

N° Série:/2021

Université Kasdi Merbah Ouargla



Faculté des hydrocarbures énergies renouvelables et science de la terre et de l'univers

Département de production des hydrocarbures

MEMOIRE

Pour obtenir le Diplôme de Master

Spécialité : Production des hydrocarbures

Option : Production Académique

Présenté Par :

BOUTAGHANE Baha Eddine, GHEMIRED Mohamed Nadji,

KENNOUCHE Mohamed Anouar

-THEME-

Dimensionnement d'un Centre de séparation TFT (Tin Fouyé Nord West) 2020-2021

Soutenue le : / / 2021 devant le Jury :

Président :	Dadene Abdelghafour	Univ. Ouargla
Examineur :	Arbaoui Mohamed Ali	Univ. Ouargla
Rapporteur :	Chetti Djamel Eddine	Univ. Ouargla
Co Encadreur :	Atlili Mohamed Elhadi	SH Hassi Messaoud

2020/2021

Remerciement

Au terme de ce travail, on exprime notre gratitude au bon DIEU de nous avoir donné la force et le courage, pour mener à bien notre tâche.

*Voici venu le temps de mettre un point final à ce manuscrit et à ces années de travaux de recherche effectués au sein de l'université Kasdi Merbah, sous la direction de **Mr. Chetti Djamel Eddine**, pour la confiance dont il a toujours fait preuve à mon égard et pour ses perpétuels encouragements.*

*Nous tiens à remercier **Mr. Dadene Abdelghafour** Pour l'honneur qu'il nous fait en acceptant de présider le jury de cette thèse.*

Nous remercions également à tous les enseignants du département de production des hydrocarbures et aux membres de juré qui ont accepté de juger notre tous nos collègues de la promotion 2021.

Enfin, dans ces dernières lignes nous tenons à remercier nos parents, nos sœurs et nos frères, les conseils et les encouragements qu'ils n'ont toujours prodigués ainsi que pour leur soutien tant moral que financier. Sans eux, nous ne serions pas où nous en sommes et ce que nous sommes.

Merci encore à tous....

Dédicace

Je dédie ce modeste travail

*A celui qui ne nous oublie pas quand il se prosterne et s'agenouille ; à celui qui m'a sauvé
de ma douleur et mes désespoirs Ma Mère*

*A celui qui a poussé et qui paie encore ; à celui qui a passé sa vie pour que nous puissions
briller et innover Mon père*

A celui qui m'a appris la première lettre ; mon professeur Mme Dalila

A mes chères Frères Lokman ; Ayoub et Iyad et à tous mes amis

*A tous les professeurs qui m'ont enseigné ; en particulier le professeur Atlili qui m'a aidé
tout au long de mes années universitaires.*

"Baha Eddine"

Dédicace

Je dédie ce travail

À la parfaite femme, celle qui m'a poussé à faire entendre ma voix au monde entier lors de ma première inspiration a l'air libre et jusqu'à ce jour. À l'homme des histoires magiques qui m'a fait croire que ça tombe toujours bien car j'ai les épaules fortes.

À mes trois chères princesses, RANDA CHEIMA et RIHAB celle qui m'ont soutenu, qui ont vécu mon échec avant ma réussite qui m'a données la force inspirée de leurs ambitions en moi.

Quoique fasse ou je dise ça vous suffira jamais.

À une personne exceptionnelle qui était à mes côtés lors de mes derniers cinq ans mon très cher professeur ATLILI MOHAMED ELHADI, les mots ne peuvent pas décrire votre impact dans ma vie universitaire et sociale.

Le meilleure pour la fin mes anges gardiens, mes étoiles lors des nuits blanches, avec lesquelles j'ai appris à m'amuser de chaque moment de la vie même les plus durs, mes frères BOUTAGHANE BAHÀ EDDINE et GHEMIRED MOHAMED NADJI je vous remercie pour toutes les choses, merci à vous tous.

Ça n'a été qu'un début brillant pour mon histoire d'une vie exceptionnelle.

"Mohamed Anouar"

Dédicace

Je dédie cet humble travail :

*A mes chères et respectueux parents pour qui vraiment aucune dédicace ne saurait
exprimer mon attachement, mon amour, mon affection*

*Je vous offre ce modeste travail en témoignage de tous les sacrifices et l'immense
tendresse dont vous ne cessez de faire preuve à toute ma famille, à mon frère Assil à tous
mes amis et camarades, Aussi à tous qui m'ont encouragé et aidé.*

A tous les professeurs qui m'ont enseigné ; en particulier le professeur Atlili.

" Mohamed Nadji "

Résumé

L'effluent brut, tel qu'il est recueilli en tête de puits, n'est pas directement commercialisable parce qu'il se présente plus ou moins pollué par de l'eau et parfois chargé de sels. En règle générale, le pétrole brut doit être stable à pression atmosphérique et n'entraîne que de faibles quantités d'eau et de sels. Quant au gaz, il doit être déshydraté et sa teneur en hydrocarbures condensables fixée par convention avec le client. Dans cette étude, nous avons dimensionné les séparateurs horizontaux triphasiques HP/BP ainsi qu'un scrubber vertical pour le gaz. En utilisant des méthodes de calcul bien définies, nous avons déterminé les dimensions nécessaires des ballons de séparation (la longueur et le diamètre) qui peuvent être utilisés dans le nouveau centre de séparation des puits de Tin Fouyé Nord West.

Mots-clés : Séparateur HP/BP, scrubber vertical, dimensionnement, pétrole brut

Abstract

The Crude Effluent, as it is collected at the wellhead, is not directly marketable because it is more or less polluted with water and sometimes loaded with salts. Generally, crude oil should be stable at atmospheric pressure and carry only small amounts of water and salts. As for the gas, it must be dehydrated and its condensable hydrocarbon content fixed by agreement with the customer. In this study, we sized the HP / LP three phases horizontal separators as well as a vertical gas scrubber. Using well-defined calculation methods, we determined the necessary separation balloon dimensions (length and diameter) that can be used in the new Tin Fouyé Nord West well separation center.

Keywords: HP / LP separator, vertical scrubber, sizing, crude oil.

المخلص

النفط الخام، الذي يتم جمعه من البئر، غير قابل للتسويق مباشرة لأنها أكثر أو أقل تلوثاً بالمياه وأحياناً محملة بالأملاح. كقاعدة عامة، يجب أن يكون النفط الخام مستقرًا عند الضغط الجوي ولا يحمل سوى كميات صغيرة من الماء والأملاح. أما الغاز فيجب تجفيفه وتثبيت محتواه الهيدروكربوني القابل للتكثيف بالاتفاق مع العميل. في هذه الدراسة، قمنا بتحديد قياسات أجهزة الفصل الأفقية ثلاثية الطور دو (ضغط عالي / ضغط منخفض) وكذلك جهاز تنقية الغاز الشاقولي (scrubber). باستخدام طرق حساب محددة، حددنا أبعاد بالونات الفصل الضرورية (الطول والقطر) التي يمكن استخدامها في مركز فصل الآبار الجديد جنوب شرق تين فويي.

الكلمات المفتاحية: فاصل ضغط عالي / ضغط منخفض، جهاز تنقية، تحجيم، نפט خام.

Liste des figures

Figure	Page
Figure I.1 : Position de Tin Fouyé Tabankort.	05
Figure II.1 : Séparateur tri-phasique horizontal.	12
Figure II.2 : Séparateur tri-phasique vertical.	15
Figure II.3 : Séparateur trois phases sphérique.	16
Figure II.4 : Bac de Stockage.	17
Figure II.5 : Réseau de collecte et d'expédition de l'huile TFT.	18
Figure II.6 : Séparateur test à trois phases.	20
Figure III.1. Écoulement laminaire des fluides visqueux.	23
Figure III.2. L'évolution des pertes de charge d'écoulement laminaire.	24
Figure III.3. L'écoulement turbulent des fluides visqueux.	24
Figure III.4. L'évolution des pertes de charge d'écoulement laminaire.	25
Figure III.5. Loi des pertes de charge selon les régimes d'écoulement.	26
Figure IV.1 : Barycentre des puits de Tin Fouyé Nord-ouest.	34
Figure IV.2 : Coefficient β pour un cylindre rempli à moitié.	38
Figure IV.3 : Longueur effectif et la longueur joint à joint dans un séparateur.	40

Liste des tableaux

Tableau	Page
Tableau I.1 : Dates des découvertes des champs de Tin Fouyé Tabankort.	07
Tableau IV.1 : Données des puits de Tin Fouyé Nord-ouest.	35
Tableau IV.2 : Dimensionnement d'un séparateur horizontal trois phases diamètre et longueur pour capacité gaz.	39
Tableau IV.3 : Dimensionnement d'un séparateur horizontal trois phases diamètre et Longueur pour capacité liquide.	40
Tableau IV.4 : Dimensionnement de le séparateur production BP et des séparateurs tests HP/BP.	41
Tableau IV.5 : Données utilisées pour le dimensionnement du scrubber.	41
Tableau IV.6 : Calcul de coefficient de trainée.	42
Tableau IV.7 : Dimensionnement d'un scrubber diamètre et longueur pour capacité liquide.	43
Tableau IV.8 : Résultat de calcul de perte de charge du gaz.	44
Tableau IV.9 : Résultat de calcul de diamètre de ligne de TFNW à MF3.	45
Tableau IV.10 : Résultat de calcul de perte de charge et la pression de départ.	46

Notions-Symboles-Abréviations

- A : Surface totale de la gouttelette (m²)
- A_w : Surface de l'eau dans le vaisseau (m²).
- C_D : Coefficient de traînée.
- API : Densité d'huile en °API.
- d : Diamètre intérieur du vaisseau en m.
- d_m : Diamètre de la gouttelette en (μm).
- d_{max} : Diamètre intérieur maximum du vaisseau (mm).
- f: Facteur de frottement.
- (h_o)_{max} : Hauteur maximum d'huile en (mm).
- L_{eff} : Longueur effective du vaisseau (m).
- L_{ss} : Longueur joint à joint du vaisseau (m).
- P: Pression opératoire (psia).
- PPC : Pression pseudo-critique (psia)
- PPr : Pression pseudo-réduite.
- Q_g : Débit de gaz (m³/h).
- Q_o : Débit d'huile (m³/h).
- Q_w : Débit d'eau (m³/h).
- Re : Nombre de Reynolds adimensionnel.
- SR : Slenderness ratio.
- SG : Masse volumique.
- (SG)_o : Masse volumique d'huile.
- T: Température opératoire (°K).
- TPC : Température pseudo-critique (°K).
- TPr : Température pseudo-réduite.
- (tr)_o : Temps de rétention d'huile en (min).
- (tr)_w : Temps de rétention de l'eau en (min).
- Z : Facteur de compressibilité de gaz.
- β : Hauteur du liquide par rapport à la hauteur du vaisseau.
- ΔSG : Différence de masse volumique entre l'eau et l'huile.
- μ : Viscosité dynamique (cp).
- μ_o : Viscosité dynamique d'huile (cp).

μ_w : Viscosité dynamique d'eau (cp).

ρ_o : Masse volumique d'huile (Kg/m³).

ρ_w : Masse volumique de l'eau (Kg/m³).

API : American Petroleum Institute.

ASME : American Society of Mechanical Engineers

TFT : Tin Fouyé Tabankort

TFNW : Tin Fouyé North West

UTGA : Unité de Traitement des Gaz Associés.

HMZ : Hassi Mazoula

Table des matières :

Remercîment	I
Dédicace	II
Résumé	III
Liste des figures	IV
Liste des tableaux	V
Symboles –Notation- Abréviations	VI
Introduction	01
Chapitre I : Présentation de la Région TFT	03
I.1.Présentation de la Région TFT	04
I.2.Situation et historique de la région	04
<i>I.2.1.Situation géographique</i>	04
<i>I.2.2.Les différents gisements du champ de TFT</i>	05
<i>I.2.3.Historique de la découverte</i>	07
I.3.Division Exploitation	07
<i>I.3.1Organigramme de la Division</i>	08
I.4.Caractéristiques géologiques de la zone TFNW	08
Chapitre II : Généralités sur la Séparation	09
II.1.Introduction	10
II.2.Définition du séparateur	10
<i>II.2.1Description d'un séparateur</i>	11
<i>II.1.3.Séparateur à trois phases</i>	11
II.3.Types de Séparateurs	11
<i>II.3.1.Séparateur horizontale</i>	11
<i>II.3.2.Séparateurs verticaux</i>	14
<i>II.3.3.Séparateur sphérique</i>	16
II.4.Le Stockage	16
<i>II.4.1.Généralités</i>	16

<i>II.4.2.Station de pompage</i>	17
II.5.Procédé de séparation d'un mélange (gaz – huile – eau)	18
<i>II.5.1.Procédé par séparation cas de TFT</i>	18
<i>II.5.2.Techniques de séparation</i>	19
Chapitre III : Ecoulement des Fluides	21
III.1.Pertes de charge	22
III.2.Différents régimes d'écoulement	23
III.3.Paramètres intervenant dans les pertes de charge	26
<i>III.3.1.Nature du fluide</i>	26
<i>III.3.2.Caractéristiques des appareillages</i>	27
<i>III.3.3.Conditions de l'écoulement</i>	27
III.4.Calcul des pertes de charge en ligne	28
<i>III.4.1.Loi de pertes de charge</i>	28
<i>III.4.2.Détermination du facteur de frottement</i>	28
III.5.Pertes de charge singulières	29
<i>III.5.1.Coefficients de résistance</i>	29
<i>III.5.2.Longueurs droites équivalentes</i>	30
III.6.Pertes de charge dans les écoulements gazeux	30
Chapitre IV : Dimensionnement d'un séparateur	32
IV.1.Le Barycentre	33
<i>IV.1.1.Objectif de la méthode de barycentre</i>	33
<i>IV.1.2.Coordonnée de barycentre</i>	33
IV.2.Calcul du coefficient de compressibilité Z du gaz	34
IV.3.Dimensionnement d'un séparateur horizontal trois phases rempli à moitié	35
IV.4.Dimensionnement d'un scrubber	41
IV.5.Calcul des pertes de charge de gaz dans un canal horizontal	44
IV.6.Calcul de perte de charge du liquide dans un canal horizontal	45
Conclusion	47
Recommandations	48
Références bibliographiques	49
ANNEXE	50

Introduction

Les installations dont on équipe les champs producteurs d'hydrocarbures pour assurer l'exploitation englobent : conduites, appareils et accessoires divers que l'on rencontre sur les chantiers pétroliers, échelonnés entre les têtes de puits et le collecteur d'évacuation.

Ces installations sont conçues dans le but de séparer, dans l'effluent, le gaz et l'huile et d'éliminer l'eau qui est souvent produite simultanément.

Pourquoi il faut traiter le pétrole brut ? L'effluent brut, tel qu'il est recueilli en tête de puits, n'est pas directement commercialisable parce qu'il se présente plus ou moins pollué par de l'eau et parfois chargé de sels.

Cet état de faire crée l'obligation de conditionner les produits avant leur introduction dans les circuits de vente.

En outre, des raisons diverses imposent que ce traitement soit opéré sur le lieu même de production.

Sur le plan commercial, d'abord l'exploitant est tenu de fournir un produit de composition défini.

En règle générale, le pétrole brut doit être stable à pression atmosphérique et n'entraîne que de faibles quantités d'eau et de sels. Quant au gaz, il doit être déshydraté et sa teneur en hydrocarbures condensables fixée par convention avec le client.

Sur le plan technique, la manipulation d'un fluide à l'état poly-phasique instable pose des problèmes de transport, limite les possibilités de stockage et ne permet pas la comptabilisation, à l'échelle industrielle des constituants.

Le conditionnement des hydrocarbures sur chantier n'a rien de commun avec les traitements appliqués en raffinerie. Le premier, en effet, ne vise qu'à isoler, en fractions suffisamment homogènes et stables des produits bruts, sans en modifier la constitution chimique. Le second, au contraire beaucoup plus élaboré, aboutissent à des produits dit 'fini' : essence, gasoils, fuels et résidus, utilisables par les consommateurs.

L'objectif de ce travail est de dimensionner les ballons de séparation prévus dans le cadre du projet de réalisation d'un nouveau centre TFNW.

La région d'étude est présentée dans le 1^{er} chapitre.

Dans le deuxième chapitre, on a exposé les types de séparateurs, leurs accessoires, les avantages et les inconvénients de chaque type, les bacs de stockage de brut avec des schémas détaillés.

La méthode de dimensionnement d'un séparateur horizontal tri-phasique (huile, eau, gaz) et le dimensionnement d'un scrubber comme un séparateur bi-phasique vertical (liquide, gaz) ; sont présentés dans le troisième et quatrième chapitre.

Problématique :

La production de brut du champ de TFW (Zone de TFNW) est actuellement de l'ordre de 500 m³/j et celle du gaz et de l'ordre de 120000 stm³/j. La capacité de production de brut après développement de ce champ est estimée à 1800 m³/j et celle du gaz à 140000 stm³/j.

La production de ce champ est répartie sur deux manifolds satellites MF7 et MF8 qui collectent et acheminent la production vers les centres de séparation CTFN et MF1 respectivement.

