, par exemple : l'eau sanitaire, eau de procédés industriels, eau de chaudière...etc.

II.3. Propriétés des inhibiteurs

- **L'activité** : se traduit par le ralentissement ou l'empêchement de la réaction.
- **La stabilité** : Une bonne stabilité caractérise le fait que l'inhibiteur n'évolue plus dans les conditions de mises en œuvre afin d'éviter la perte d'activité (paramètres thermodynamiques)
- **La résistivité** : L'inhibiteur doit posséder une bonne résistivité afin de garder toutes les propriétés au cours de mise en œuvre (paramètres thermodynamiques).
- **Les conditions de sécurité** : L'inhibiteur choisit doit prendre à certaines conditions de sécurité et de protection de l'environnement.
- **Le prix** : il doit supporter à performance égales, la comparaison avec les inhibiteurs concurrents au point de vue de prix, du moins ne constitue pas une trop lourde charge pour le procédé ou il sera mis en œuvre.

II.4. Types des inhibiteurs

Il existe deux types :

- **Inhibiteurs anti-dépôt** : Ce sont des composés chimiques utilisés à des concentrations nettement supérieures à la stœchiométrie, dont le but d'inhiber la formation d'un dépôt cristallin par mode d'adsorption sur les sites de croissance des germes de cristallisation.

- **Inhibiteur de corrosion** : C'est un composé chimique qui s'ajoute à faible concentrations au milieu corrosif, pour ralentir ou stoppé le processus de corrosion d'un métal placé au contact de milieu.

II.5. Classification des familles d'inhibiteurs

Tableau : Classification des familles d'inhibiteurs

La famille	L'inhibiteur
Les amines	RASTOM (1964)
Les polyphosphates	NALCO, DONALD, OLEEN, (1970)
Les esters phosphoriques	NALCO
Les polyester	JONG.F, REINHOUDT (1985)
Les polymères acryliques	WASTON (1975)

Les différents mécanismes et modification susceptible d'intervenir sont :

-La complexation \Longrightarrow DRIKER, REMPELS.

-la chélation et la séquestration \Longrightarrow BARTHOLL.

-La formation de film mono moléculaire \Longrightarrow BUKOUITC.

III. Fiche technique : Glycol (Éthylène glycol)

III.1. Identification

- Nom : Éthylène glycol
- Formule moléculaire : $C_2H_6O_2$
- Numéro CAS : 107-21-1
- Numéro CE : 203-473-3
- Masse molaire : 62,07 g/mol
- Synonymes : Éthane-1,2-diol, glycol

III.2. Apparence et propriétés physiques

- Aspect : Liquide hygroscopique, légèrement visqueux, incolore, transparent et inodore, goût douceâtre
- Point de fusion : $-12,9\text{ °C}$
- Point d'ébullition : $197,6\text{ °C}$
- Densité : $1,113\text{--}1,115\text{ g/cm}^3$ à 20 °C
- Solubilité : Miscible à l'eau
- Pression de vapeur : $0,06\text{ hPa}$ à 20 °C

III.3. Dangers et sécurité

- Classification : Nocif en cas d'ingestion, peut provoquer des lésions rénales
- Étiquette CLP : Attention
- Mentions de danger :
 - H302 : Nocif en cas d'ingestion
 - H373 : Risque présumé d'effets graves pour les organes à la suite d'expositions répétées ou d'une exposition prolongée¹
- Conseils de prudence :
 - P260 : Ne pas respirer les vapeurs/aérosols

- P264 : Se laver soigneusement après manipulation [1](#)

III.4. Utilisations principales

- Antigel, liquide de refroidissement, solvants, plastifiants, synthèse chimique

IV. Fiche technique : Méthanol

IV.1. Identification

- Nom : Méthanol
- Formule moléculaire : CH₄O (ou CH₃OH)
- Numéro CAS : 67-56-1
- Numéro CE : 200-659-6
- Masse molaire : 32,04 g/mol

IV.2. Apparence et propriétés physiques

- Aspect : Liquide incolore à odeur piquante
- Point de fusion : -97,8 °C
- Point d'ébullition : 64,7 °C à 1 013 hPa
- Densité : 0,79–0,80 g/cm³ à 20 °C
- Solubilité : Miscible à l'eau
- Pression de vapeur : 128–169 hPa à 20–25 °C
- Limites d'explosivité : 5,5–44% vol

IV.3. Dangers et sécurité

- Classification : Liquide et vapeurs très inflammables, toxique par ingestion, contact cutané et inhalation, peut entraîner des lésions graves des organes (notamment le système nerveux central et la vue)
- Étiquette CLP : Danger

