

REPUBLIC ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
UNIVERSITE DE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



**Mémoire de fin d'études  
En vue de l'obtention du diplôme :**

**MASTER**

Présenté par :

**HAMAMA Abdelmounim**

**BENHASSINE Massinissa**

**Filière :** Hydrocarbures

**Option :** Génie pétrolier : Production des hydrocarbures

**Thème :**

---

**Développement d'un programme pour la conception  
préliminaire d'un EPF**

---

**Devant le jury :**

- BENYOUNES Khaled	Professeur	UMBB	Président
- ZERAIBI Nouredine	Professeur	UMBB	Examineur
- GARECHE Mourad	Professeur	UMBB	Examineur
- SAIFI Redha	MAA	UMBB	Encadrant

**Année universitaire : 2021/2022**

## Dédicace

*C'est avec tous mes sentiments que je dédie ce modeste travail, qui est le fruit de ma profonde reconnaissance à :*

*A l'âme de mon père bien-aimé, le défunt Djamel, qui je l'espère ira bien au paradis, Dieu accorde la paix à son âme.*

*A ma mère bien adorée, Chahrazed, qui est mon support dans la vie, et qui a sacrifié ses efforts et son temps pour me rendre ce que je suis et qui est la raison pour laquelle j'avance dans ma vie, que dieu la garde et protège.*

*A mes frères : Youcef, Moussab et Mohammed.*

*A ma nièce Meriem et mon neveu Djamel.*

*A mes amis : Ayoub, Nassim, Mohamed, Youcef et Rahim.*

*A mon enseignant Saïfi Redha.*

*A mon collègue Massinissa Benhassine.*

*Mounim*

## Dédicace

“

*A ma famille, mes amis, mes collègues  
A Aqchich, Yemma, Youba, Doudou, Markounda, Amayas  
A mon binôme Mounimou*

”

*-Masnsen -*

## Remerciements

La fameuse page des remerciements. On y pense beaucoup pendant la rédaction, mais il y a beaucoup de travail avant d'y arriver. C'est enfin le moment d'exprimer notre gratitude envers tous ceux et toutes celles qui ont contribué à ce travail. Nous exprimons notre profonde gratitude à :

Notre ALLAH tout puissant qui nous a donné le courage d'effectuer ce modeste travail et nous a éclairé dans le chemin du savoir.

Nous exprimons notre profonde gratitude envers notre encadrant **Professeur SAIFI Redha** pour la qualité de sa supervision, ces nombreux conseils et sa bienveillante disponibilité.

On tient à remercier sincèrement notre Co-encadrant **Mr. MENAI Aziz** et **Mr. GHALEM Nabil** qui nous ont apporté une aide précieuse et des conseils bénéfiques qui nous ont guidés dans notre travail.

Nous adressons également nos remerciements à l'ensemble des enseignants de la Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie spécialité de « Production des Hydrocarbures » qui ont contribué à notre formation.

Sans oublier l'équipe de **EXPRO : AGOUNITESTANE Hamza, MERZOUGUI Idir** et **KESSAR Tinhinane**.

Nombreux sont les personnes dont nous n'avons pas pu citer les noms et que nous remercions vivement.

Massinissa ..... Abdelmounim

## Nomenclature

$A_c$  : Section de la conduite (ft<sup>2</sup>).

$API$  : La densité API .

$C_{pg}$  : Chaleur spécifique du gaz (Btu/lb/F).

$C_{pi}$  : Chaleur spécifique du liquide à l'entrée (Btu/lb/F).

$C_{po}$  : Chaleur spécifique du liquide à la sortie (Btu/lb/F).

$D_p$  : Diamètre de la conduite (ft).

$\Delta H$  : Chaleur transférée du segment de ligne au milieu environnant (Btu/h).

$d_o$  : Diamètre extérieure de la conduite (in).

$d_p$  : Diamètre de la conduite (in).

$E$  : Facteur de joint de soudure longitudinal (sans dimension).

$f$  : Facteur de friction.

$g_c$  : Accélération gravitaire (ft/s<sup>2</sup>).

$H$  : Elévation de fluide (ft).

$H_g$  : Hold up de gaz (sans dimension).