L'exploitation optimale du champ nécessite la réalisation du centre de séparation sur place pour éviter la saturation des centres CTFN et MF1, une grande quantité des pertes de charge, la corrosion au niveau du vannes et les réseaux collectes et le freinage au niveau du MF7et MF8.En conséquence quelles sont les méthodes de dimensionnement d'un centre de séparation ? Et comment calculer les pertes de charges dans les conduites ?

Chapitre I

Présentation de la Région TFT

I.1.Présentation de la Région TFT :

La direction régionale de Tin Fouyé Tabankort communément appelée TFT, fait partie de la Division Production de l'Entreprise SONATRACH. Elle est chargée de la production du pétrole du champ de TFT et de la gestion de toutes les divisions qui lui sont rattachées.

I.2.Situation et historique de la région :

I.2.1. Situation géographique :

Le champ de Tin Fouyé Tabankort est situé dans la partie Nord-Ouest du bassin d'Illizi, plus précisément à 300 Km au Nord-Ouest de In-Amenas et à 500 Km au sud- est de Hassi-Messaoud.

Le champ TFT est délimité par les coordonnées UTM (Universel Transverse Mercator) suivantes :

X1=310.000 Y1=3110.000

X2=400.000 Y2=3190.000

Le champ de TFT connu par sa capacité de production de l'huile, il est classé le deuxième champ après HASSI MESSAOUD. Il produit en moyenne :

- ✓ 8 700 m³ /jour d'huile.
- ✓ 16 045 m³ /jour d'eau.
- ✓ 3000 000 m³ /jour de gaz.

Plusieurs techniques de récupération d'huile ont été utilisées dans la région de TFT : récupération primaire (puits éruptifs), et récupération secondaire (Gas-lift, maintien de pression par injection d'eau et pompage électrique).

Les réservoirs d'huile sont estimés aux environ de 219 400 000 m³ .Le champ de TFT recouvre une aire de 4 000 km² et comporte différents gisements.[8]

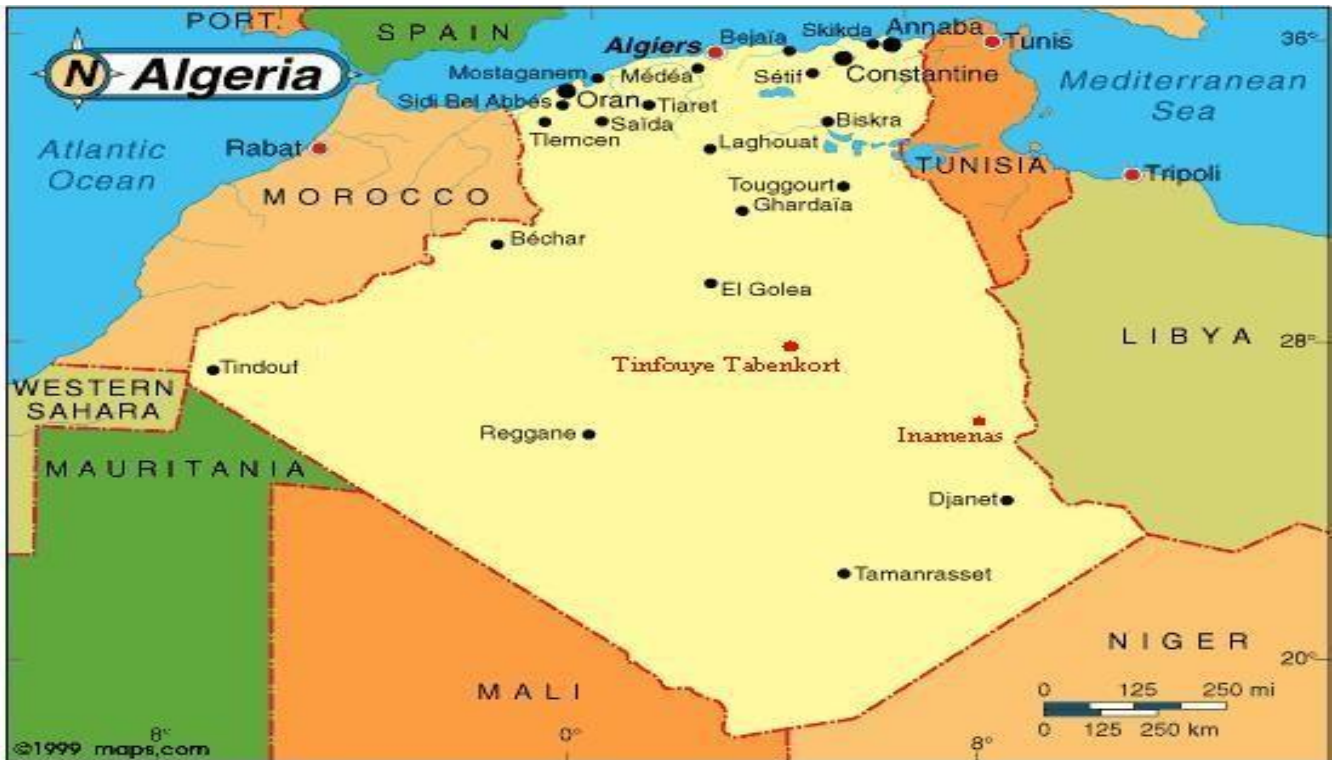


Figure I.1 : Position de Tin Fouyé Tabankort

I.2.2. Les différents gisements du champ de TFT :

a) Gisement de TFT :

Le gisement de TFT a deux réservoirs : le dévonien et l'ordovicien. L'ordovicien est le principal. Il produit la plus grande partie de la production de la région. Son exploitation a commencé en novembre 1958. Ce réservoir est une colonne d'huile sous forme d'un anticlinal surmonté par le gaz cap au sud et l'huile au nord. Le réservoir s'étend sur 7 à 15 km du nord au sud et 25 km d'est en ouest. Une profondeur moyenne de 2200 m.

Jusqu'en 1975, le nombre des puits forés étaient de 52, dont 49 producteurs. La production d'huile en 1974 a atteint 2 634 000 tonnes. [10]

En raison de la diminution de la pression de gisement conduisant à l'épuisement de l'énergie du réservoir, le projet de maintien de pression fut introduit en 1980.

1984 où 2 751 651 tonnes,

En 1991 : 4 976 886 Tonnes

En 1994 : 4 410 176 tonnes

En 1998 : 3 504 200 tonnes.

Actuellement 227 puits d'huile sont forés dans le réservoir ordovicien du gisement de TFT dont 136 sont ouverts. Parmi les puits ouverts 72 sont en Gas-lift, et la production journalière est de 8 692m³/jour.

Le dévonien est un réservoir d'huile à une profondeur de 1 200 m, il est non éruptif, exploité par Gas-lift, le nombre actuel de puits ouverts est de 13 parmi les 17 forés et sa production journalière est de 307m³/jour.

b) Gisement de Tin Fouyé (TFY) :

Le gisement de Tin Fouyé est situé au sud de TFT. Il se présente comme une zone haute, extrêmement complexe, composés de différentes structures. Il recouvre une aire de 306 km². Le forage dans ce gisement a été mis en évidence au niveau du réservoir dévonien F6. Le réservoir dévonien est exploité par Gas-lift, le nombre de puits est de 36 parmi 52 forés, et la production journalière est de 1731 m³/jour.[10]

c) Gisement d'Amassak (AMA) :

Le gisement d'Amassak est situé à 25km à l'Ouest-Nord-Ouest du gisement de TFT. Les réserves d'huile sont situées dans l'unité 4-3 de l'ordovicien (2000m). Pour leur exploitation on utilise les deux techniques MP (maintien de pression) et gaz-lift. Le nombre de puits est de 25 parmi 35 forés, et la production actuelle est de 1 611m³/jour.

d) Gisement de Djoua :

Le gisement de Djoua est situé à 25 km à l'Est Sud –Est de TFT. Il produit de l'huile principalement par 5 puits parmi les forés dans le réservoir F6 (l'unité C1 du dévonien 1500met AV-III et M1-X du gothlandien, 1600 m).La production de ce gisement est de 133 m³/jour et se fait par des pompes électriques immergées.

e) Gisement de Tamendjelt (TAM) :

Le gisement de Tamendjelt est situé à environ 6 km au Nord-Ouest de TFT. L'huile de son réservoir F6 dévonien est exploitée par Gas-lift de 3 parmi les 6 puits forés, et sa production actuelle est de 98m³/jour.

f) Gisement de Hassi Mazoula Nord (HMZ Nord) :

Ce gisement produit 60 m³/jour par un seul puits parmi 6 puits forés.la production se fait par pompage électrique.

g) Gisement de Hassi Mazoula Sud (HMZ Sud) :

Le gisement de HMZ Sud a une superficie de 5,2km², seule le réservoir F6 produit de l'huile de 5 puits parmi les 7 forés. La production est de 130m³/jour, elle se fait par pompage électrique.

h) Gisement de Hassi Mazoula B (HMZ-B) :

Le gisement de HMZ-B à une aire de 4,4 km². Il a été mis en évidence de l'huile dans le réservoir F6 et du gaz dans le réservoir ordovicien. La production se fait par pompage électrique.

La région de TFT est divisée en 12 périmètres qui regroupent au Nord les champs : TFT ordovicien, TFT dévonien, TAM, AMA et Djoua, avec une production de 11 148 M³/jour d'huile et 182 puits ouverts parmi 300.

Au sud, regroupe : TFY, HMZ Nord, HMZ Sud et HMZ-B avec une production actuelle de 1 731 m³/jour d'huile et 47 puits ouverts parmi les 70 puits forés.

I.2.3. Historique de la découverte :

La découverte des champs et leurs mises en production sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau I.1 : Dates des découvertes de champs de Tin Fouyé Tabankort.

Champs	Date de découverte	Date de mise en production
SECTEUR SUD		
TIN FOUYE	1961	1963
HASSI MAZOULA SUD	1963	1966
HASSI MAZOULA B	1966	1967
TIN FOUYE NORD	1966	1967
HASSI MAZOULA NORD	1959	1963
SECTEUR NORD		
TFT PUIITS 100	1966	1967
DJOUA OUEST	1966	1968
TFT ORDOVICIEN	1967	1968
TFT ZONE EST	1968	1968
TAMENDJELT	1970	1974
AMASSAK	1970	1974

I.3. Division Exploitation :

La division exploitation est chargée de l'exploitation de l'huile, du gaz et de l'eau à partir des têtes de puits jusqu'à leur expédition, elle chargée entre autre de la gestion des installations de surfaces suivantes :

- Pipelines liant les puits producteurs aux centres de séparations.
- Centres de séparations.

- Centres de stockages (huile).
- Usine de traitement et de compression des gaz associés.
- Stations de compression (fermeture gaz lift).
- Stations de production et d'injection d'eau.

I.3.1.Organigramme de la Division :

L'organigramme de la division exploitation est structuré Comme suit :

Comme il apparaît sur l'organigramme ci-dessous la Division exploitation est composée de cinq services ci-après :

- Huile Nord.
- Huile Sud.
- Fermeture gaz lift.
- Unité de traitement des gaz associés.
- Maintien pression.

Chaque service est composé d'une à trois sections.

I.4.Caractéristiques géologiques de la zone TFNW :

La structure de TFNW est située dans la partie Nord-Ouest du périmètre de TFW à environ 10Km de la base de TFT.

Structuralement, cette zone se présente sous forme d'une succession d'anticlinaux situés à l'Ouest de la faille majeure de TFT.

A ce jour 13 puits ont été forés dans cette zone, sur un programme prévisionnel de forage de 40 puits.

Les puits dévoniens produisant dans l'unité C3-1 d'une épaisseur d'environ 12m (grés fluviatiles) rattaché au périmètre TFW sont raccordés au centre CTFN via le manifold satellite MF7.

Les puits ordoviciens rattachés au périmètre d'AMASSAK-TIRAREMINE sont raccordés au centre MF1 via le manifold satellite MF8.

Chapitre II

Généralités sur la séparation

II.1.Introduction :

Les fluides en place dans le gisement sont un mélange composé d'hydrocarbures liquides ou (et) gazeux et d'eau. Dans le cas le plus général, le pétrole brut, en sortie de puits, est un mélange tri-phasique comprenant :

- Une phase gazeuse ;
- Une phase liquide hydrocarbure ;
- Une phase d'eau.

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

Les séparateurs sont placés en tête de la chaîne de traitement dont ils constituent les éléments essentiels. Ils reçoivent directement du manifold d'entrée la production amenée par les collectes.

II.2.Définition du séparateur :

Un séparateur est une capacité sous pression, incorporée à un circuit, sur lequel elle provoque un ralentissement de la vitesse d'écoulement de l'effluent. Un séparateur se présente comme un réservoir cylindrique disposé soit verticalement, soit horizontalement, Il existe aussi des séparateurs sphériques, mais ils sont d'un usage moins courant. Des piquages pourvus de vannes et des appareils de mesure permettent le contrôle du fonctionnement. Les séparateurs permettent de :

- Calculer le débit d'huile de puits.
- Calculer le débit de gaz.
- Augmenter la pression de puits.

Les séparateurs sont placés en tête de la chaîne de traitement, et constituent les éléments essentiels. Ils reçoivent directement du manifold d'entrée la production amenée par les collectes.

Des aménagements intérieurs de la capacité en améliorent l'efficacité selon l'usage auquel on les destine, on distingue :

- Les séparateurs de détente utilisés pour le traitement du gaz à condensât.
- Les séparateurs gaz / huile / eau.
- Les séparateurs gaz / huile.
- Les séparateurs d'eau libre.

II.2.1.Description d'un séparateur :

Un séparateur comprend les parties suivantes :

- ✓ Une section de séparation primaire ; où la plus grande partie du liquide, arrêtée par un déflecteur ; tombe au fond du séparateur.
- ✓ Une section d'accumulation de liquide ; généralement protégée par un cône ou des plaques évitant la formation de vagues.
- ✓ Une section de séparation secondaire ; où les gouttelettes, de liquide tombent par gravité.
- ✓ Une section d'extraction de gouttelettes ; constituée par des chicanes juxtaposées ou par un réseau de mailles qui retiennent les particules liquides plus fines.

II.2.2.Séparateur à trois phases :

Pour les séparateurs qui ont été vus sont de type deux phases, i.e. qu'ils sont conçus pour décharger seulement du gaz et du liquide.

Les orifices de purge d'eau sont contrôlés par des vannes à commande manuelle, qui ne sont manœuvrées occasionnellement. De tels séparateurs répondant aux besoins d'exploitation où la production d'eau est négligeable, il suffit qu'un opérateur qui purge le séparateur deux ou trois fois toutes les 24 heures pour assurer le bon fonctionnement de la vanne automatique d'huile.

Sur les champs à production fortement hydratée, on doit utiliser des séparateurs où l'eau et l'huile sont déchargées séparément sans que l'opérateur soit astreint à surveiller la nature du produit purgé.Des contrôleurs automatiques assument cette surveillance. Ce sont les séparateurs trois phases (gaz- huile- eau).

Un séparateurs trois phases ne diffère d'un séparateur deux phase que par l'aménagement dela chambre de décantation des liquides. Le mode de séparation reste inchangé.

II.3.Types de Séparateurs :

II.3.1.Séparateur horizontale :

Un séparateur horizontal est constitué par un cylindre horizontal terminé aux deux extrémités par des fonds bombés.

L'huile gazée arrive à une extrémité et elle est projetée sur un déflecteur brisant l'émulsion. Par différence de densité, l'huile tombe au fond du cylindre, le gaz s'accumulant dans la capacité supérieure. Le gaz traverse un certain nombre de chicanes qui retiennent des gouttelettes d'huile, puis à travers un dernier tamis dit extracteur de brouillard ; avant de partir par la sortie supérieure, l'huile est soutirée à la partie inférieure.

Il est noté qu'un tel appareil travaille sous une certaine pression (sélectionnées pour obtenir la récupération maximale en fonction de température et des caractéristiques de l'effluent). Cette pression fournit l'énergie nécessaire pour chasser l'huile à la partie inférieure. Afin de conserver toujours une grande quantité d'huile, cette sortie est contrôlée par une vanne automatique, dont l'ouverture et la fermeture est commandée par un flotteur.

La pression dans les séparateurs est maintenue à une valeur donnée par une vanne automatique sur la sortie gaz ; commandée par un contrôleur de pression.