- Pictogrammes : GHS02 (inflammable), GHS06 (toxicité aiguë), GHS08 (danger pour la santé)
- Mentions de danger :
 - H225 : Liquide et vapeurs très inflammables
 - H301 : Toxique en cas d'ingestion
 - H311 : Toxique par contact cutané
 - H331 : Toxique par inhalation
 - H370 : Risque avéré d'effets graves pour les organes

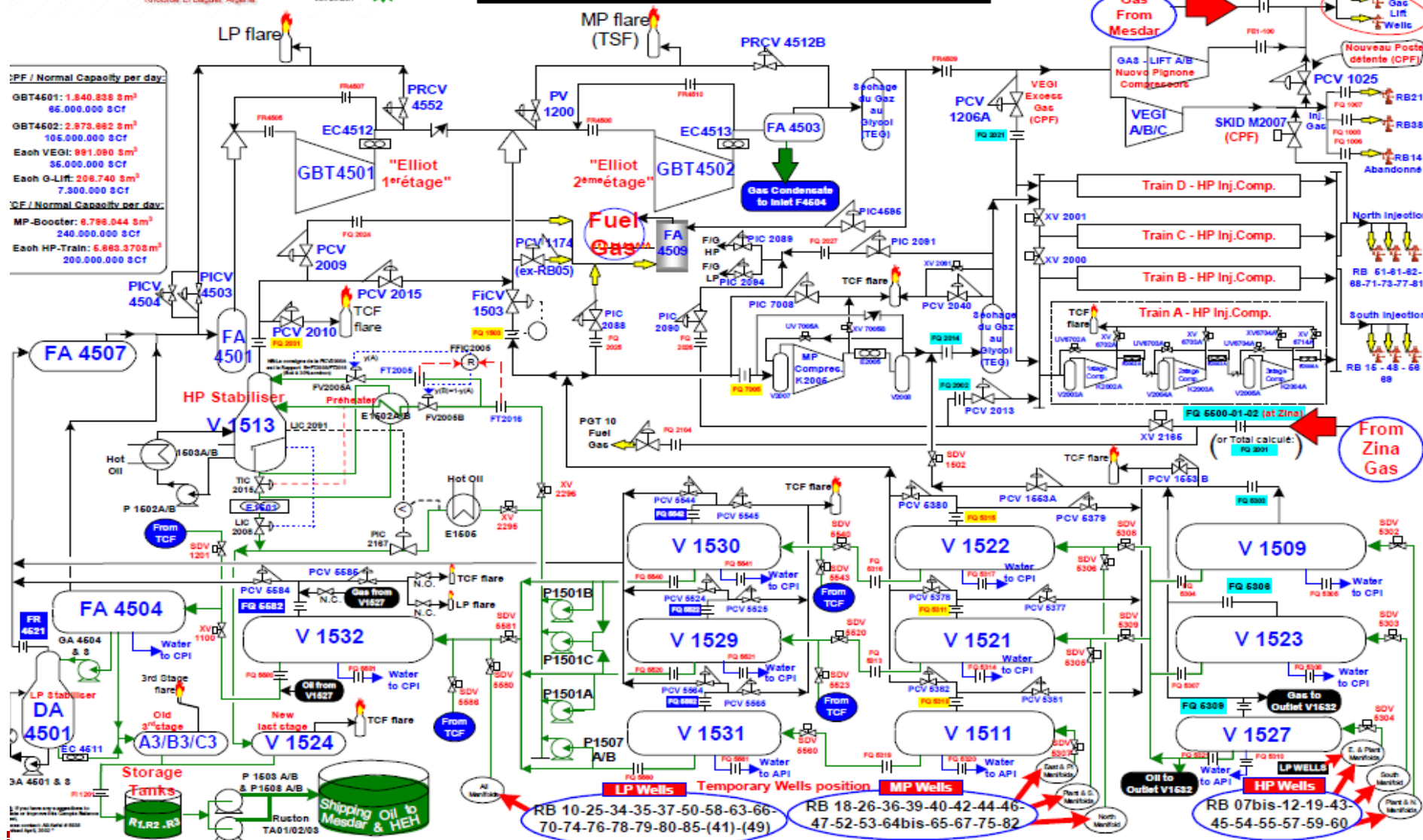
IV.4. Utilisations principales

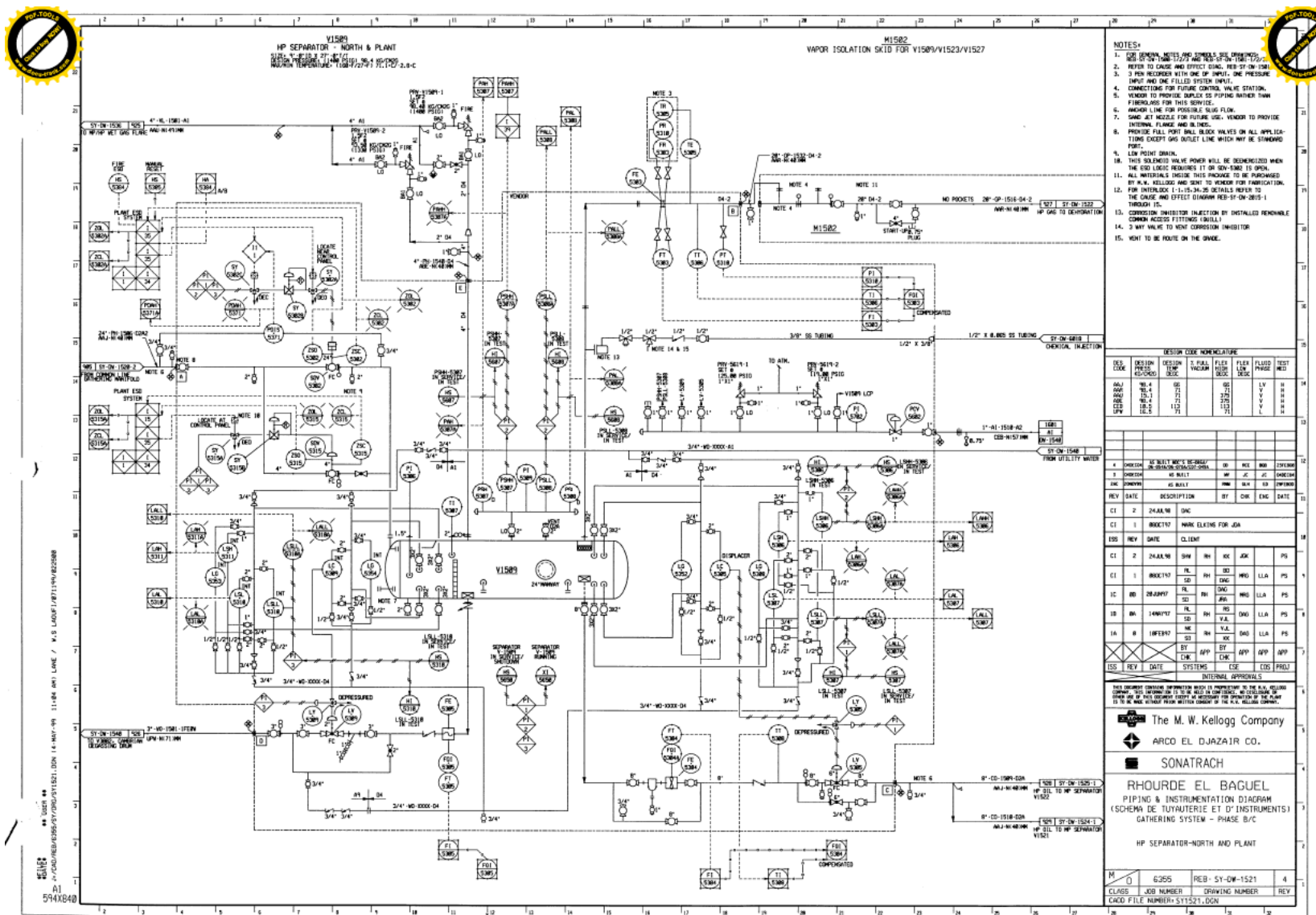
- Solvant, liquide de refroidissement, carburant, antigel, fabrication de formaldéhyde et autres produits chimiques.