$H_{in}$  : Chaleur de fluide entrant dans le segment de la conduite (Btu/h).

$H_l$  : Hold up de liquide (sans dimension).

$H_{Lf}$  : Flangian holdup liquide (sans dimension).

$H_{out}$  : Chaleur de fluide quittant le segment de la conduite (Btu/h).

$H_{wo}$  : Chaleur de fluide provenant du travail de friction (Btu/h).

HHP : La puissance hydraulique requise pour le frottement avec la conduite.

$h_f$  : Perte de charge par frottement (ft/mi).

$K$  : Module d'élasticité (psi).

$L$  : Longueur de conduite (ft).

$L_m$  : Longueur du segment de conduite (miles).

$m_g$  : Débit massique du gaz (lb/h).

$P$  : La pression (psia).

$P_1$  : Pression en amont de la conduite (psia).

$P_2$  : Pression en aval de la conduite (psia).

$P_c$  : Pression critique de gaz (psia).

$P_{max}$  : Pression de service maximale de la conduite (psi).

$P_r$  : Pression réduite (sans dimension).

$Q$  : Débit du liquide (bbl/h).

$Q_g$  : Débit de gaz (MMscf/d).

$Q_L$  : Débit de liquide (bbl/d).

$Q_o$  : Débit de l'huile (bbl/d).

$Q_{rw}$  : Débit d'eau (ft<sup>3</sup>/jour).

$Q_{ro}$  : Débit d'huile (ft<sup>3</sup>/jour).

$Q_{rg}$  : Débit de gaz réel (ft<sup>3</sup>/jour).

$Q_v$  : Débit du gaz (scf/s).

$Q_{vr}$  : Débit du gaz réel (ft<sup>3</sup>/s).

$Q_w$  : Débit de l'eau (bbl/d).

$R$  : Rapport gaz-liquide dans les conditions standard (scf/stb).

$Re$  : Nombre de Reynolds (sans dimension).

$S$  : Contrainte admissible pour le matériau du tuyau à la température de conception (psi).

$Sg_g$  : Densité de gaz.

$Sg_l$  : La densité de liquide.

$Sg_o$  : La densité de l'huile.

$Sg_w$  : La densité de l'eau.

$T$  : La température (F°) (°R).

$T_c$  : Température critique de gaz (°R).

## Nomenclature

---

$T_{in}$  : Température de fluide entrant le segment de tuyau (F°).

$T_L$  : Température de liquide (F°).

$T_{out}$  : Température de fluide sortant segment de tuyau (F°).

$T_r$  : Température réduite (sans dimension).

$T_S$  : Température de l'atmosphère (F°).

$t$  : L'épaisseur de la conduite (in).

$t_c$  : La marge de corrosion (in).

$t_{th}$  : La profondeur du filetage ou de la rainure (in).

$tol$  : Tolérance d'épaisseur de paroi autorisée par le fabricant de la conduite.

$U$  : Coefficient global de transfert de chaleur (Btu/h/ft<sup>2</sup> /F°).

$V_L$  : Vitesse moyenne de liquide (ft/s).

$V_g$  : Vitesse du gaz (ft/s).

$W$  : Débit total de liquide et gaz (lb/h).

$w$  : Débit massique (lb/h).

$Z$  : Facteur de compressibilité.

$\Delta p_t$  : Pertes de charge totale (psi).

$\Delta p_f$  : Pertes de charge dû à la friction (psi).

$\Delta p_e$  : Pertes de charge dû à l'élévation (psi).

$\rho_g$  : Masse volumique du gaz (lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_l$  : La masse volumique du liquide (lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_o$  : La masse volumique de l'huile (lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_w$  : La masse volumique de l'eau (lb/ft<sup>3</sup>).

$\mu_g$  : Viscosité du gaz (cp).

$\mu_{ll}$  : La viscosité de liquide (lb/(ft· s)).

$\mu_m$  : Viscosité de fluide triphasiques (cp).

## Nomenclature

---

$\mu_o$  : La viscosité de l'huile (cp).

$\mu_w$  : La viscosité de l'eau (cp).

$\sigma$  : Contrainte circonférentielle (psia).