La capacité des séparateurs horizontaux va généralement jusqu'à (5000m³/jour), avec des pressions pouvant aller jusqu'à 6000 psi (420 Kg / cm²). [4]

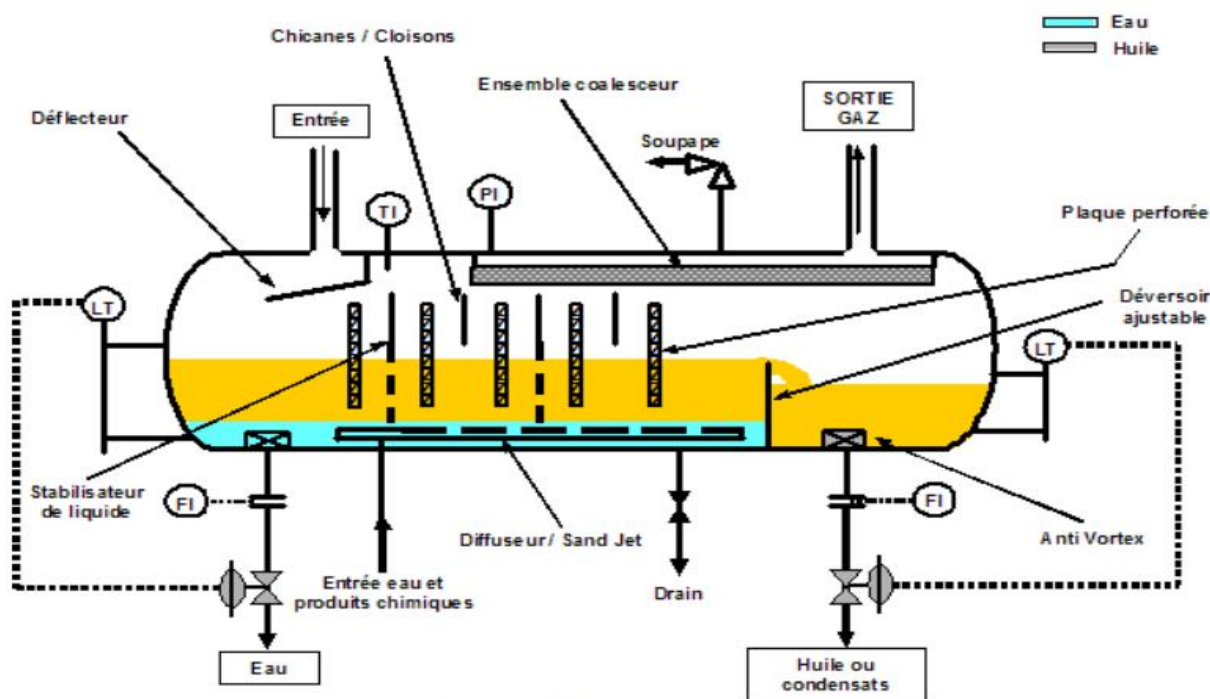


Figure II.1 : séparateur horizontal à trois phases.

a)Description du séparateur horizontal :

✓ **Chicanes** : Sont des plaques métalliques placées à la base du séparateur, leurs rôles sont de réduire l'écoulement interne du brut pour permettre une stabilisation du brut.

✓ **Déflecteur ou brise charge** : Il se trouve à l'entrée de l'alimentation, son rôle est de réduire la vitesse interne de l'écoulement du brut.

✓ **Sorties et évacuation.**

✓ **Niveaux Visuelles :**

Deux (02) niveaux visuels :

Niveau 02 : gaz – huile

Niveau 01 : huile– eau.

Pour permettre de visualiser le niveau réel de chaque couche.

✓ **Vannes Automatiques** : Il y a trois vannes automatiques, leur rôle est de contrôler automatiquement l'évacuation de chaque phase.

✓ **Boîte de Régulateur** : Contient un gaz pilote qui assure le fonctionnement des vannes automatiques.

✓ **Vannes Manuelles** : Elles sont fixées avec chaque vanne automatique pour éviter la panne et l'arrêt de fonctionnement du séparateur en cas où la vanne automatique ne fonctionne pas.

✓ **Soupape de Sécurité** : Elle est utilisée en cas d'une augmentation de pression (sous pression recommandée).

✓ **Plaque d'éclatement** : C'est une deuxième sécurité, elle est utilisée en cas où la soupape ne fonctionne pas.

b) Séparateur horizontal haute et basse pression :

L'effluent heurte le déflecteur à l'entrée, qui projette le liquide contre les parois. Le liquide se rassemble dans la zone d'accumulation de liquide. Le gaz séparé passe par la section tranquillisation dans la section de séparation secondaire ; puis à travers un extracteur de brouillard avant de quitter le séparateur par la sortie gaz.

Les mêmes plaques horizontales, que précédemment séparent les sections d'accumulation de liquide par une conduite horizontale s'étendant sur toute la longueur du séparateur et perforée de trous sur la génératrice inférieure. Le réglage du niveau liquide est effectué à l'aide d'un contrôleur de niveau à barre de torsion et d'une vanne à diaphragme.

Le gaz séparé passe alors dans la section de séparation secondaire à travers une section de tranquillisation ; destinée à supprimer la turbulence dans le gaz. Retombent dans la section d'accumulation de liquide ; le gaz prend alors la direction inverse avant de quitter le séparateur par la sortie gaz.

Des plaques de division sont disposées horizontalement et séparent la section de séparation de la section d'accumulation de liquide ; elles empêchent le gaz de perturber la surface du liquide et de provoquer des réentraînements de liquide dans le gaz. Le rapport élevé de la surface liquide au volume liquide assure un temps de rétention convenable et permet au gaz de se dégazer facilement.

L'huile est évacuée du séparateur par l'action d'un flotteur agissant sur une vanne par l'intermédiaire d'une liaison mécanique à levier. Une plaque de protection spéciale disposée au-dessous de la sortie d'huile empêche le gaz d'être entraîné avec l'huile, quand le niveau monte ; le flotteur dont le poids est fonction de la densité de l'huile ; provoque l'ouverture de la vanne et l'évacuation de l'huile du séparateur.

Une inspection et un nettoyage périodiques doivent être effectués en enlevant le flotteur. Le séparateur est pourvu d'un drain pour l'évacuation périodique du sable et autres sédiments.

c) Les Avantages :

- Solution économique (il est moins chère par rapport aux d'autres type de séparateurs).
- Transport facile.
- Séparation tri phasique aisée.
- Rempli à moitié, il offre un passage suffisant au gaz.
- Si le puits débite par bouchons de gaz, les différents volumes gazeux s'écoulent sans inconvénient.

d) Les Inconvénients :

- Limité aux moyennes et basses pressions.
- Nettoyage difficile en cas de présence de sédiments.

II.3.2.Séparateurs verticaux :

Ces séparateurs sont constitués par un cylindre vertical terminé par des fonds bombés.

L'arrivée de l'effluent s'effectue en général, tangentiellement à une circonférence et à peu près à mi-hauteur du séparateur. L'effluent se sépare par gravité.

L'huile descendant en hélice le long de la paroi et le gaz montant à la partie supérieure. Le gaz traverse un tamis extracteur de gouttelettes et il est évacué à la partie supérieure en passant à travers une vanne automatique de contrôle de pression.

L'huile est évacuée à la partie inférieure à travers une vanne automatique d'huile commandée par un flotteur. La capacité des séparateurs verticaux va jusqu'à 3000 m³/jour, avec des pressions pouvant aller jusqu'à 6000 Psi (420 Kg/cm²).

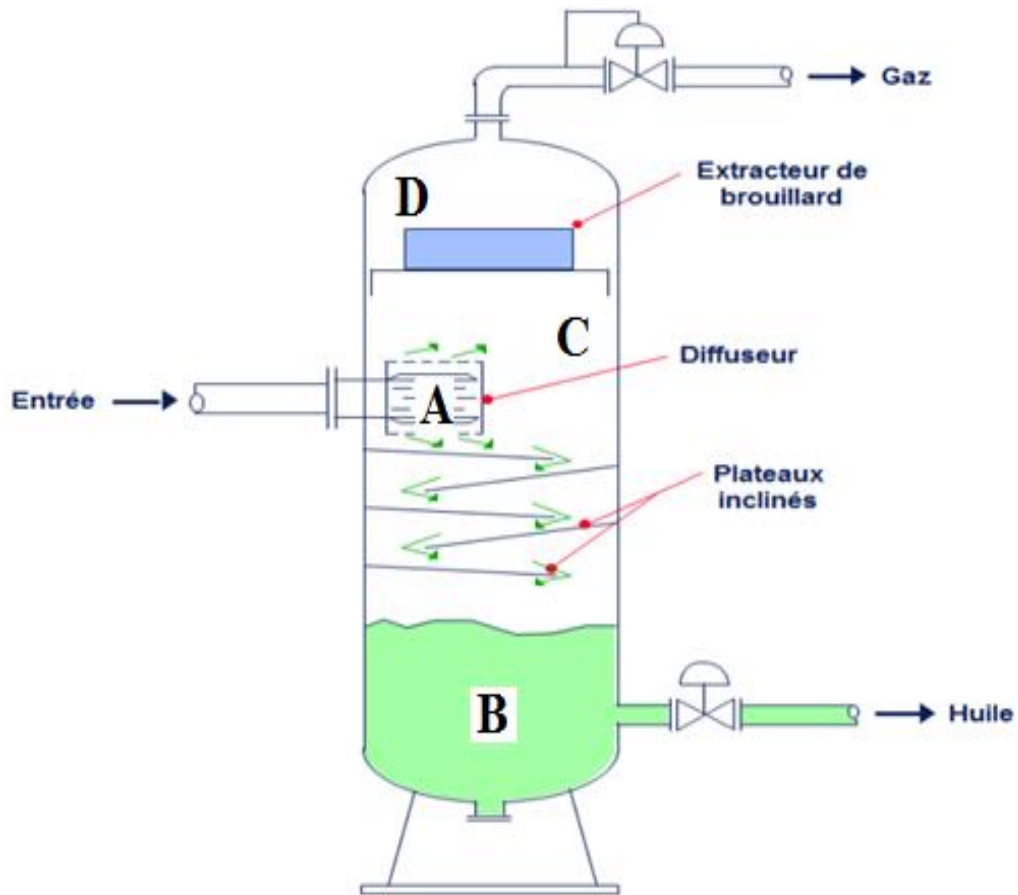


Figure II.2 : Séparateur vertical à trois phases.

a) Les Avantages :

- Traitement possible des hydrocarbures salés.
- Nettoyage aisé.
- Faible encombrement.
- Hydrocarbures pauvres en liquides.
- Utilisé en moyenne et haute pression.

b) Les inconvénients :

- Coût assez élevé.
- Transport difficile.
- Séparation tri-phasique difficile.
- Mauvaise séparation en cas d'hydrocarbures moussants.

II.3.3.Séparateur sphérique :

Certains fournisseurs ont mis depuis peu, sur le marché ; des séparateurs sphériques qui bien entendu, résistent beaucoup mieux aux fortes pressions, l'huile gazée pénètre à la partie supérieure et ruisselle sur une demi- sphère interne. L'huile est évacuée par un flotteur et le gaz par un trop plein interne muni d'une vanne de compression.

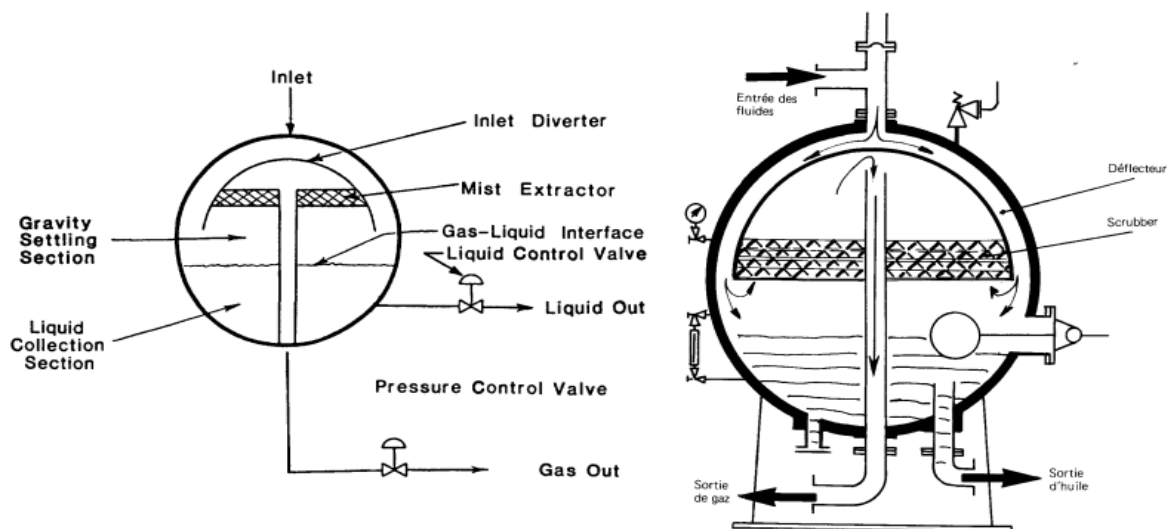


Figure II.3 : séparateur sphérique.

II.4.Le Stockage :

II.4.1.Généralités :

✓ Le stockage massif des liquides, pour les différents produits rencontrés dans l'industrie du pétrole, de la pétrochimie et de la chimie, s'effectue principalement dans des réservoirs métalliques, de construction soudée, installés à l'air libre et reposant sur le sol (réservoirs aériens).

✓ Ces réservoirs ont des capacités très variables. Elles n'excèdent pas quelques centaines de mètres cube pour les nombreux produits chimiques, tandis que, le domaine pétrolier, les réservoirs de pétrole brut par exemple dépassent de beaucoup ces limites.

✓ C'est ainsi, que sur le parc de certains terminaux de chargement du moyen – orient, il existe des réservoirs de 200.000 m³ et qu'il n'est pas rare, sur les terminaux de réception Algérien, de compter des réservoirs de 50.000 à 100.000 m³.

✓ Les produits stockés sont nombreux et différents. Pour chacun d'eux il existe une capacité de stockage fonctionnellement et économiquement adaptée aux caractéristiques du stockage.

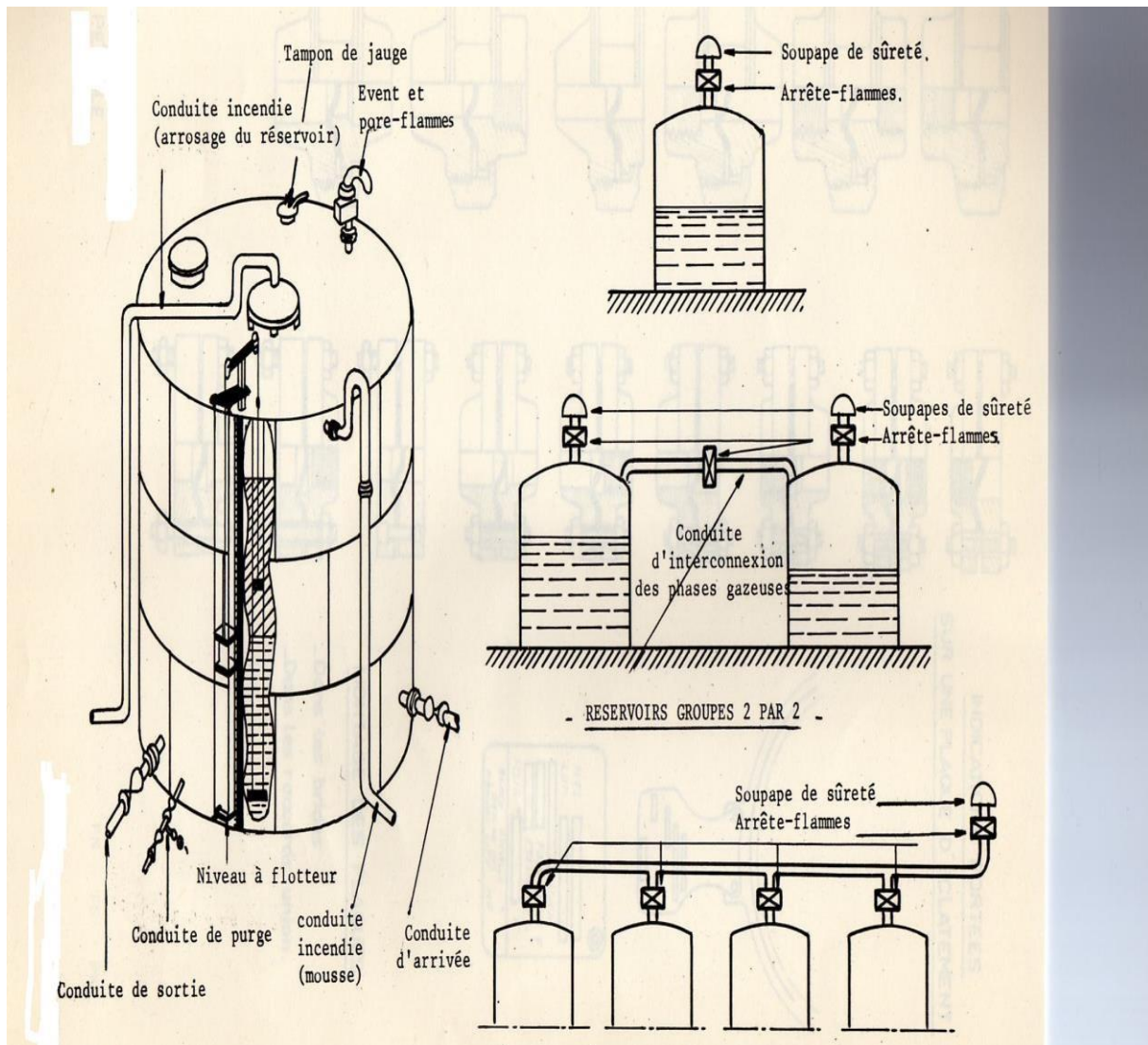


Figure II.4 : Bac de Stockage.