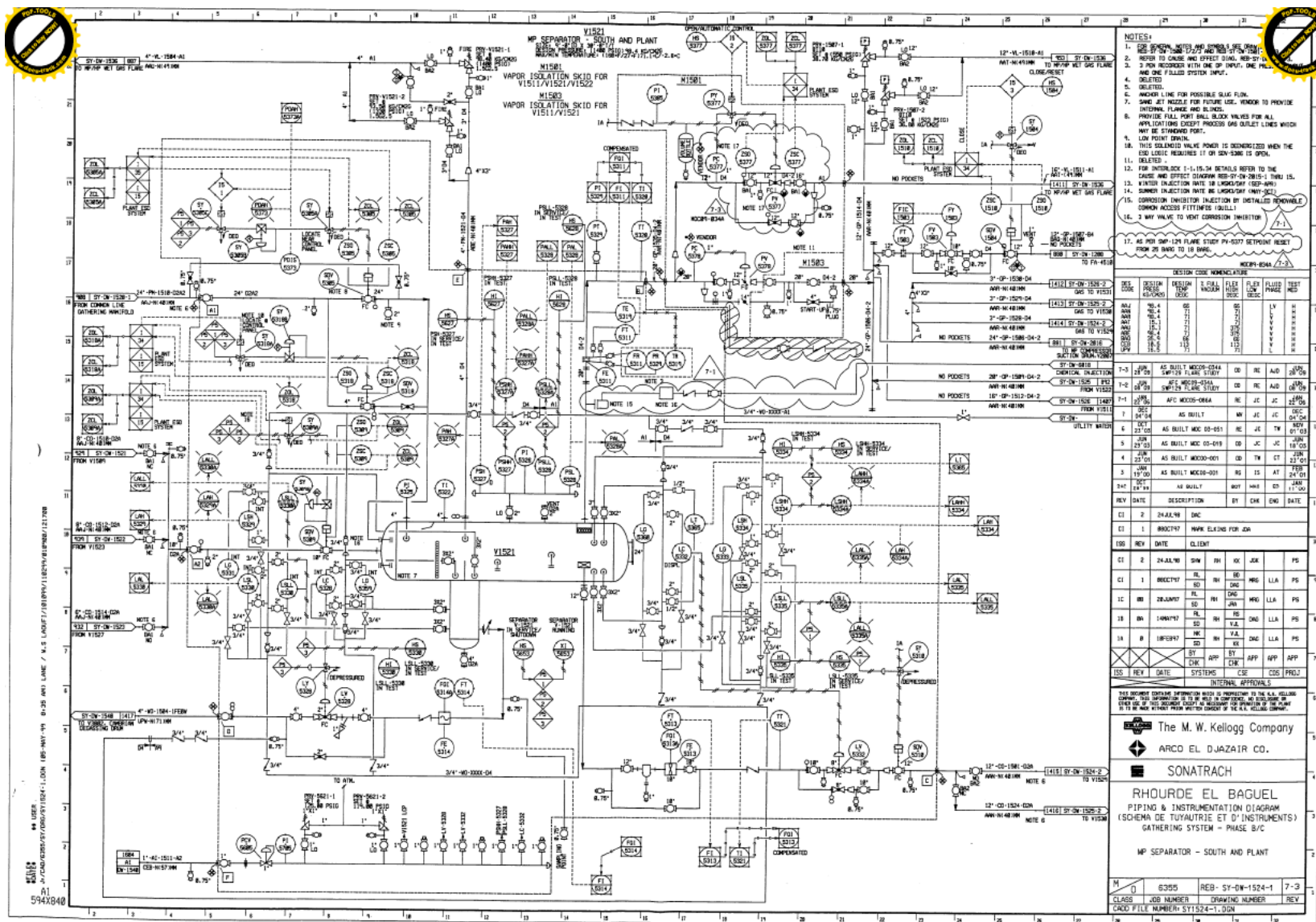


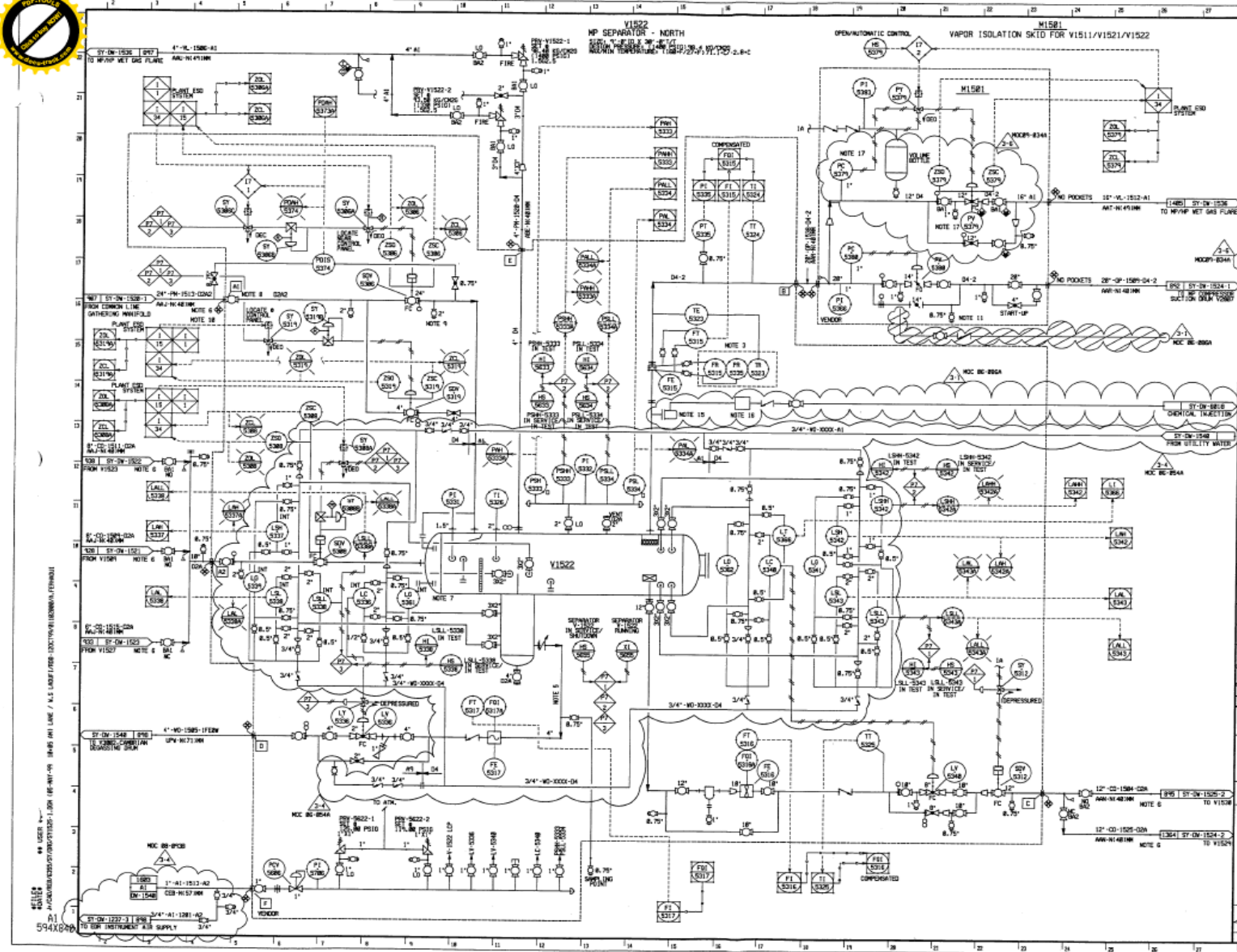
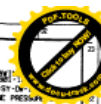
GAS & OIL BALANCE