## Résumé

Un algorithme a été développé afin d'offrir un design préliminaire rapide et simple des équipements principaux d'un EPF « Early Production Facility » afin d'accomplir son rôle principal qui est l'augmentation de la production d'un ensemble des puits, l'algorithme est codé en utilisant le langage de programmation Python et il est préparé pour être présenté sous forme d'un programme pratique.

Les résultats de l'estimation permettent de sélectionner les diamètres des conduites les plus appropriés, en se basant sur des expériences professionnelles et les spécifications de l'API RE 14E, le choix des diamètres est donné pour des lignes en écoulement monophasiques et triphasiques. Ils présentent également certaines propriétés physiques des fluides en écoulement.

De plus, un dimensionnement d'un séparateur horizontal triphasique est établi en suivant deux méthodes les procédures de Svrcek et Monnery (1994) et celles d'Arnold et Stewart (2008), avec normalisation des dimensions sur les normes API 12 J.

Parmi les sorties du code, les paramètres essentiels lors de la commande des pompes et des compresseurs au fabricants. Ces données sont calculées théoriquement conformément au livre de Stewart (2018) concernant le fonctionnement des pompes et des compresseurs.

Les calculs des fonctions liées aux conduites sont examinés par rapport au simulateur de Schlumberger d'écoulement triphasique en régime permanent PIPESIM. Et le dimensionnement des séparateurs est comparé à deux cas d'étude introduits par C.O. Olotu et S. Osisanya (2013) dans leur article SPE.

**Mots clé :** EPF, Séparateur, Programmation, Ecoulement de fluide, PIPESIM.

## Abstract

An algorithm has been developed to provide a quick and simple preliminary design of the main equipment of an Early Production Facility (EPF) in order to fulfil its main role of increasing the production of a set of wells, the algorithm is coded using Python programming language and is prepared to be presented as a practical program.

The estimation results allow the selection of the appropriate pipe diameters, based on professional experience and the API RE 14E specifications, for both single-phase and three-phase flow lines. It also presents certain physical properties of the flowing fluids.

In addition, a sizing of a three-phase horizontal separator is established following two methods the procedures of Svrcek and Monnery (1994) and Arnold and Stewart (2008), with normalisation of dimensions using API 12 J standards.

Among the code outputs, the essential parameters when commanding pumps and compressors from manufacturers. These data are calculated theoretically according to Stewart's (2018) book of pump and compressor operation.

The calculations of the pipe-related functions are examined with Shlumberger steady-state three-phase flow simulator PIPESIM. And the sizing of the separators is compared with two case studies introduced by C.O. Olotu and S. Osisanya (2013) in their SPE paper.

**Key words :** EPF, separator, programming, fluid flow, PIPESIM.

## Table des matières

<b>Introduction générale .....</b>	<b>1</b>
<b>Théorie .....</b>	<b>2</b>
<b>Chapitre 1 : Présentation de l'EPF .....</b>	<b>3</b>
1.1) Le réseau de collecte .....	3
1.1.1) Introduction.....	3
1.1.2) Types des réseaux de collecte .....	3
1.2) Généralités sur l'EPF.....	5
1.2.1) Introduction.....	5
1.2.2) La séparation.....	6
1.2.3) Le pompage.....	7
1.2.4) La compression .....	7
<b>Chapitre 2 : Les écoulements dans les conduites.....</b>	<b>9</b>
2.1) Introduction .....	9
2.2) Paramètres affectant le dimensionnement de la conduite .....	9
2.2.1) Volume de fluide.....	9
2.2.2) Distance .....	10
2.2.3) Pertes de charges .....	10
2.3) Gradient de pression le long d'une conduite.....	10
2.3.1) Pertes de charges due l'accélération.....	10
2.3.2) Pertes de charges due l'élévation ou la gravité .....	10
2.3.3) Pertes de charges due Le terme de friction .....	10
2.4) L'écoulement monophasique.....	11
2.5) Ecoulement multiphasique .....	11
2.6) Procédure de calcul des pertes de charge.....	13
2.7) Les corrélations d'écoulement de liquide .....	13
2.7.1) Les propriétés physiques de liquide .....	13
2.7.2) Critères de dimensionnement des conduites de liquide :.....	16
2.7.3) Evaluation de changement de la température .....	20
2.7.4) Calcul des pertes de charges : .....	21
2.8) Corrélations d'écoulement du gaz :.....	23
2.8.1) Les propriétés physiques de gaz.....	24
2.8.2) Critères de dimensionnement des conduites de gaz .....	26
2.8.3) Evaluation de changement de la température .....	27
2.8.4) Calcul des pertes de charges .....	27