II.4.2. Station de pompage :

Généralement la station de pompage est composée de : les pipe d'évacuation, les vanne, les clapets anti-retour, les pompe d'expédition.

a) Les pipes d'évacuation :

La station de pompage d'huile est étudiée pour traiter l'alimentation spéciale au débit étudié.

On utilise des pipes pour des diamètres (30'', 20'', 12'', 10'') selon le débit de la pompe et la pression recommandée pour les deux parties (aspiration et refoulement).

b) Les vannes :

On utilise des vannes automatiques ou bien des vannes manuelles mais dans tous les cas on utilise des vannes automatiques pour assurer un bon fonctionnement de la pompière.

c) Les clapets anti-retour :

Des instruments de mesure (la pression, la température, le débit).

d) Les pompes d'expédition :

Des pompes électriques centrifuges verticales ou bien horizontales, à des puissances différentes, selon le besoin en pression, débit, et la hauteur manométrique totale.

Les pompes d'expédition, peuvent être disposées, soit en série, soit en parallèle, selon les besoins en pression ou en débit.

En effet, généralement les pompes qui sont utilisées dans les stations de pompage d'huile sont toujours disposées en série pour pouvoir augmenter la pression et vaincre la pression qui règne dans l'oléoduc.

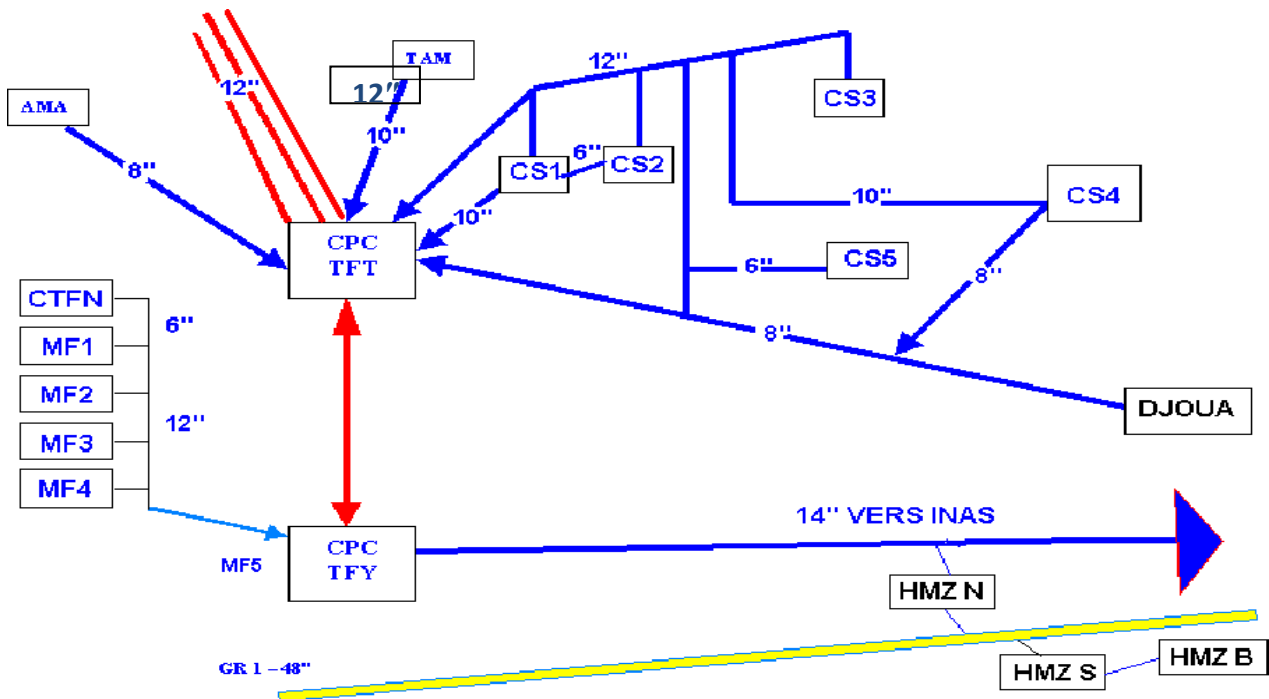


Figure II.5 : Réseau de collecte et d'expédition de l'huile TFT.

II.5. Procédé de séparation d'un mélange (gaz – huile – eau) :

Le traitement du pétrole brut par séparation consiste à éliminer les impuretés telles que l'eau et les sédiments, et surtout à procéder à la séparation du gaz associé. Ce traitement permet de répondre aux spécifications de vente spécifiques, qui peuvent être très complexes.

L'élimination de l'eau et des sédiments est obtenue soit par séparation, soit par dessaleurs électriques. La séparation du gaz peut être essentiellement par détente ou bien par chute de pression progressive à travers une batterie de séparation organisée en étages successifs de pression.

II.5.1. Procédé par séparation cas de TFT :

Le procédé utilisé est le flash par étages successifs. Dans le cas de TFT. Cette opération est effectuée dans deux séparateurs en série représentant deux étages de séparation et formant une batterie.

Il y a trois batteries principales, qui sont placées en parallèle, et qui traitent les effluents préalablement homogènes.[1]

Le pétrole brut produit par les puits est collecté dans les manifolds, ensuite acheminé vers les centre de séparation, à travers des collecteurs de diamètres 6" ,8" ,10" ,12".

L'opération consiste à détendre de façon adiabatique l'huile brut à deux niveaux de pression et de séparer l'huile, le gaz, l'eau à chaque pression. Haute pression (HP) vers basse pression (BP).

Pour la séparation de l'huile, gaz, l'eau on utilise des séparateurs horizontaux à trois phases.

II.5.2. Techniques de séparation :

A l'entrée du centre de séparation les effluents provenant des manifolds, sont homogènes puis acheminés vers les deux batteries principales.

a) Batterie sélective :

Utilisée pour séparer des effluents sulfatés

b) Batterie productive :

Utilisée pour séparer des effluents barytés

Les deux batteries sont installées dans le but d'éviter la précipitation du sulfate de baryum ($BaSO_4$), qui provoque un bouchage du circuit dans la capacité du séparateur. Donc il faut séparer les deux effluents, chacun vers un séparateur destiné pour cet effet.

Le brut est alors introduit dans le premier étage du séparateur (étage HP) où il subit une première détente de pression de 12.5 bars à 4.5 bars en libérant une grande quantité du gaz dissout ; dit gaz HP.

Par différence de densité, l'eau, le brut et le gaz sont alors séparés à l'intérieur de la capacité du séparateur. L'eau est purgée par le bas du séparateur, alors que le gaz est évacué par le haut vers l'unité de traitement et compression de gaz (U.T.G.A) pour être expédié vers le centre de production de l'énergie électrique ou bien réinjecté comme gaz lift, d'autre part le gaz peut être envoyé vers torche dite torche haute pression.

L'huile est finalement envoyée vers la pompe pour être expédié vers le centre principal de stockage et l'expédition (C.P.C), puis vers la station de pompage MEDARBA.

c) Batterie test :

Le suivi de l'évolution de la production par puits depuis l'origine est une tâche quotidiennement, périodiquement. La production individuelle des puits est contrôlée dans une batterie d'essai ou batterie de test puits.

Le puits à jauger est sélectionné au niveau du manifold et sa production est cheminée dans un collecteur réservé à cet effet.

A l'entrée du centre l'effluent du puits à tester est dirigé vers la batterie test puits. Dans ce cas, le principe de séparation reste le même, mais le stockage s'effectue dans un ballon test pour mesurer les volumes produits et déterminer la productivité du puits.

d) Procédure de test des puits :

Pour tester un puits, on le fait passer individuellement en direct dans la batterie test. Le fonctionnement de la batterie test est de permettre d'analyser des caractéristiques du pétrole brut.

Le séparateur de la batterie test s'appelle séparateur compteur qui assure la séparation tri- phase qu'il mesure et enregistre les débits des fluides composant les trois phases (gaz, l'huile et l'eau).

La phase gazeuse est enregistrée dans un diagramme Barton (on utilise un orifice pour mesurer la différence de pression sur le diagramme pour calculer le débit du gaz produit).

Le pourcentage d'eau dans l'huile est déterminé au niveau du laboratoire par procédé de décantation (dans ce cas on utilise un produit chimique appelé dés émulsifiant).

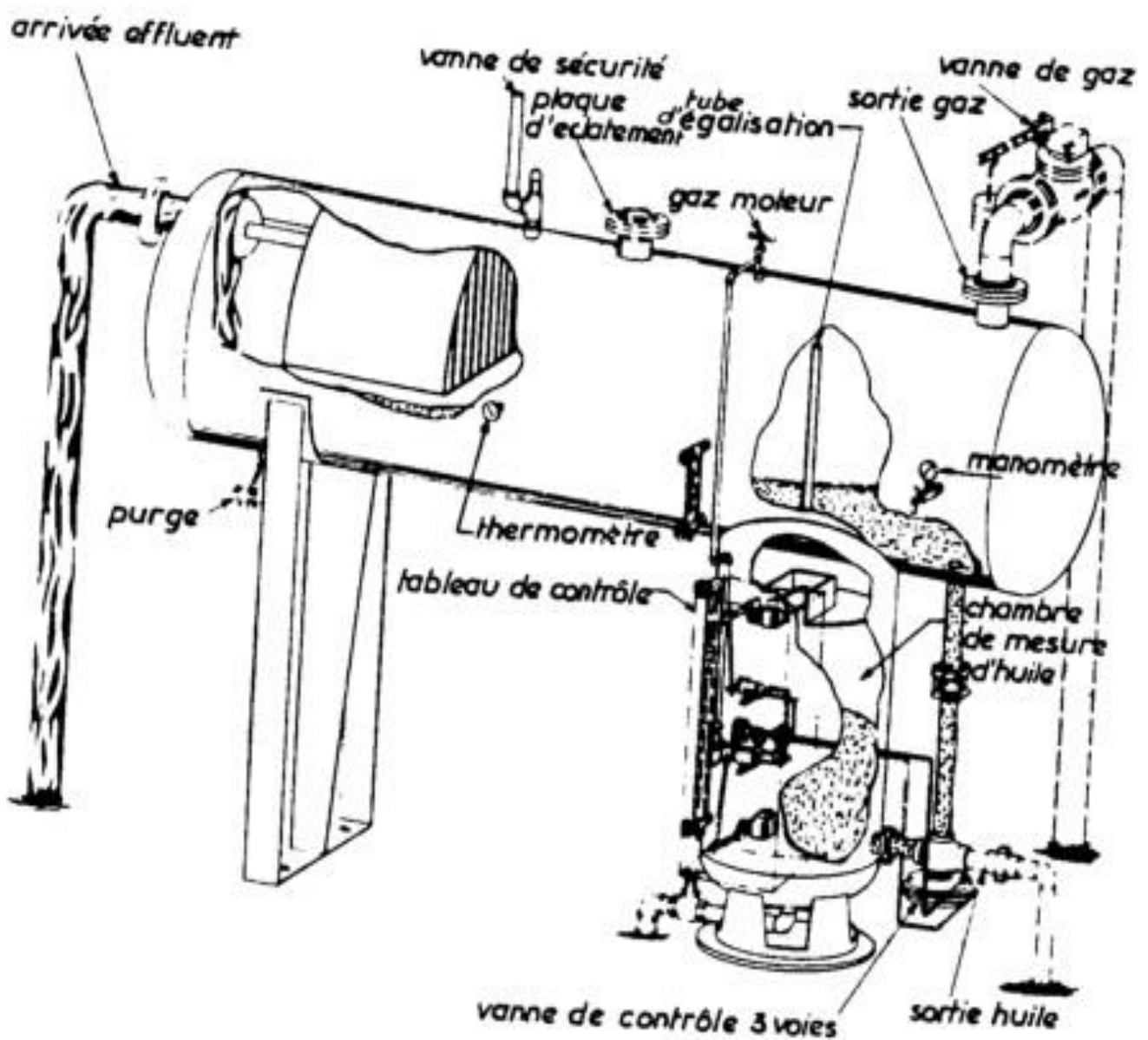


Figure II.6 : séparateur test à trois phases.

Chapitre III

Écoulement des Fluides

III.1. Pertes de charge :

Lors de l'écoulement des fluides réels, il apparaît des frottements entre les particules de fluide et entre fluide et paroi. Ces frottements ont pour origine la vitesse et la viscosité du fluide. Partant de la paroi d'une conduite par exemple, le frottement entre les particules en mouvement et les aspérités de la surface interne du tube génère des forces de frottement retardatrices qui s'opposent à l'avancement du fluide.

Ces forces se propagent ensuite au sein du fluide en prenant d'autant plus d'importance que la turbulence de l'écoulement est grande et conduisent à une dégradation de l'énergie ou charge totale possédée par le fluide.

Cette perte d'énergie doit être compensée par l'apport d'une quantité équivalente d'énergie par les machines tournantes.

La perte d'énergie correspondante est dissipée sous forme de chaleur et est appelée perte de charge. Les pertes de charge dépendent essentiellement :

- De la nature du fluide véhiculé et plus spécialement de sa viscosité
- Des caractéristiques des appareillages dans lesquels s'effectuent l'écoulement : section de passage, état de surface, encrassement, "accidents" de tuyauterie (vanne, robinet, filtre, clapet, orifice, etc.), longueur d'écoulement[]
- Des conditions de l'écoulement et notamment de la vitesse moyenne de circulation du fluide.

En pratique, et en première approximation, les pertes de charge se manifestent le plus souvent par une chute de pression le long de l'écoulement mais il faut prendre garde au fait qu'une baisse de pression n'est pas toujours une perte de charge.

Sur le plan de la conservation de l'énergie, l'existence des pertes de charge se manifeste de la façon suivante :

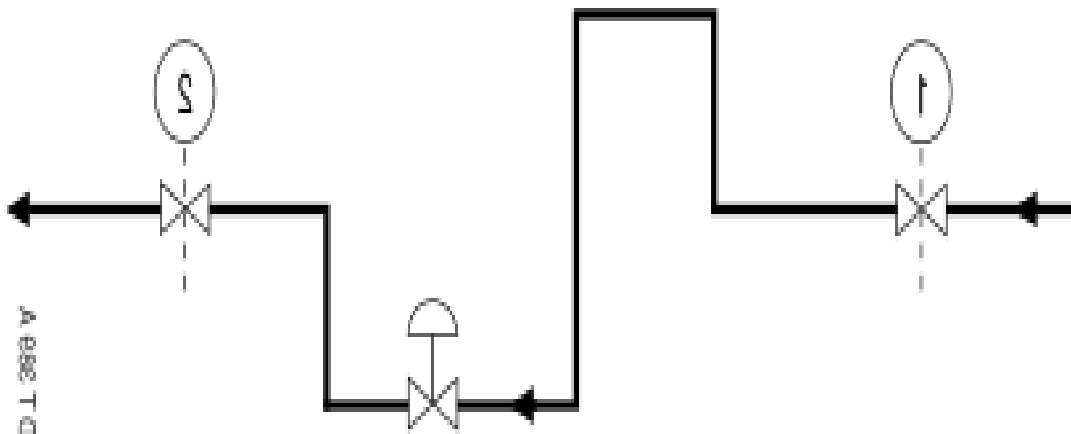


Figure III.1 les pertes de charge dans le manifold.

- Fluide non visqueux

$$\text{Charge totale en } \textcircled{1} = \text{charge totale en } \textcircled{2}$$

- Fluide visqueux

En appelant ΔP_f ($f = \text{frottement}$) la perte de charge $\textcircled{1}$ à $\textcircled{2}$

on a :

$$\text{Charge totale en } \textcircled{1} = \text{charge totale en } \textcircled{2} + \Delta P_f$$

L'estimation ou le calcul des pertes de charge exige de définir préalablement le régime d'écoulement dans lequel on se trouve.

III.2. Différents régimes d'écoulement :

Les écoulements industriels peuvent être rattachés à deux régimes principaux. L'écoulement laminaire caractérisé par :

- ✓ La répartition parabolique des vitesses dans une section de conduite.
- ✓ La perte de charge proportionnelle au débit : si le débit est multiplié par 1,2 la perte de charge est multipliée par la même valeur.

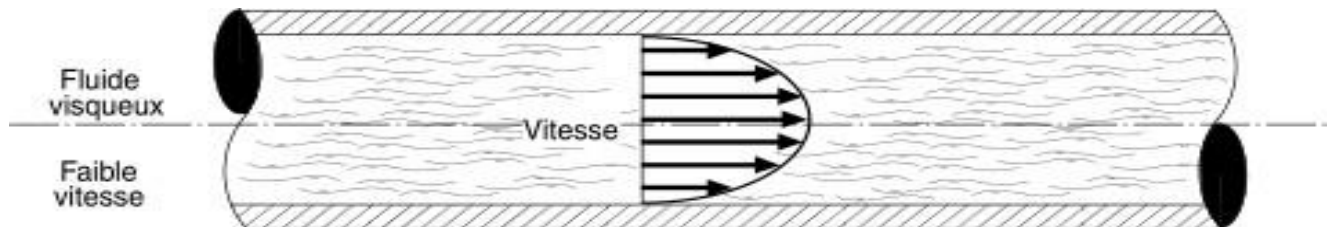


Figure III.1. Écoulement laminaire des fluides visqueux.