Rhourd El-Baguel - SONATRACH & BP
 DIRECTION DES OPERATIONS
 DIVISIONS EXPLOITATION HUILE & GAZ









- NOTES:**
1. SEE GENERAL NOTES AND SYMBOLS FOR DETAILS.
 2. REFER TO GAUGE AND INSTRUMENT TAGS FOR IDENTIFICATION.
 3. 3 PH RECEPTOR WITH ONE DP INPUT, ONE PRESSURE AND ONE FILLED SYSTEM INPUT.
 4. DELETED.
 5. DELETED.
 6. ANCHOR LINE FOR POSSIBLE SLUG FLOW.
 7. SHOW NET ANCHOR FOR FUTURE USE. VENDOR TO PROVIDE INTERNAL FLANGE AND BOLLING.
 8. PROVIDE FULL PORT BALL BLOCK VALVES FOR ALL APPLICATIONS EXCEPT PROCESS GAS OUTLET LINES WHICH MAY BE STANDARD PORT.
 9. LOW POINT SIGNAL.
 10. THIS SOLID VALVE POWER IS DEENERGIZED WHEN THE ESD LOGIC REQUIRES IT OR SEN-ESM6 IS OPEN.
 11. DELETED.
 12. FOR INTERLOCK I-1-15-04 DETAILS REFER TO THE CAUSE AND EFFECT DIAGRAM 2003-1 THIS IS:
 13. VENTER INJECTION NOTE IS LARGO-DRY (2003-1001)
 14. SUMMER INJECTION NOTE IS LARGO-DRY (2003-1001)
 15. CORROSION INHIBITOR INJECTION BY INSTALLED NONVOLLE COMMON ACCESS FITTINGS (2003-1001)
 16. 3 WAY VALVE TO ADD CORROSION INHIBITOR
 17. AS PER 2003-1001 PLUMB STUDY PV-0374 SETPOINT RESET FROM 20 BAR TO 10 BAR.

DESIGN CODE Nomenclature

DES CODE	DESIGN PRESS (BAR)	DESIGN TEMP (°C)	VACUUM (mm Hg)	FLUID PHASE	TEST PRESS (BAR)	TEST TEMP (°C)
MAN	10.4	65		L/V	11	110
MAN	10.4	65		L/V	11	110
MAN	10.4	65		L/V	11	110
MAN	10.4	65		L/V	11	110
MAN	10.4	65		L/V	11	110
MAN	10.4	65		L/V	11	110