2.9) Corrélations d'écoulement multiphasique : .....	28
2.9.1) Les propriétés physiques des fluides multiphasiques .....	28
2.9.2) Critères de dimensionnement des conduites multiphasiques : .....	29
2.9.3) Calcul des pertes de charges : .....	31
<b>Chapitre 3 : Dimensionnement des séparateurs horizontaux triphasiques.....</b>	<b>33</b>
3.1) Classification des séparateurs.....	33
3.2) Principe de fonctionnement de séparateur horizontal.....	33
3.3) Dimensionnement d'un séparateur horizontal triphasique.....	34
3.4) Procédure de dimensionnement des séparateurs horizontaux triphasiques.....	35
3.4.1) Méthode d'Arnold et Stewart.....	35
3.4.2) Méthode de Svrcek et Monnery : .....	40
<b>Chapitre 4 : Pompe et Compresseur .....</b>	<b>46</b>
4.1) Les Pompes : .....	46
4.1.1) Type de pompes : .....	46
4.1.2) Pompe volumétrique à vis : .....	47
4.1.3) Conduite d'aspiration : .....	48
4.1.4) Conduite de refoulement : .....	50
4.1.5) Critère du choix d'une pompe à vis : .....	50
4.2) Les Compresseurs .....	54
4.2.1) Types des compresseurs : .....	54
4.2.2) Chaleur de Compression : .....	55
4.2.3) Echangeurs : .....	55
4.2.4) Critère de choix d'un compresseur : .....	55
<b>Chapitre 5 : Conception et validation de programme.....</b>	<b>58</b>
5.1) Ligne triphasique : .....	58
5.2) Validation de la fonction de séparateur : .....	61
5.3) Validation de La fonction du ligne de gaz: .....	64
5.4) Validation de la fonction de la ligne d'huile : .....	72
5.5) Validation de la fonction de la ligne d'eau : .....	80
5.6) Synthèse des résultats : .....	83
<b>Conclusion .....</b>	<b>84</b>
<b>Bibliographie .....</b>	<b>85</b>

## Liste des figures

Figure 1 Liaisons individuelles	4
Figure 2 Liaison par collecteur	4
Figure 3 Schéma d'un EPF	5
Figure 4 La charge de liquide en écoulement	7
Figure 5 Types d'écoulement multiphasique	13
Figure 6 Subdivision de la conduite	13
Figure 7 Caractéristiques des conduites selon les standard de l'ASME.	17
Figure 8 Caractéristiques des conduites selon les standard de l'ASME	18
Figure 9 Diagramme de corps libre de la contrainte circonférentielle	19
Figure 10 Diagramme de moody	23
Figure 11 Holdup liquide	28
Figure 12 Dimensionnement d'une conduite de mélange	31
Figure 13 Les composants d'un séparateur horizontal	34
Figure 14 Temps de rétention de l'huile	35
Figure 15 Courbe de $\beta$	37
Figure 16 valeurs de K	43
Figure 17 Valeurs de temps de rétention et séjour	43
Figure 18 Valeurs de L/D	44
Figure 19 Conservation hauteur/surface	44
Figure 20 Valeurs de Ks	44
Figure 21 Séparateur horizontal avec une plaque de déversoir	45
Figure 22 Pompe centrifuge	46
Figure 23 Pompe volumétrique	47
Figure 24 Composants d'une pompe à vis	48
Figure 25 L'effet de coude	49
Figure 26 Sans et avec réducteur excentrique	50
Figure 27 variation de la pression à l'intérieure d'une pompe	51
Figure 28 NPSH requis	52
Figure 29 Conception du programme	58
Figure 30 Schéma de la fonction global de mélange	59
Figure 31 Schéma de la fonction global de gaz	65
Figure 32 Schéma de la fonction global d'huile	73