Le schéma ci-dessous illustre l'évolution des pertes de charge dans le cas d'un écoulement laminaire. A altitude constante (conduite horizontale) la perte de charge se traduit par une chute de pression statique. Si le débit double ($Q_2 = 2 Q_1$) la perte de charge double ($\Delta P_{f2} = 2 \Delta P_{f1}$).

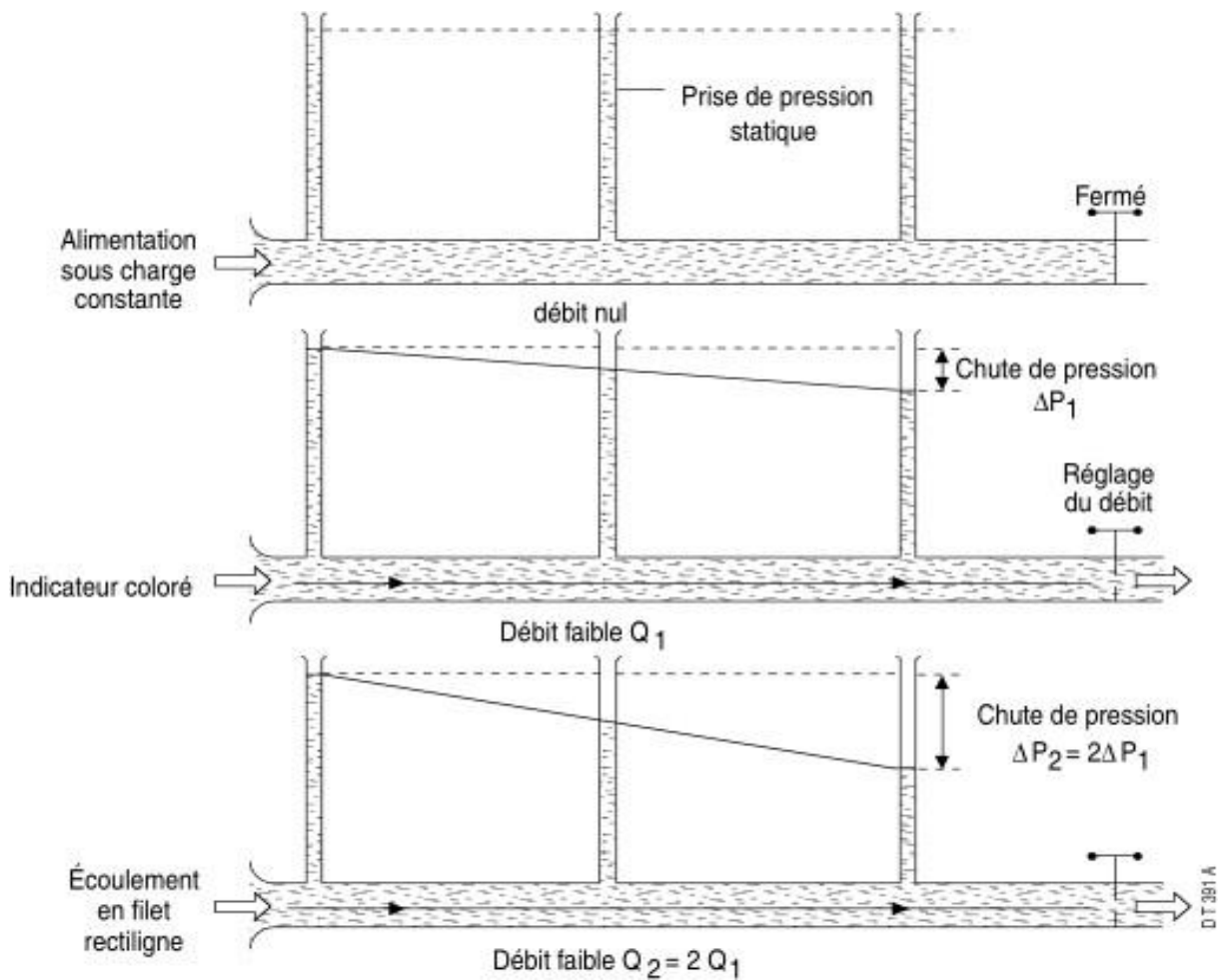


Figure III.2. L'évolution des pertes de charge d'écoulement laminaire.

L'écoulement complètement turbulent caractérisé par :

- ✓ La répartition des vitesses (sauf au voisinage des parois) pratiquement uniforme compte tenu de la turbulence.
- ✓ La perte de charge proportionnelle au carré du débit : si le débit est multiplié par 2, la perte de charge est multipliée par 4.

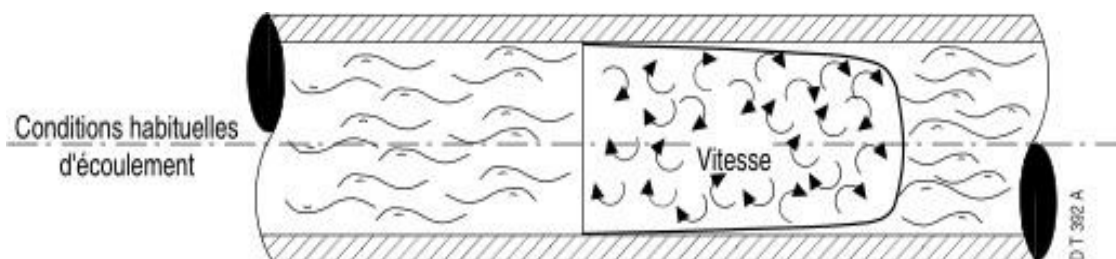


Figure III.3. L'écoulement turbulent des fluides visqueux.

Traduite en chute de pression statique dans une conduite horizontale, la perte de charge correspondante apparaît sur le schéma ci-dessous. Elle est multipliée par 4 si le débit est multiplié par 2.

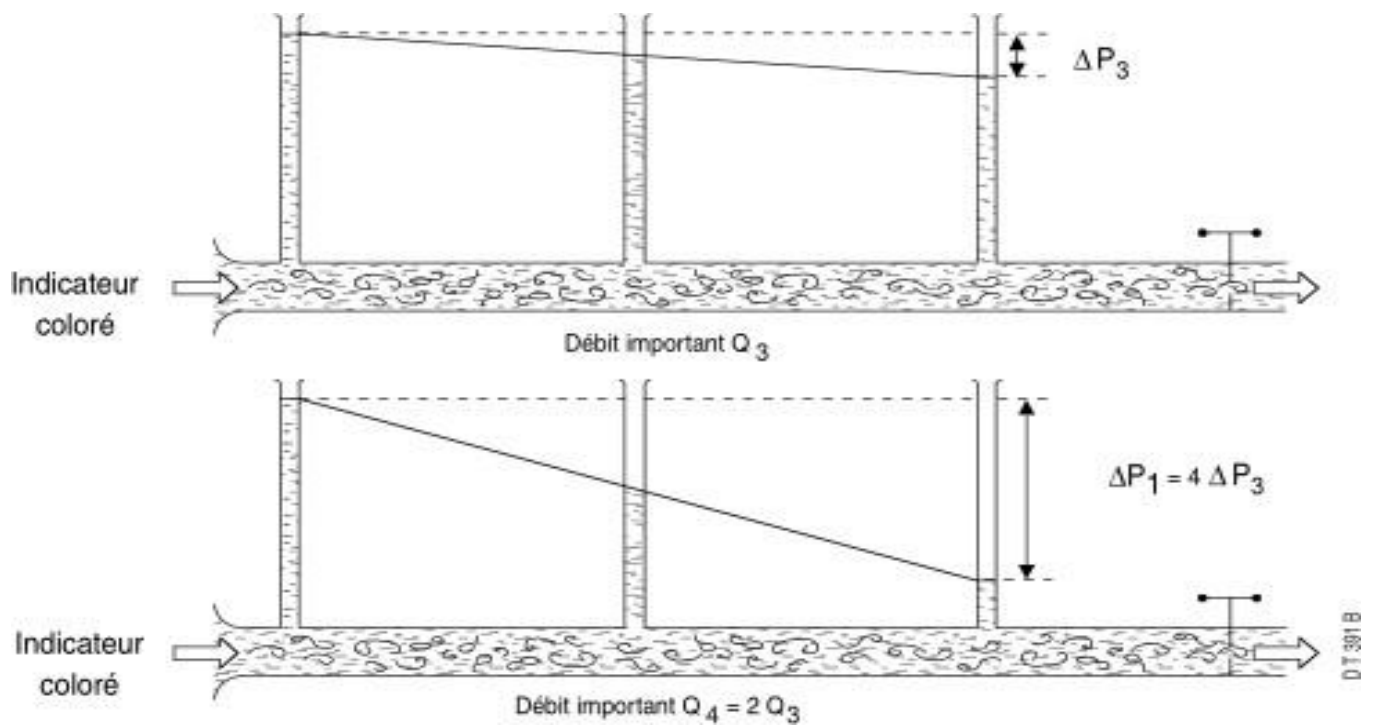


Figure III.4. L'évolution des pertes de charge d'écoulement laminaire.

Le régime d'écoulement dépend des caractéristiques de l'écoulement et des propriétés du fluide. Il peut être caractérisé par le calcul d'un nombre sans dimension appelé nombre de Reynolds.

$$Re = \frac{\rho U D}{\mu}$$

Tel que :

ρ : la masse volumique en kg/m³.

μ : la viscosité dynamique en cp.

D : le diamètre intérieur de la conduite en m

.U : la vitesse de fluide m/s.

On considère que pour $Re < 2100$, le régime est laminaire et que pour $Re > 40\,000$, le régime est complètement turbulent. Entre ces 2 valeurs on trouve un régime dit trouble, souvent instable et pour lequel la valeur des pertes de charge est difficile à calculer. En général, on admet de considérer l'écoulement comme turbulent à partir de la valeur 2100 du nombre de Reynolds.

Donc : Régime laminaire : $Re < 2100$ et Régime turbulent : $Re > 2100$

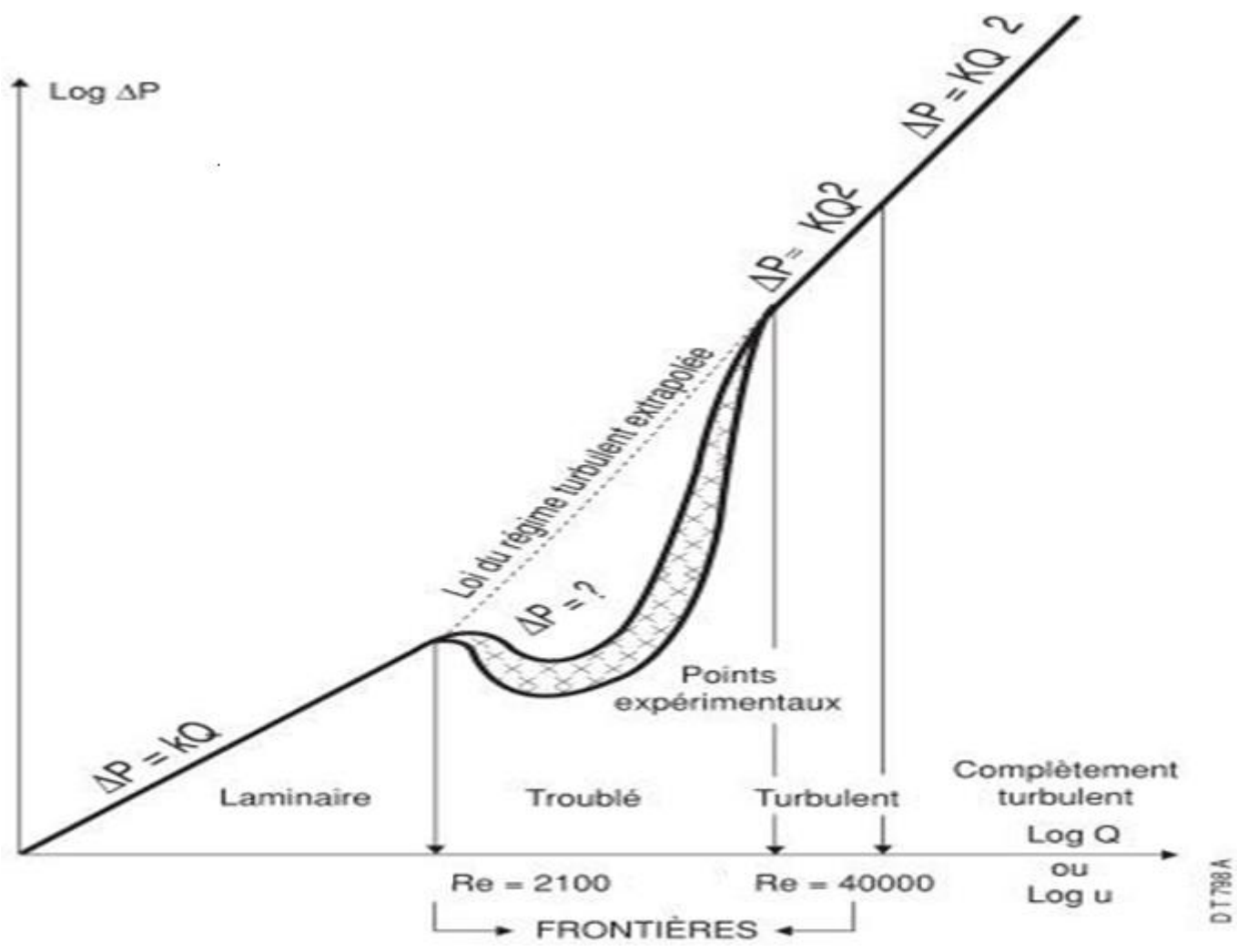


Figure III.5. Loi des pertes de charge selon les régimes d'écoulement.

III.3.Paramètres intervenant dans les pertes de charge :

Les pertes de charge ou perte d'énergie dans les écoulements, représentent sensiblement au niveau d'une usine, les dépenses engagées par le pompage des liquides ou la compression des gaz. Par exemple, cela correspond approximativement à 7 % de la consommation d'énergie d'une raffinerie classique.

Les pertes de charge constituent un facteur essentiel de résistance à l'écoulement qui dépend du fluide, des caractéristiques des appareillages rencontrés et des conditions de l'écoulement.

III.3.1.Nature du fluide :

Celle-ci est caractérisé essentiellement par :

- La viscosité (v) qui détermine prioritairement l'aptitude d'un liquide à l'écoulement. Il est clair que les frottements internes au fluide augmentent avec la viscosité et qu'il en est de même en conséquence pour les pertes de charge.
- La densité (d) ou masse volumique (ρ) du liquide

III.3.2. Caractéristiques des appareillages :

Celles-ci concernent d'abord la conduite pour laquelle interviennent :

- ✓ La longueur L d'écoulement
- ✓ Le diamètre intérieur D
- ✓ L'état de surface de la conduite qui influe sur les frottements entre fluide et paroi. Cet état de surface est caractérisé par la rugosité absolue ε du tube qui correspond à la hauteur moyenne des aspérités mesurée au palpeur. On donne ci-dessous quelques valeurs de rugosité absolue :

Fonte : 0,26mm

Acier : 0,046 mm

Tubes réalisés par étirage dans une filière (verre, PVC, cuivre, aluminium) : 0,0015 mm
Béton centrifugé : 0,3 à 3 mm

On définit également la rugosité relative ε/D rapport de la rugosité absolue au diamètre intérieur du tube.

Les pertes de charge sont évidemment conditionnées par la présence d'accessoires de tuyauterie tels que : vanne, robinet, filtre, clapet, orifice, ... qui constituent des obstacles au bon écoulement du liquide et génèrent des turbulences et des frottements importants.

Les pertes de charge introduites par les accessoires de tuyauterie sont appelées pertes de charge singulières.

III.3.3. Conditions de l'écoulement :

Celles-ci concernent essentiellement le débit volumique de fluide et donc la vitesse moyenne d'écoulement qui détermine, pour une grande part, le régime d'écoulement.

Dans la grande majorité des cas industriels, l'écoulement est turbulent et les pertes de charge varient comme le carré du débit.

Cela signifie que lorsqu'on double la vitesse, les pertes de charge sont multipliées par 4, lorsqu'on la triple, elles sont multipliées par 9. Le choix de la vitesse d'écoulement est donc important et résulte du meilleur compromis économique entre :

- Une faible vitesse conduisant à des pertes de charge modérées mais à des tuyauteries onéreuses, de grand diamètre.
- Une vitesse forte permettant des diamètres plus faibles mais conduisant à de plus grandes pertes de charge, coûteuses en énergie.

Ceci conduit pour les liquides à des vitesses économiques dans les installations industrielles de l'ordre de 1 à 6 m/s (soit 3,5 à 20 km/h).