3-4	24	20	AS BUILT MCC03-034A SWP/TS PLUMB STUDY	DR	RE	AJD	28/09
3-5	08	05	AS BUILT MCC03-034A SWP/TS PLUMB STUDY	DR	RE	AJD	28/09
3-4	07	05	AS BUILT MCC03-034A SWP/TS PLUMB STUDY	DR	RE	AJD	28/09
3-3	08	05	AS BUILT MCC03-034A SWP/TS PLUMB STUDY	DR	RE	AJD	28/09
3-2	08	05	AS BUILT MCC03-034A SWP/TS PLUMB STUDY	DR	RE	AJD	28/09
3-1	08	05	AS BUILT MCC03-034A SWP/TS PLUMB STUDY	DR	RE	AJD	28/09
3	07	05	AS BUILT MCC03-034A SWP/TS PLUMB STUDY	DR	RE	AJD	28/09
247	24	27	AS BUILT MCC03-034A SWP/TS PLUMB STUDY	DR	RE	AJD	28/09

REVISIONS

REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHK	ENG	DATE	
01	24/06/06	DRG					
01	08/07/07	MARK CHANGES FOR AIA					
02	24/06/06	SHW	PH	OK	JOK	PS	
01	08/07/07	RL	PH	SD	MFG	LLA	PS
01	08/07/07	RL	PH	SD	MFG	LLA	PS
01	08/07/07	RL	PH	SD	MFG	LLA	PS
01	08/07/07	RL	PH	SD	MFG	LLA	PS
01	08/07/07	RL	PH	SD	MFG	LLA	PS
01	08/07/07	RL	PH	SD	MFG	LLA	PS

THIS DOCUMENT CONTAINS INFORMATION WHICH IS PROPRIETARY TO THE S.A. KELLOGG COMPANY. THIS INFORMATION IS TO BE KEPT IN CONFIDENCE AND NOT TO BE DISCLOSED OR USED FOR ANY OTHER PURPOSE AS NECESSARY FOR OPERATION OF THE PLANT IS TO BE MADE WITHOUT THE WRITTEN CONSENT OF THE S.A. KELLOGG COMPANY.

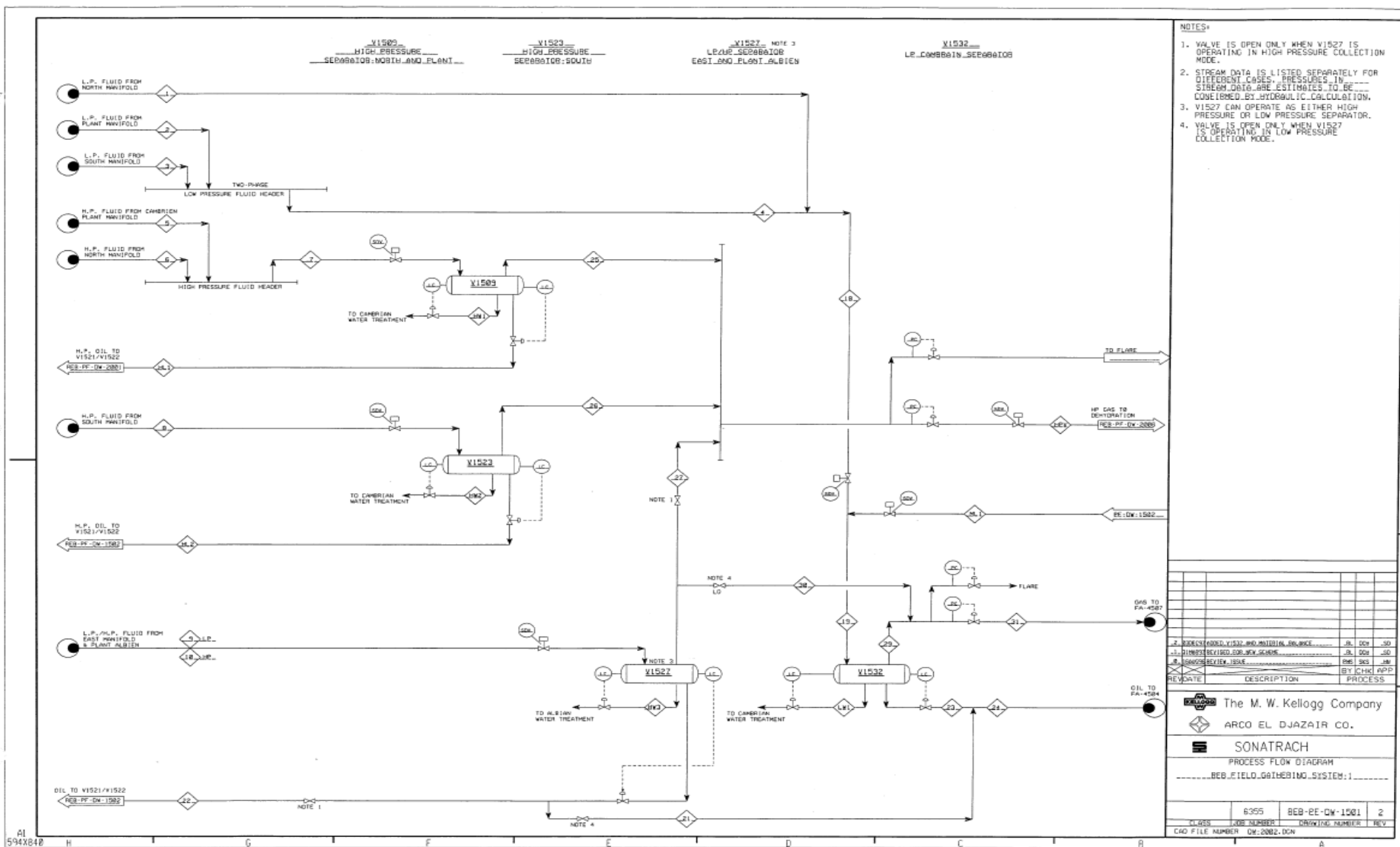
The M. W. Kellogg Company
ARCO EL DUAZIR CO.