## Liste des tableaux

Tableau 1 Echantillons utilisés pour la ligne de mélange	60
Tableau 2 Résultat obtenu pour la ligne de mélange	61
Tableau 3 exemple 1 de séparateur	62
Tableau 4 Résultat 1 par la méthode Svrcek and Monnery	63
Tableau 5 Résultat 1 par la méthode d'Arnold and Stewart	63
Tableau 6 exemple 2 de séparateur	64
Tableau 7 Résultat 2 par la méthode Svrcek and Monnery	64
Tableau 8 Résultat 2 par la méthode d'Arnold and Stewart	64
Tableau 9 Echantillons utilisés pour la ligne de gaz de séparateur vers le compresseur	67
Tableau 10 Echantillons utilisés pour la ligne de gaz de compresseur vers l'usine	68
Tableau 11 Résultat obtenu pour la ligne de gaz de séparateur vers le compresseur	69
Tableau 12 Résultat obtenu pour la ligne de gaz de compresseur vers l'usine	70
Tableau 13 Donnés préliminaires du compresseur	72
Tableau 14 Echantillons utilisés pour la ligne d'huile de séparateur vers la pompe	74
Tableau 15 Echantillons utilisés pour la ligne d'huile de la pompe vers l'usine	76
Tableau 16 Résultat obtenu pour la ligne d'huile de séparateur vers la pompe	77
Tableau 17 Résultat obtenu pour la ligne d'huile de la pompe vers l'usine	78
Tableau 18 Donnés préliminaires du pompe	80
Tableau 19 Echantillons utilisés pour la ligne de l'eau	81
Tableau 20 Résultat obtenu pour la ligne de l'eau	82

## Introduction générale

Les erreurs de design des équipements de l'EPF « Early Production Facility » sont souvent les premiers facteurs qui affectent son efficacité à augmenter la production d'un groupe des puits ou la totalité du champ. Comme l'EPF a apporté une solution de production des hydrocarbures pour les champs exploités très éloignés du centre de traitement ou ceux qui débitent à faible pression. De nombreux articles et thèses ont traité cette solution, en comparant les débits des puits avant et après l'installation de l'EPF et en essayant d'optimiser le réseau de collecte pour une production totale maximale, mais d'autre part ils n'ont pas considéré l'optimisation du dimensionnement de la conception de l'EPF. Sur la base de ce point, notre travail est élaboré et en ciblant certains composants de l'EPF. En cinq chapitres et un code python, un algorithme de dimensionnement est proposé afin d'assurer la production et sans interruption.

Le premier chapitre présente des généralités sur les EPF et les principaux facteurs de l'inefficacité d'un tel design et ses conséquences sur le rôle de L'EPF. Le deuxième chapitre est destiné aux écoulements monophasiques et triphasiques dans les canalisations, avec la description de l'évolution au long de la conduite des changements de pression, de température et des propriétés physiques des fluides intervenants dans l'écoulement, ainsi que les critères de choix des diamètres des lignes. Le troisième chapitre concernant les deux approches utilisées pour estimer le diamètre et la longueur des séparateurs horizontaux triphasiques. Le quatrième chapitre traite la théorie utilisée pour la description des paramètres principaux d'une pompe et d'un compresseur. Le dernier chapitre correspond à la validation et la discussion des résultats du code avec deux cas d'étude de dimensionnement de séparateur réalisées précédemment et le simulateur de Shlumberger d'écoulement triphasique en régime permanent PIPESIM.

Cette étude propose un programme Python pour un design préliminaire des équipements les plus importants de l'EPF, en assurant de bonnes conditions pour la production des hydrocarbures et pour le fonctionnement de l'EPF. Simultanément, l'algorithme fonctionne en exploitant le minimum des données disponibles de la production et des fluides, et en un temps réduit.