Dans le cas de distances importantes comme pour les pipelines, le choix de la vitesse est fait par les opérateurs en fonction, par exemple, du coût énergétique et de l'urgence de la demande. Les vitesses pratiquées actuellement vont de 0,8 à 2 m/s.

Les écoulements gazeux se font dans une plage de vitesse allant de 10 à 50 m/s.

III.4. Calcul des pertes de charge en ligne :

III.4.1. Loi de pertes de charge :

De nombreuses méthodes permettent d'accéder à la détermination des pertes de charge. A la base celles-ci résultent d'une loi générale qui exprime la perte de charge ΔP_f en unités de pression de la manière suivante :

$$\text{Perte de charge : } \Delta P_f = f \cdot \frac{L}{D} \rho \frac{v^2}{2} \quad \text{III.1}$$

Telle que :

ΔP_f : Perte de charge en Pa.

L : Longueur de conduite en m.

D : Diamètre intérieur en m.

ρ : masse volumique du liquide en Kg/m³.

v : vitesse moyenne du fluide en m/s

f : Nombre sans dimension appelé facteur de frottement ou coefficient de friction dont la valeur dépend notamment du régime d'écoulement

Dans les formules de détermination des pertes de charge qui peuvent être écrites différemment, en faisant apparaître par exemple le débit du fluide tous les paramètres sont facilement accessibles, le seul problème restant étant la détermination de f.

III.4.2. Détermination du facteur de frottement :

En régime laminaire le facteur f est inversement proportionnel au nombre de Reynolds. Il est calculé

par la formule suivante :

$$f = \frac{64}{Re} \quad (Re < 2100) \quad \text{III.2}$$

Il est à signaler que les écoulements qui se déroulent dans ces conditions répondent à la loi de Poiseuille mise en application dans les viscosimètres à capillaire qui permettent de déterminer la viscosité cinématique des liquides.

En régime turbulent le facteur f dépend non seulement du nombre de Reynolds, mais aussi de l'état de surface interne du tube caractérisé par sa rugosité relative ϵ/D . Plusieurs formules permettent de l'estimer, l'ordre de grandeur est de 0,02.

III.5.Pertes de charge singulière :

Deux méthodes principales sont habituellement utilisées pour calculer les pertes de charge singulières introduites par les accessoires et 'accidents' de tuyauterie.

La première méthode consiste à affecter à chaque accessoire un coefficient de résistance K qui, multiplié par l'énergie cinétique du fluide, détermine la perte de charge.

La seconde fait appel à la notion de longueur de conduite droite équivalente qui consiste à traduire la perte de charge induite par l'accessoire en longueur droite provoquant la même perte d'énergie.

III.5.1.Coefficients de résistance :

Les coefficients de résistance K ont été déterminés expérimentalement et la perte de charge est en unité d'énergie définie par :

$$\text{Perte de charge accessoire} = K \cdot \frac{u^2}{2} \quad \text{III.3}$$

K : Coefficient de résistance de l'accessoire.

u : Vitesse en m/s.

Perte de charge en J/Kg.

La perte de charge étant de préférence exprimée en hauteur de liquide, on a :

$$\text{Perte de charge accessoire} = h_f = K \cdot \frac{u^2}{2g}$$

h_f : en m

K : coefficient de résistance de l'accessoire.

U : en m/s

$g = 9,81 \text{ m/s}^2$

La correspondance en bar est obtenue par :

$$\Delta P_f = \frac{h_f d}{10.2} \quad \text{III.4}$$

h_f : en m,

d : densité liquide,

ΔP_f : en bar

Les valeurs de K pour robinet, clapet, raccord, coude, élargissement, contraction, convergent peuvent être obtenues par des tables de données.

III.5.2. Longueurs droites équivalentes :

Chaque accessoire est dans ce cas assimilé à une longueur droite supplémentaire de tuyauterie de même diamètre. On ajoute alors aux longueurs réelles de conduite droite les longueurs équivalentes des accessoires et on applique à la nouvelle longueur totale ainsi obtenue le calcul de perte de charge.

III.6. Pertes de charge dans les écoulements gazeux :

Pour le calcul de la perte de charge de la phase gazeuse dans une conduite horizontale, on peut utiliser l'équation de WEYMOUTH suivante :

$$Q_g = 1.11 * d^{2.67} * \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{LSZT} \right]^{1/2} \quad [5]$$

Tel que :

Q_g : débit de gaz (MMscfd).

d : diamètre intérieur de la conduite (in).

L : longueur de la conduite (ft).

P₁ : Pression amont d'une conduite (psia).

P₂ : Pression aval d'une conduite (psia).

S : spécifique gravité de gaz dans les conditions standard.

T : Température de gaz (°R).

Z : coefficient de compressibilité d'un gaz.

Le calcul des pertes de charge dans les écoulements gazeux est rendu difficile par l'influence de la chute de pression (due aux pertes de charge) sur la masse volumique du gaz.

La baisse de pression conduit aussi à une baisse de température qui en dehors de vitesses élevées est négligeable.

La vitesse dans une conduite de diamètre constant augmente donc avec la chute de pression.

La viscosité elle-même dépend de la pression et de la température mais ne change de façon sensible que pour des variations importantes de ces grandeurs.

Le calcul peut cependant être conduit comme pour les liquides à condition de choisir des tronçons de conduite où :

- ✓ La température ne varie pas (écoulement isotherme).
- ✓ Il n'y a pas d'échange de chaleur avec l'extérieur (écoulement adiabatique)

- ✓ La variation de pression sur le tronçon reste faible ce qui permet de considérer qu'il n'y a pas d'influence notable de la détente sur :
 - La température
 - La masse volumique
 - La viscosité

La chute de pression dans les vannes, bien que se faisant généralement avec une baisse limitée de température, modifie largement la masse volumique. La vitesse du gaz dans la conduite avale et donc la perte de charge dépend de la chute de pression dans la vanne. Ce calcul est alors relativement complexe et nécessite au moins une méthode itérative longue à appliquer.

D'autres méthodes de calcul peuvent être employées.

- ✓ Des méthodes de calcul spécifiques à l'écoulement sont utilisées par exemple pour le calcul de gazoduc de grande longueur.
- ✓ Il existe également des abaques de Paul Lefèvre pour les gaz et vapeurs dont l'utilisation est similaire aux abaques pour les liquides.

Chapitre IV

Dimensionnement d'un séparateur

IV.1.Le Barycentre :

Dans le but de réaliser un nouveau centre de séparation dans la zone TFNW, la méthode du barycentre a été utilisée pour déterminer le milieu des coordonnées des puits.

IV.1.1.Objectif de la méthode de barycentre :

La méthode du barycentre permet de déterminer le milieu d'un réseau de points à desservir dont les coordonnées sont pondérées par un indicateur de trafic pouvant être exprimé en poids, volume, distance, nombre de lignes de commandes, chiffre d'affaires.....

IV.1.2.Coordonnée de barycentre :

Pour Déterminer les coordonnées du barycentre, on applique la formule suivante :
Coordonnées du barycentre = moyenne des coordonnées des différents points pondérés par leur poids respectif, donc :

$$\text{Abscisse de barycentre} = \frac{\sum_i N_i X_i}{\sum_i N_i}$$

$$\text{Ordonnée de barycentre} = \frac{\sum_i N_i Y_i}{\sum_i N_i}$$

Dans ce cas on prend $N_i=1$.

Donc :

$$X \text{ du barycentre} = 348011,4525$$

$$Y \text{ du barycentre} = 3160036,413$$

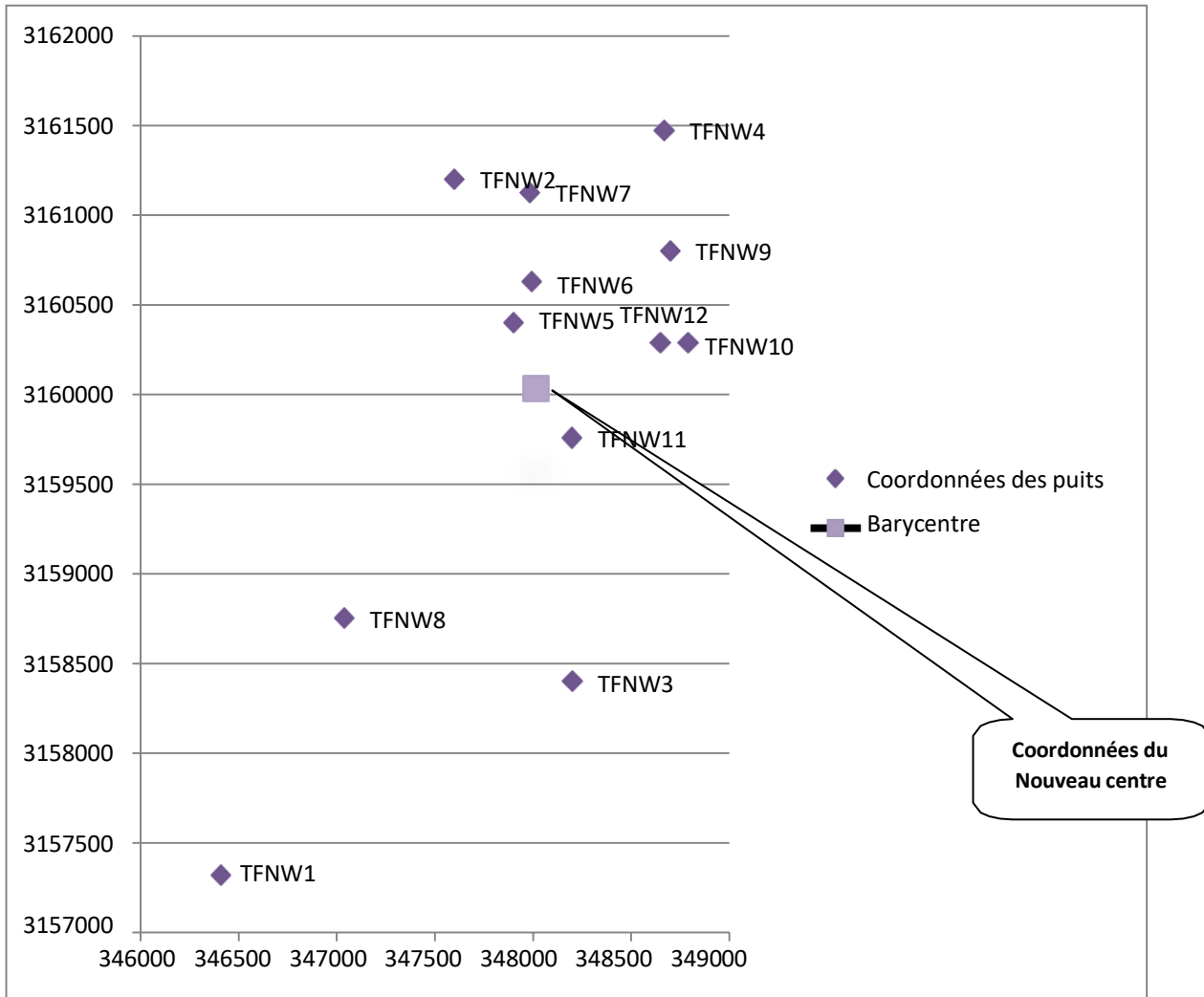


Figure IV.1 : Barycentre des puits de Tin Fouyé Nord-West.

IV.2. Calcul du coefficient de compressibilité Z du gaz :

$$P = 10 \text{ bar}$$

$$T = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$d = 0.74$$

Les constantes pseudo-critiques du gaz sont définies (d'après la figure 1 ANNEXE A). Donc :

$$P_{PC} = 660 \text{ psia (45.5 bar)}.$$

$$T_{PC} = 423 \text{ }^\circ\text{R (235 K)}.$$

On calcul la pression pseudo-réduite et la température pseudo-réduite par les relations suivantes :

$$P_{Pr} = \frac{P}{P_{PC}}$$

$$T_{Pr} = \frac{T}{T_{PC}}$$

Alors :

$$P_{Pr} = \frac{10}{45.5} = 0.22$$

$$T_{Pr} = \frac{32+273}{235} = 1.3$$

(D'après l'ANNEXE A figure 2),

On trouve : $Z = 0.94$

IV.3. Dimensionnement d'un séparateur horizontal trois phases rempli à moitié :

Pour dimensionner un séparateur horizontal trois phases, il est nécessaire de spécifier un diamètre vaisseau et une longueur du vaisseau joint-à-joint.[3]

La capacité du gaz et les considérations du temps de la rétention s'établissent de certaines combinaisons acceptables de diamètre et de longueur du séparateur.

Données :

Tableau IV.1 : Données des puits de Tin Fouyé Nord West

Paramètres	Valeur
Débit de gaz en (m ³ /hr)	25000
Débit d'huile en (m ³ /hr)	75
Débit d'eau en (m ³ /hr)	8.33
Pression (KPa)	690
Température °C	32
Huile en °API	42
Densité d'eau	1,04
Densité de gaz	0,74
Temps de rétention d'eau (tr) _w en min	10
Temps de rétention d'huile (tr) _o en min	10
Viscosité d'eau μ _w en (cp)	1
Viscosité d'huile μ _o en (cp)	6
Masse volumique de gaz ρ _g en (kg/m ³)	56
Masse volumique de liquide ρ _l en (kg/m ³)	888
Diamètre de la gouttelette d'eau (microns)	500
Diamètre de la gouttelette d'huile (microns)	200
Coefficient de compressibilité	0.94

Coefficient de trainée CD	1.246
---------------------------	-------

a) Calcul de Coefficient de trainée C_D

On procède un calcul itératif tel que :

$$\rho_l = 1000 * \frac{141.5}{131.5 + API} = 815.56 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_g = 3492 * \frac{S * P}{T * Z} = 6.22 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_t = 0.0036 * \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} * \frac{d_m}{C_D} \right)^{0.5}$$

Avec :

V_t : Vitesse totale du gouttelette (ft/s).

ρ_o : Masse volumique d'huile (Kg/m^3).

ρ_l : Masse volumique de l'eau (Kg/m^3).

C_D : Coefficient de trainée.

d_m : Diamètre de la gouttelette en (μm).

$$Re = 0.001 * \left(\frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu} \right)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0.34$$

On suppose $C_D = 0,34$

	$C_D = 0,34$	$C_D = 0,899$	$C_D = 1,142$	$C_D = 1,218$	$C_D = 1,240$	$C_D = 1,246$
V_t (m/s)	0,996	0,61	0,54	0,526	0,522	0,520
Re	95,28	58,59	52	50	49,890	49,770
C_D	0,899	1,142	1,218	1,240	1,246	1,247

On s'arrête quand la différence entre C_D supposé et C_D calculé est égale à 0,001, donc

$C_D = 1.246$.

On calcul la différence de la densité :

Densité d'huile :

$$(SG)_o = \frac{141.5}{API + 131.5} = 0.816$$

Donc

$$\Delta SG = (SG)_{\text{eau}} - (SG)_{\text{huile}} = 1.04 - 0.81$$

$$\Delta SG = 0.224$$

b) Calcul de la hauteur maximale d'huile (d=500 microns)

$$(h_o)_{\max} = 0.033 \frac{(t_r)_o (\Delta SG) d_m^2}{\mu} = 0.033 * \frac{10 * 0.23 * 500^2}{6}$$

Tel que :

$(h_o)_{\max}$: Hauteur maximum d'huile en (mm).

$(t_r)_o$: Temps de rétention d'huile en (min).

μ : Viscosité dynamique (cp).

ΔSG : Différence de masse volumique entre l'eau et l'huile

d_m : Diamètre de la gouttelette en (μm).

Alors :

$$(h_o)_{\max} = 3086.02 \text{ mm}$$

c) On calcule le rapport A_w/A :

$$\frac{A_w}{A} = 0.5 \frac{Q_w (t_r)_w}{Q_w (t_r)_w + Q_o (t_r)_o} = 0.5 \frac{8.3310}{8.33 * 10 + 75 * 10} = 0.049$$

Tel que :

A : Surface frontale du vaisseau (m²)

A_w : Surface de l'eau dans le vaisseau (m²).

Q_o : Débit d'huile (m³/h).

Q_w : Débit d'eau (m³/h).

$(t_r)_o$: Temps de rétention de huile en (min).

$(t_r)_w$: Temps de rétention de l'eau en (min).