SONATRACH

RHOURDE EL BAGUEL
PIPING & INSTRUMENTATION DIAGRAM
(SCHEMA DE TUBAUFRIE ET D'INSTRUMENTS)
GATHERING SYSTEM - PHASE B/C

MP SEPARATOR - NORTH

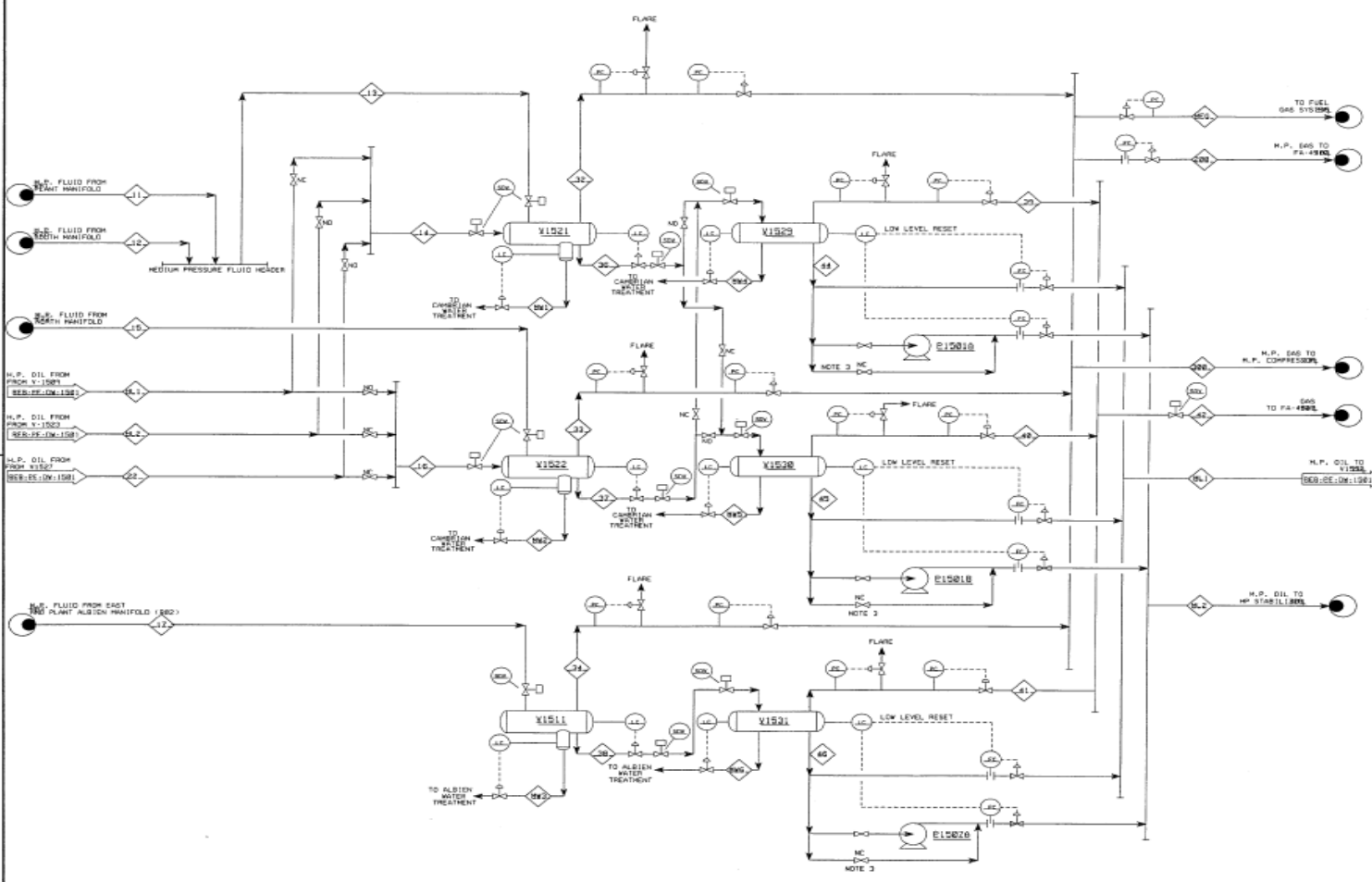
M	D	6305	REB-SY-DW-1525-1	3-6
CLASS	JOB NUMBER	DRAWING NUMBER	REV	
CADD FILE NUMBER	SY1525-1.DWG			