# **Théorie**

## **Chapitre 1 : Présentation de l'EPF**

### **1.1) Le réseau de collecte**

#### **1.1.1) Introduction**

Le fluide en place dans un gisement est un mélange constitué d'hydrocarbures liquides gazeux et d'eau. A l'origine, ce mélange est dans un état d'équilibre qui dépend de sa composition ainsi que des conditions de pression et de température existant dans la formation. L'exploitation provoque le déséquilibre de ces conditions. Par les pertes de charge dans la roche réservoir, dans le puits et dans les conduites de collecte, l'effluent subit des chutes de pression successives jusqu'à son entrée dans le centre de traitement. Ces changements de pression s'accompagnent aussi de baisses de température. En conséquence, du gaz se libère de l'huile, des hydrocarbures et de l'eau se condensent à partir du gaz.

Cette configuration nous impose à assurer le transport du pétrole et du gaz à partir des puits vers le centre de production par un ensemble de conduites ou de pipes, afin de pouvoir les traiter soit sur champ ou dans un centre de production et de traitement de pétrole ou du gaz.

Le fluide transporté par collecte est souvent polyphasique soumis à des lois d'écoulement complexes. Un nombre important des puits producteurs ou injecteurs connectés aux centres de production par un ensemble des pipes qui forme un réseau dite réseau de collecte.

#### **1.1.2) Types des réseaux de collecte**

On distingue deux types des réseaux de collecte :

##### **1.1.2.1) Les liaisons individuelles**

Chaque puits est relié individuellement à la vanne d'entrée de centre de traitement, ce système offre des avantages techniques importants. Parmi les avantages, l'identification immédiate sur le centre les puits en service et en arrêt, la possibilité d'isoler une production polluante sur une unité de traitement séparée aussi le réseau de collecte se réalise progressivement en fonction du développement de champs.

L'inconvénient principal est l'installation de plusieurs conduites dans le cas d'un grand gisement et des puits nombreux.

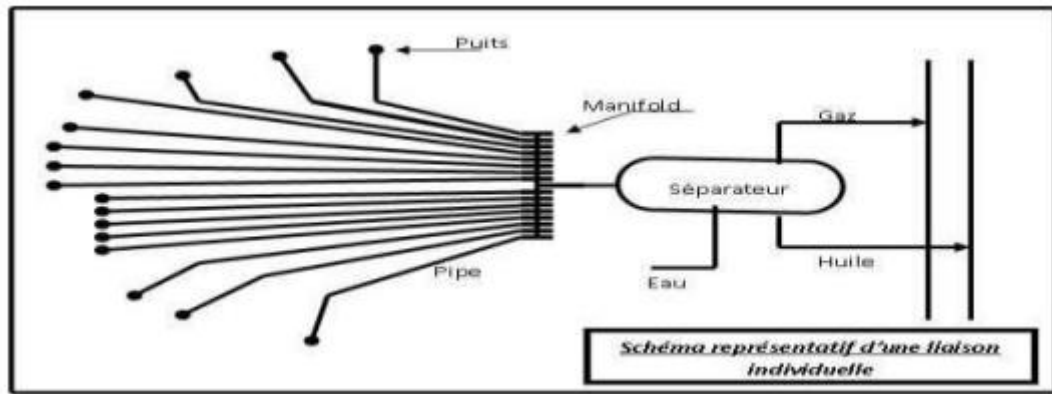


Figure 1 Liaisons individuelles

### 1.1.2.2) Les liaisons par collecteur

Dans ce cas on va choisir un ou plusieurs points de groupement où se collectent les lignes individuelles des puits, ces points sont pris tels que les lignes individuelles soient les plus courtes possibles, ce type de réseau est utilisé sur les champs de grande étendue où les puits sont nombreux et si le centre de traitement est éloigné, il est également plus économique.

L'inconvénient principal est que le réseau complet doit être installé avant le début de l'exploitation, aussi la production entière peut être polluée par celle d'un seul puits.