On détermine le coefficient de remplissage β d'après la figure suivant :

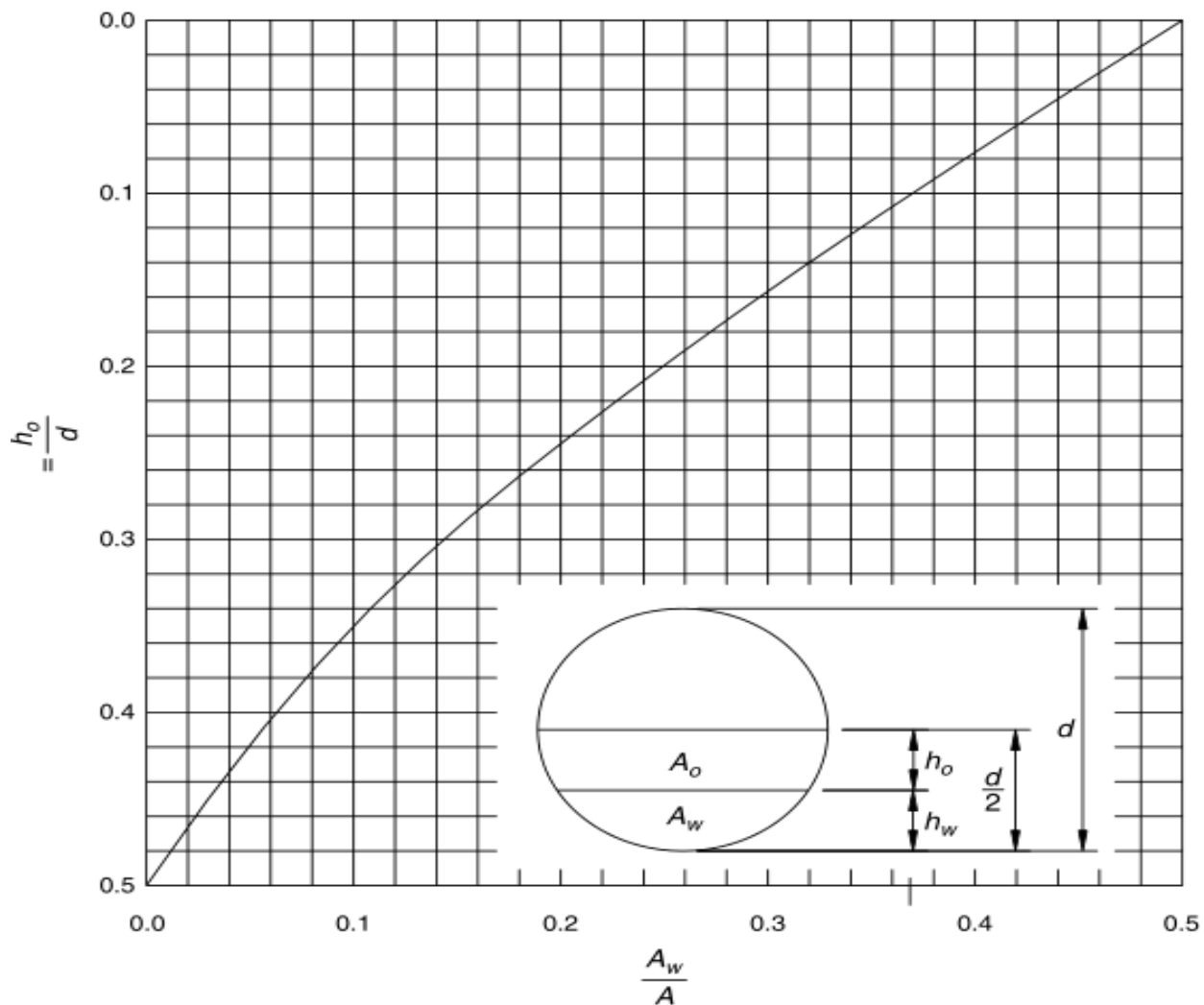


Figure IV.2 : Coefficient β pour un cylindre rempli à moitié

$$\frac{A_w}{A} = 0.049$$

A

Donc :

$$\beta = 0.42$$

d) Calcul de diamètre intérieur maximum du vaisseau d_{\max} :

$$d_{\max} = \frac{(h_0)_{\max}}{\beta} = \frac{4629.03}{0.42} = 7347.67 \text{ mm}$$

Tel que :

d_{\max} : Diamètre intérieur maximum du vaisseau (mm).

$(h_0)_{\max}$: Hauteur maximum d'huile en (mm).

β : Hauteur du liquide par rapport à la hauteur du vaisseau.

e) Calcul des combinaisons de d et L_{eff} pour d moins de d_{max} qui satisfait la contrainte de la capacité gaz, on utilise la dimension de la gouttelette d'huile de 100 microns si aucune autre information n'est disponible. ($d_m=100$)

Contrainte gaz :

$$d * L_{eff} = 34.5 * \left(\frac{T Z Q_g}{P} \right) * \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} * \frac{C_D}{d_m} \right)^{0.5}$$

d: Diamètre intérieur du vaisseau en m.

L_{eff} : Longueur effective du vaisseau (m)

P: Pression opératoire (KPa).

Q_g : Débit de gaz (m³/h).

T: Température opératoire (°C).

Z : Facteur de compressibilité de gaz.

ρ_o : Masse volumique d'huile (Kg/m³)

ρ_l : Masse volumique de l'eau (Kg/m³)

C_D : Coefficient de traînée.

d_m : diamètre de la gouttelette en (μ m).

$$d * L_{eff} = 34.5 * \left(\frac{305 * 0.95 * 5833.33}{621.5} \right) * \left(\frac{56}{888 - 56} * \frac{2.01}{100} \right)^{0.5} = 2652$$

Pour le gaz :

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{1000}$$

Tableau IV.2 : Dimensionnement d'un séparateur horizontal trois phases diamètre et longueur pour capacité gaz.

d (in)	d (mm)	L_{eff} (m)	L_{ss} (m)	SR ($L_{ss}/d * 1000$)
60	1524	2,0	3,3	2,1
72	1829	1,7	3,3	1,8
84	2134	1,5	3,4	1,6
96	2438	1,3	3,5	1,4

On trouve que la contrainte gaz ne domine pas le dimensionnement de notre séparateur du fait que le SR doit varier entre 3 et 5.[3]

f) Calcul des combinaisons de d et L_{eff} pour d moins de d_{max} qui satisfait la contrainte de rétention de l'huile et de l'eau.

Contrainte liquide :

$$d^2 L_{eff} = 42000 (Q_{(trw)} + Q_{(tr)}) = 42000 * (8.33 * 10 + 75 * 10)$$

$$d^2 L_{eff} = 34998600$$

Estimation de la longueur joint à joint :

Pour le liquide :

$$L_{ss} = \frac{4}{3} * L_{eff}$$

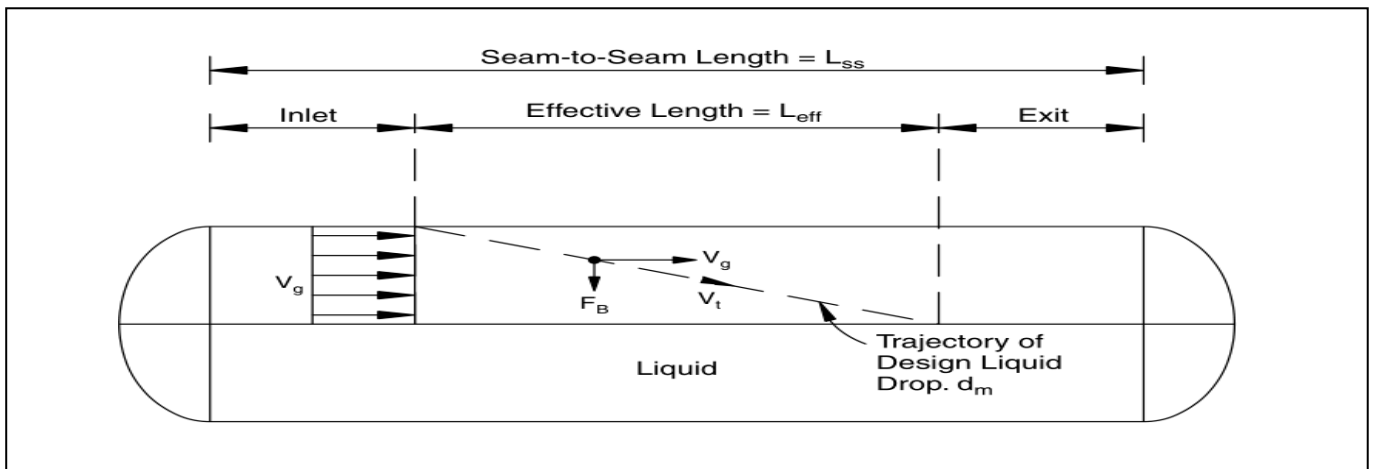


Figure IV.3 : Longueur effective et longueur joint à joint dans un séparateur

Tableau IV.3 : Dimensionnement d'un séparateur horizontal à trois phases diamètre et longueur pour capacité liquide.

d(in)	d(mm)	Leff (m)	Lss(m)	SR(Lss/d*1000)
60	1524	15,1	20,1	13,2
72	1828,8	10,5	14,0	7,6
84	2133,6	7,7	10,3	4,8
96	2438,4	5,9	7,8	3,2
108	2743,2	4,7	6,2	2,3

On peut choisir un **SR** entre 3 et 5, donc notre séparateur est de dimension 10 m de longueur et 2133 mm de diamètre, ou bien 8 m de longueur et 2438 mm de diamètre.

Même procédure appliquée pour le séparateur BP production et les deux séparateurs HP et BPtest, la norme °API SPEC 12J nous impose pour le choix de la longueur et le diamètre, un incrément de 2' ½ pour la longueur, tandis que le diamètre augmente avec des incréments de 6'', ce qui donne les résultats suivants :

Tableau IV.4 : Résultat de calcul de dimensionnement de séparateur production HP et desséparateurs tests HP et PB.

Type	Q _g (m ³ /j)	Q _h (m ³ /j)	Q _e (m ³ /j)	L _{ss} (m)	d(m)
Séparateur HP	600000	1800	200	10.66	2.13
				8.38	2.43
Séparateur HP teste	600000	500	100	6.09	1.52
Séparateur BP teste	100000	500	100	6.09	1.52

IV.4.Dimensionnement d'un scrubber :

Le dimensionnement d'un scrubber se fait comme un séparateur vertical diphasique, il est nécessaire de spécifier un diamètre du vaisseau et une longueur du vaisseau joint-à-joint.

La capacité du gaz et les considérations du temps de rétention établissent certaines combinaisons acceptables de diamètre et longueur.

Données :

Tableau IV.5 : Données utilisées pour le dimensionnement du scrubber

Paramètres	Valeur	
Débit de gaz	1.765 MMscfd	2083.33 m ³ /hr
Densité de gaz	0,74	0.74
Débit de liquide	6.289 BOPD	0.042 m ³ /hr
densité en °API d'huile	40	40
Pression	159 psia	10 bars
Température	60°F	15.55°C
Diamètre de la gouttelette	140 microns	140 microns
Temps de rétention	3 min	3 min
Viscosité	0,013 cp	0.013 cp

Calcul :

1) Coefficient de trainée C_D :

$$\rho_l = 62.4 * \frac{141.5}{131.5 + API} = 51.5 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_g = 2.70 * \frac{S * P}{T * Z} = 3.71 \text{ Kg/m}^3$$

Tel que Z= 0.94.

$$V_t = 0.0119 * \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} * \frac{d_m}{C_D} \right)^{0.5}$$

Tel que :

V_t: Vitesse totale du gouttelette (ft/s).

ρ_o : Masse volumique d'huile (Kg/m³)

ρ_l : Masse volumique de l'eau (Kg/m³).

C_D: Coefficient de traînée.

d_m: Diamètre de la gouttelette en (μm).

$$Re = 0.0049 * \left(\frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu} \right)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0.34$$

On suppose C_D= 0,34

Tableau IV.6 : Calcul du coefficient de traînée.

	C_D= 0,34	C_D= 0,712	C_D= 0,822	C_D= 0,844	C_D= 0,851
V_t	0,867	0,60	0,56	0,55	0,547
Re	169,48	117,43	110	108	107,05
C_D	0,712	0,822	0,844	0,851	0,854

On s'arrête quand la différence entre C_D supposé et C_D calculé est égale à 0,001, donc C_D=0,851.

2) Pour la capacité gaz :

$$d^2 = 5.040 * \left(\frac{T Z Q_g}{P} \right) * \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} * \frac{C_D}{d_m} \right)^{0.5}$$

$$d = 21.9 \text{ in}$$

3) Pour la capacité liquide :

$$d^2 \cdot h = \frac{t_r Q_l}{0.12}$$

Tel que :

d: Diamètre intérieur du vaisseau en m.

Q_l : Débit de liquide (m³/h).

t_r : Temps de rétention d'huile en (min).

h : Hauteur d'huile en (mm).

4) Calculer la combinaison de d et h pour des valeurs de temps de rétention.

5) Calculer la longueur joint à joint :

$$L_{SS} = \frac{h+76}{12}$$

(Pour les diamètres ≤ 36 in).

$$L_{SS} = \frac{h+d+40}{12}$$

Où : d est le diamètre minimal pour capacité gaz.

6) Calcul du SR : [4] $S_R = \frac{12 \cdot L_{SS}}{d}$

Choisir SR entre 3 et 4.

Tableau IV.7 : Dimensionnement d'un scrubber diamètre et hauteur pour capacité liquide.

tr (min)	d(in)	h (in)	Lss(ft)	SR (12*Lss/d)
3	24,0	0,3	6,4	3,2
	30,0	0,2	6,3	2,5
	36,0	0,1	6,3	2,1
	42,0	0,1	6,3	1,8
	48,0	0,1	6,3	1,6
2	24	0,2	6,3	3,2
	30	0,1	6,3	2,5
	36	0,1	6,3	2,1
	42	0,1	6,3	1,8
1	24	0,1	6,3	3,2
	30	0,1	6,3	2,5
	36	0,0	6,3	2,1

Donc pour un temps de rétention est égale à 3 minute, on a un seul choix de séparateur, et ses dimensions sont 24 in (0.6m) de diamètre et de 7.5 ft (2.28m) de hauteur.

IV.5.Calcul des pertes de charge de gaz dans un canal horizontal :

Afin de permettre la récupération du gaz HP du centre TFNW, un calcul des pertes de charge de nouvelles lignes reliant TFNW à MF3 ou CTFN.

Pour la variante d'acheminement du gaz HP vers CTFN, l'idée était d'utiliser l'ancienne ligne 10'' du manifold satellite MF7.

Pour calculer la perte de charge des phases gazeuse dans une conduite horizontale, on peut utiliser l'équation de WEYMOUTH suivante :

$$Q_g = 1.11 * d^{2.67} * \left[\frac{P_1^2 - P_2^2}{L S Z T} \right]^{1/2} \quad [5]$$

Tel que :

Q_g : Débit de gaz (MMscfd).

d : Diamètre intérieur de la conduite (in).

L : Longueur de la conduite (ft).

P_1 : Pression amont d'une conduite (psia).

P_2 : Pression avale d'une conduite (psia).

S : Spécifique gravité de gaz dans les conditions standard.

T : Température de gaz (°R).

Z : Coefficient de compressibilité d'un gaz.

D'après l'équation (1) on trouve :

$$P_1^2 = P_2^2 + L.S.Z.T * \left(\frac{Q_g}{1.11 * d^{2.67}} \right)^2$$

Les résultats obtenus sont présentés sur le tableau suivant pour la perte de charge de TFNW à CTFN :

Tableau IV.8 : Résultat de calcul des pertes de charge du gaz.

Diamètre	10 in	0.254 m
Longueur	21982 ft	6700 m
P2	87.023 psia	6 bars
P1	91.69 psia	6.32 bars
ΔP	4.67 psia	0.32 bars

Diamètre nécessaire pour le transport du gaz de TFNW vers MF3 :

Tableau IV.9 : Résultat de calcul du diamètre de ligne de TFNW à MF3.

Débit de gaz	4,9441 MMscfd	140000 Sm ³ /j
Densité de gaz	0,74	
Longueur de la conduite	275590 ft	14000m
Pression départ P1 à TFNW	159.54 psia	10 Bars
Pression d'arrivé P2 à MF3	87,023 psia	6 Bars
Diamètre de la conduite	16 in	

IV.6.Calcul de perte de charge du liquide dans un canal horizontal :

Pour calculer la perte de charge de la phase liquide dans une conduite horizontale, on peut utiliser la formule suivante : [6]

$$\Delta P = (11.5 * 10^{-6}) \frac{f \cdot L \cdot Q_l^2 (SG)}{d^3}$$

Tel que :

ΔP : Perte de charge psi.

f : Facteur de frottement MOODY.

L : Longueur de la conduite (ft).

Q_l : Débit du liquide (Bpd).

S.G : Densité de liquide.

D : Diamètre de la conduite (in).

L'usage le plus commun d'équation est déterminé un diamètre de la pipe pour un taux du courant donné. En premier, cependant un calcul de nombre Reynolds par l'équation suivant :

$$Re = 92.1 \frac{(SG)Q_l}{d \cdot \mu} = 92.1 \frac{0.82 * 271719.36}{d * 6}$$

(D'après l'ANNEXE A figure 3),

On peut déterminer le facteur de frottement. On calcule le nombre de Reynold en fonction de d donc :

$$Re = \frac{3.420 * 10^6}{d}$$

La rugosité $\varepsilon = 0.004$ (selon la matière de la conduite).