G:\6355A9\PRCSS\DW1502.DWG (8 DEC-97 3:38 PM) MOOREGR (T35A)

594X848

V1501 MEDIUM PRESSURE SEPARATOR: SOUTH AND PLANT
 V1502 MEDIUM PRESSURE SEPARATOR: NORTH
 V1503 MEDIUM PRESSURE SEPARATOR: EAST AND PLANT
 V1509 HP LIQUID SEPARATOR SOUTH AND PLANT
 V1508 HP LIQUID SEPARATOR NORTH
 V1501 HP LIQUID SEPARATOR EAST AND PLANT
 P1501A/B AND P1502A HIGH PRESSURE STABILIZED FEED PUMPS



- NOTES:
1. P1501C IS COMMON SPARE PUMP FOR P1501 AND P1502B IS A SPARE PUMP FOR P1502A.
 2. STREAM DATA IS LISTED SEPARATELY FOR DIFFERENT CASES. PRESSURES IN STREAM DATA ARE ESTIMATES TO BE CONFIRMED BY HYDROSTATIC CALCULATION.
 3. TO BE OPENED WHEN PUMPS P1501A/B/C OR P1502A/B ARE OUT OF SERVICE TO HANGEND OIL TO STABILIZER. PRESSURE REQUIRED IN V1509, V1508 OR V1503 WILL BE 370 PSIG FOR THIS CONDITION.

REV	DATE	DESCRIPTION	BY	CHK	APP

The M. W. Kellogg Company
 ARCO EL DJAZAIR CO.
SONATRACH
 PROCESS FLOW DIAGRAM
 REB FIELD GATHERING SYSTEM-2

CLASS	6355	DWG NUMBER	REB-DE-DW-1502	REV	2
DWG FILE NUMBER					

المخلص

يركز هذا البحث على تحسين ضغط الفاصل الثلاثي الطور بهدف تعزيز أداء الإنتاج في وحدات معالجة النفط. تم استخدام برنامج المحاكاة Aspen HYSYS لتحديد الضغط الأمثل، مما أدى إلى تحسين معدل التدفق وزيادة استقرار النظام.

وفي موازاة ذلك، تم إجراء تحليل معمق لظاهرة التجمّد في وحدات معالجة الغاز، مع تحديد أسبابه (وجود الرطوبة وانخفاض الضغط) وتأثيراته التشغيلية. شملت الحلول المعتمدة حقن مواد مضادة للتجمد مثل الميثانول أو الجلايكول، إضافةً إلى حلول مقترحة كتركيب مبادلات حرارية وفواصل ماء (Coalescers).

وأخيراً، تناولت الدراسة ترسّبات كبريتات الباريوم ($BaSO_4$) الناتجة عن عدم توافق المياه التطبيقية مع مياه الحقن، وتمت مقارنة طريقتين: الاستبدال الميكانيكي للأجزاء المسدودة، والمعالجة الكيميائية باستخدام مثبط خاص (ACUMER 1100).

يسلط هذا العمل الضوء على أهمية تحسين معلمات التشغيل والإدارة الاستباقية للظواهر الفيزيائية والكيميائية لضمان استمرارية عمليات معالجة النفط.

Abstract

This thesis focuses on optimizing the pressure of the three-phase separator to enhance production performance in oil treatment facilities. A simulation using Aspen HYSYS enabled the determination of the optimal pressure, leading to improved flow rates and greater system stability.

In parallel, an in-depth analysis of gas treatment unit icing was conducted, identifying its causes (moisture and pressure drop) and operational impacts. Remedial strategies included the injection of antifreeze agents such as methanol or glycol, as well as proposed solutions like the implementation of heat exchangers and coalescers.

Finally, the study of barium sulfate (BaSO_4) deposits—resulting from incompatibility between formation and injection waters—allowed for the comparison of two approaches: mechanical replacement of obstructed sections and chemical inhibition using ACUMER 1100.

This work highlights the importance of process parameter optimization and proactive management of physico-chemical phenomena to ensure the sustainability of oil treatment operations.