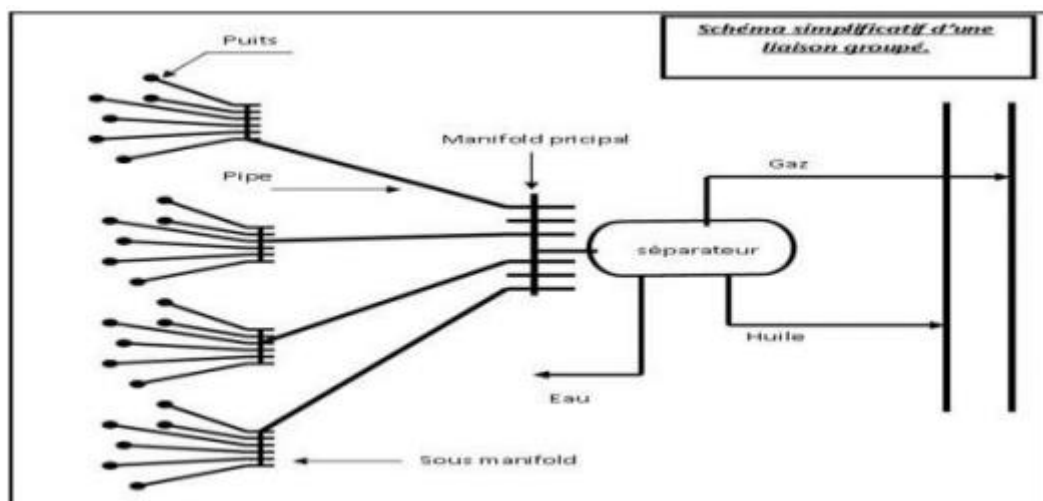


Figure 2 Liaison par collecteur

### 1.1.2.3) Autres types de réseaux de collecte

Dérivés des systèmes précédents on rencontre assez souvent deux solutions intermédiaires. Dans la première, on installe au niveau de chaque manifold une batterie de séparateurs d'essai qui permet d'éliminer la conduite de test et réduire le temps perdu. Sur les petits champs, on se contente même parfois d'un séparateur mobile que l'on déplace selon le besoin. On réduit ainsi l'investissement mais on alourdit les frais d'exploitation. Dans la seconde solution, qui est utilisée pour les gros champs, on implante au niveau de chaque manifold une station de traitement satellite EPF. On

revient ainsi à la collecte par lignes individuelles, le produit traité est ensuite expédié par pipe dans un bac de stockage général. C'est là où la solution exige un personnel relativement nombreux ou une automatisation poussée et donc une bonne rentabilité de l'exploitation.

## 1.2) Généralités sur l'EPF

### 1.2.1) Introduction

L'EPF est une installation complète de production de pétrole, de gaz et de l'eau, généralement reliée aux manifolds, il consiste à produire du pétrole par un système de traitement temporaire ou le fluide polyphasique est séparé, le brut traité est envoyé vers un bac de stockage pour un transport ultérieur vers le marché.