L'idée est d'utiliser la ligne existante de MF8 vers MF1, les résultats obtenus sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau IV.10 : Résultat de calcul de perte de charge et la pression de départ

	Diamètre = 10 in	Diamètre = 6 in
Re	$1.42 \cdot 10^4$	$2.37 \cdot 10^4$
L	12402 ft	18602.18 ft
ε/D	0.0004	0.0007
f (d'après diagramme de Moody)	0.05	0.045
ΔP	7.4 psia	128.53 psia

Donc, la pression de refoulement des pompes qui seront installées au centre TFNW sera de 11.37 Bars.

Conclusion

La zone de TFNW était l'objet de cette étude, ou actuellement 13 puits sont forés sur un programme prévisionnel de 40 puits. La production actuelle du champ est répartie sur CTFN et MF1.

Dans cette étude, nous avons dimensionné les séparateurs horizontaux tri-phasiques HP/BP production et HP/BP test ainsi qu'un scrubber vertical pour le gaz instrument du centre.

En utilisant des méthodes de calcul bien définies, nous avons déterminé les dimensions nécessaires des ballons de séparation :

- Dans le cas de séparateur horizontal remplir à moitié les dimensions nécessaires est de 10 m de longueur et 2133 mm de diamètre, ou bien 8 m de longueur et 2438 mm de diamètre.
- Les résultats d'un scrubber donnent un seul choix de séparateur, et ses dimensions sont 24 in (0.6m) de diamètre et de 7.5 ft (2.28m) de hauteur.

Nous avons aussi calculé les pertes de charge au niveau de la conduite qui chemine le brut à partir du collecteur de manifold satellite 8 vers le centre de séparation MF1 afin de déterminer la pression nécessaire de refoulement des pompes du nouveau centre, qui sera 11.37 Bars

Un autre calcul a été fait pour l'acheminement du gaz HP de centre vers CTFN ou MF3, et l'acheminement du gaz BP vers CTFN.

Le calcul de la perte de charge pour l'évacuation du gaz HP nous a permis de déterminer la pression de séparation HP.

Recommandations

Pour la suite du dimensionnement, il est recommandé de faire un calcul pour :

- Le choix des pompes d'expédition
- Le choix des Bacs Tampon
- Un réchauffeur à bain d'eau pour le gaz instrument et moteur des pompes (cas de pompes volumétriques).
- Les dimensions des vannes de contrôle.
- Les soupapes de sécurité.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] L.Mailhe, Cours de Production Collecte -Traitement – Stockage, Tome 13 –édition Technip.
- [2] J.F.Gravier, Propriétés des fluides de gisements, cours de production collecte-tome 2, édition Technip.
- [3] Ken Arnold et Maurice Stewart, Surface production Operations volume 1, secondédition.
- [4] American Petroleum Institute 1220 L Street, Northwest Washington, DC 20005, Specification for Oil and Gas Separators, API SPECIFICATION 12J (SPEC 12J) SEVENTH EDITION, OCTOBER 1,1989.
- [5] American Petroleum Institute 1220 L Street, Northwest Washington, DC 20005, Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems.
- [6]H. Dale Beggs, “Production Optimization Using NODAL™ Analysis”, OGCI and Petroskills Publications Tulsa, Oklahoma, 2003.
- [7] API recommended practice 14E (RP 14E) FIFTH EDITION, OCTOBER 1, 1991.
- [8] Ken Arnold et Maurice Stewart, Surface Production Operations volume 1, Third- Edition. LLC.IHS, D. (2002). Well performance analysis.
- [9] MPM High Performance Flow Meter Technical Description-Topside
- [10] Documentation de SONATRACH « Data Book des séparateurs Région TFT ».

ANNEXE A

Les Figures

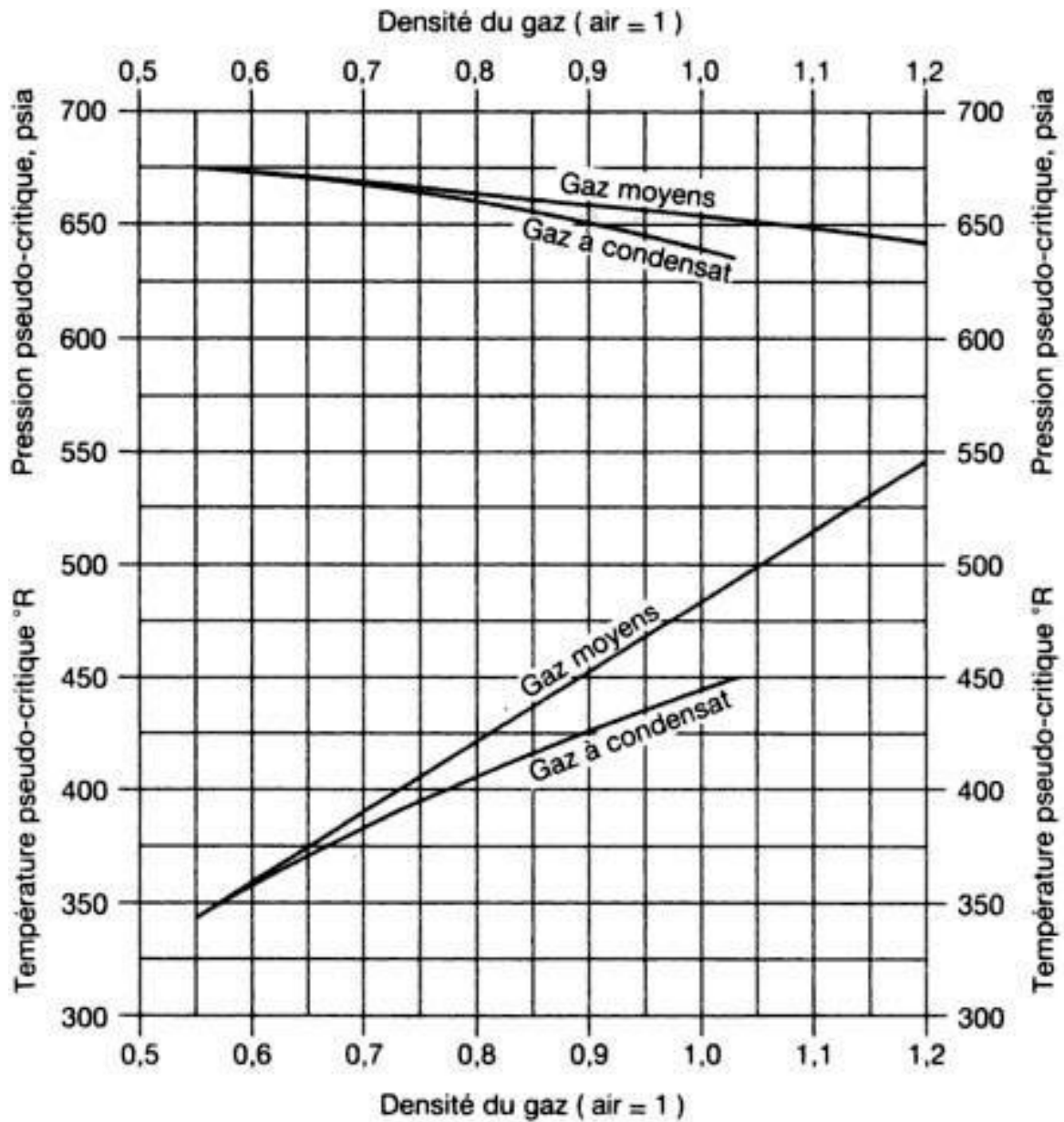


Figure 1 : constantes pseudo-critique des gaz naturels d'après leur densité.

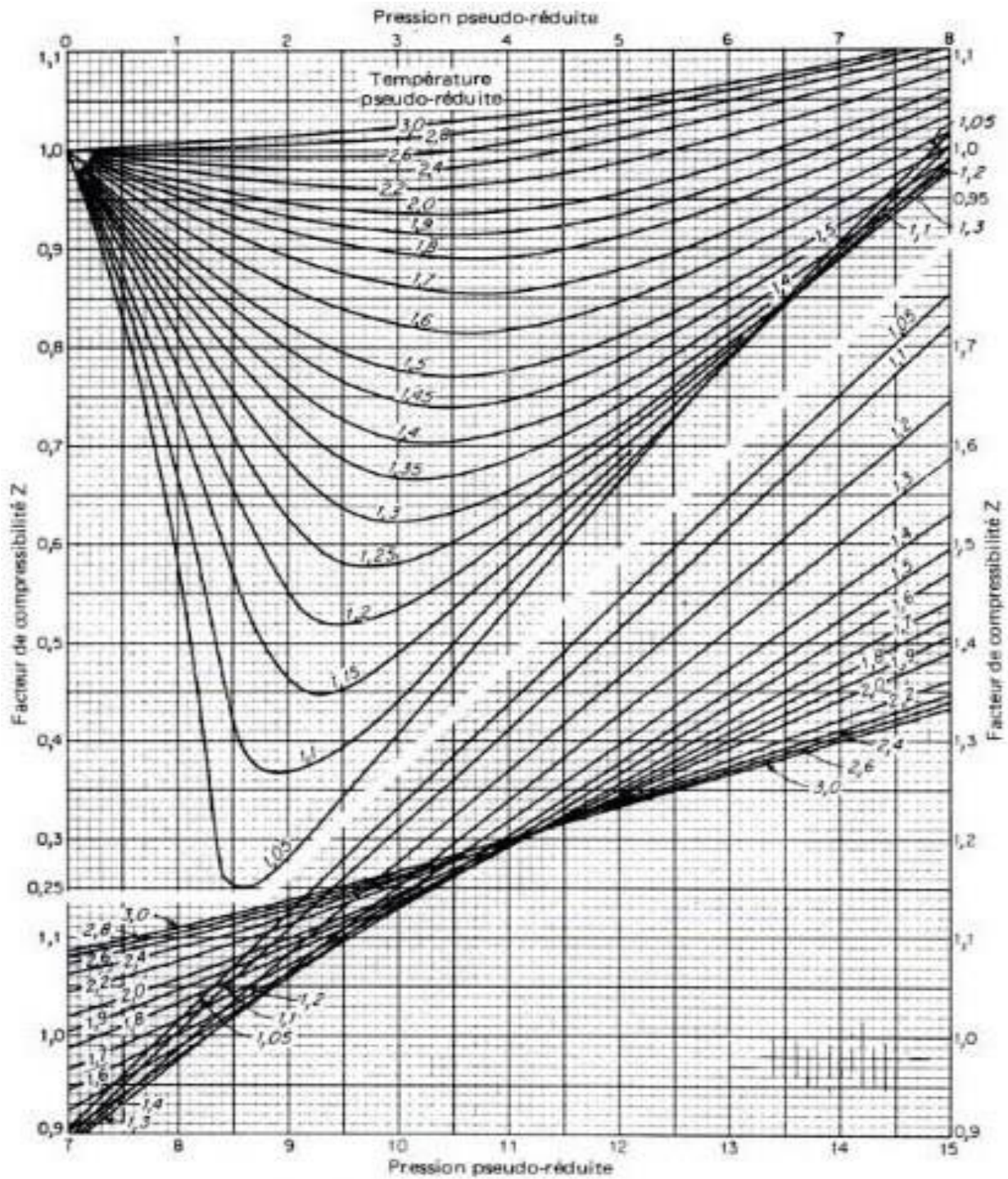


Figure 2 : Coefficient de compressibilité de gaz naturel.

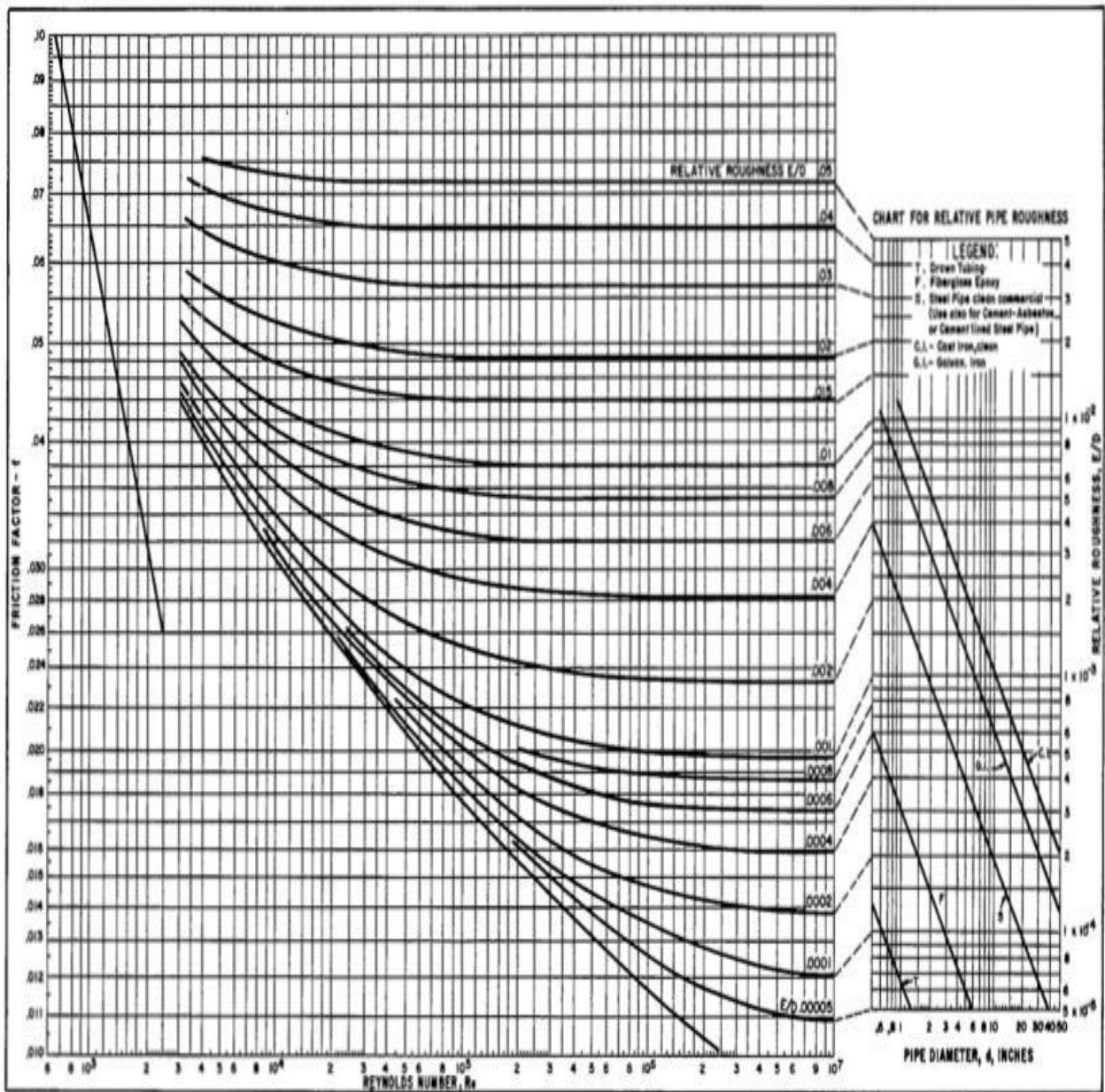


Figure 3 : facteur de frottement en fonction de nombre de Reynolds.

ANNEXE B

Les Tableaux

PUITS	Coordonnée X	Coordonnée Y
TFNW1	346410	3157320
TFNW2	347600	3161200
TFNW3	348200	3158400
TFNW4	348668.34	3161473.66
TFNW5	347900.27	3160399.6
TFNW6	347995.44	3160630.37
TFNW7	347984.94	3161123.91
TFNW8	347040	3158755
TFNW9	348699.78	3160800.14
TFNW10	348790.08	3160288.14
TFNW11	348199	3159758
TFNW12	348649.58	3160288.14

Tableau 1 : Coordonnées des puits de Tin fouyé nord west.

Puits	Mode	Date test	Gaz form Sm3/j	GL Sm3/j	Huile Sm3/j	Eau m3/j	P Tbg bars	Etat	Observation
TFNW01	E	23/10/2018	10875		26,1	00	64.1	Ouvert	MF1
TFNW02	GL	20/10/2018	00		97,6	1.6	8	Ouvert	MFD Sat 7
TFNW03	E	03/05/2018	10410		13,10	00	18	Ouvert	MF1
TFNW04	GL	14/10/2018	00		13.5	00	3.8	Ouvert	MFD Sat 7
TFNW05	E	22/02/2019	1940		6.6	00	5	Ouvert	MFD Sat 8
TFNW06	GL	11/03/2019	00		89,50	0.1	7	Ouvert	MFD Sat 7
TFNW07	E	13/10/2019	00		21.8	00	10	Ouvert	MFD Sat 8
TFNW08	E	26/03/2019	6030		12	2.4	8.7	Ouvert	MFD Sat 8
TFNW09	GL	31/03/2019	829		4.7	00	3	Ouvert	MFD Sat 8
TFNW10	GL	16/12/2018	00		35.8	00	9	Ouvert	MF1
TFNW11	E	30/04/2019	35543		45,20	00	29.1	Ouvert	MFD Sat 8
TFNW12	GL	02/05/2019	00		157.8	00	5.8	Ouvert	MFD Sat 7
Total			65627		523.7		4.1		

Tableau 2 : Etat des puits de Tin Fouyé Nord-West