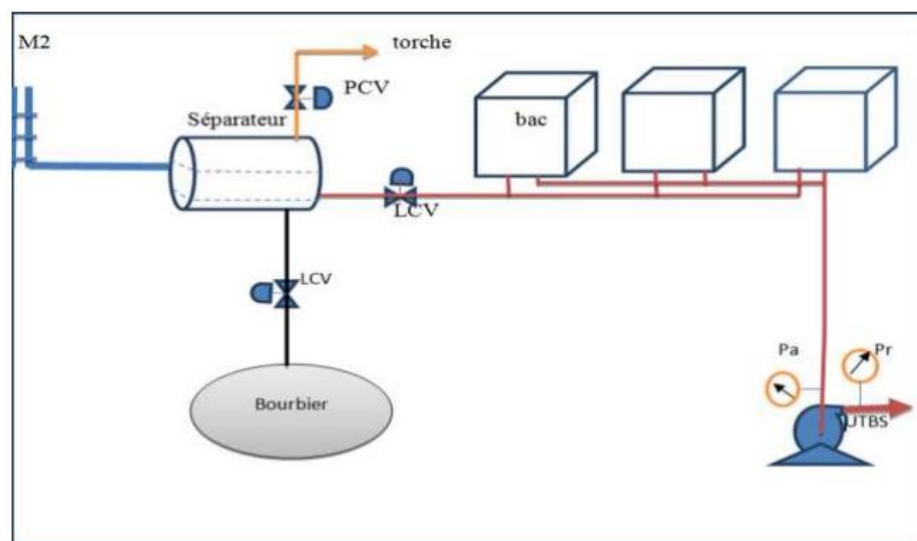


Figure 3 Schéma d'un EPF

Les avantages d'un EPF comprennent l'acquisition de meilleures données sur les réservoirs, la planification du développement des champs, l'optimisation des investissements. A partir des performances des puits, de leur évolution dans le temps, et le contenu du brut produit, l'opérateur peut avoir une meilleure estimation de la taille la plus probable et de la productivité à long terme du réservoir ciblé. Les données acquises permettront à l'opérateur de planifier le développement complet du champ avec plus de confiance. Ceci est particulièrement important lorsque le champ est marginal en raison de sa taille ou de son emplacement, ou lorsque plusieurs scénarios de développement ont été envisagés.

La conclusion peut être soit d'éviter des dépenses d'investissement inutiles, ou de justifier des développements plus importants que ceux prévus à l'origine.

Les domaines d'application des EPFs sont nombreux, ils peuvent être utilisés pour les petits réservoirs qui seraient financièrement risqués ou non rentables pour produire avec une installation

de production permanente, ainsi dans le cas d'un blocage dans le manifold à cause de différence de pression on sépare à une pression inférieure à la pression de manifold pour libérer et booster la production des puits à faible pression, aussi ils fournissent également des données de production en temps réel permet aux clients d'évaluer la performance des réservoirs avant d'installer des installations permanentes.

Les systèmes EPF existants peuvent être divisés en trois catégories :

- La première catégorie comprend les systèmes qui sont utilisés pour produire des champs marginaux. Dans ce cas l'unité est généralement conçue pour être utilisée en tant qu'EPF pendant sa vie entière sur plusieurs champs. La phase EPF est généralement la seule phase de production sur le terrain.
- La deuxième catégorie comprend les systèmes EPF installés temporairement ensuite remplacés par les installations de développement complet du champ.
- La troisième catégorie comprend les systèmes EPF qui sont installés pour faire partie des installations complètes sur le terrain.

L'EPF est constitué essentiellement d'une unité de séparation, unité de stockage, unité de pompage et une unité de compression, l'effluent polyphasique est séparé dans un séparateur horizontal, le liquide passe vers un Surge Tank pour libérer les bulles de gaz et améliorer la séparation, puis il passe vers une pompe à vis pour l'envoyer vers le centre de traitement, des fois la pompe à vis est alimentée par une pompe centrifuge pour la protéger de la cavitation. Le gaz passe dans un Knockout Vessel pour éliminer les gouttes d'huile pour pouvoir le passer vers le compresseur et l'envoyer vers le centre de traitement.

### **1.2.2) La séparation**

Un séparateur est une capacité sous pression incorporée à un circuit où elle provoque un ralentissement de la vitesse d'écoulement de l'effluent, il présente un réservoir cylindrique disposé soit verticalement, soit horizontalement, il existe aussi des séparateurs sphériques, mais ils sont d'un usage moins courant.

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.

Pour les puits de l'huile, le fluide produit peut-être également homogène dans les conditions de fond, mais la détente à la surface libère de l'huile une quantité variable de gaz. Suivant l'importance de la quantité de gaz ainsi produite, on peut envisager de l'utiliser, ou au contraire de le brûler sur torche. Et d'autre part le pétrole doit être dégazé. Donc le problème consiste à séparer un effluent

complexe en une phase gazeuse et une ou plusieurs phases liquides.

### 1.2.3) Le pompage

Les pompes sont des appareils mécaniques servant à transporter des liquides entre deux points. Elles permettent, notamment, de prendre un liquide à une pression et de le porter à une pression supérieure.

La charge d'un liquide, en un point donné d'un réseau correspond à l'énergie que le liquide dispose en ce point. Cette énergie se présente sous 3 formes, L'énergie de pression, L'énergie cinétique et l'énergie potentielle de pesanteur. Ce liquide pourra augmenter sa charge s'il est alimenté en énergie par une pompe, ou perdre une partie de son énergie à cause de frottement lorsqu'il s'écoule.

La charge s'exprime en mCL, c'est simplement égal à l'énergie divisée par le terme  $\rho \cdot g$

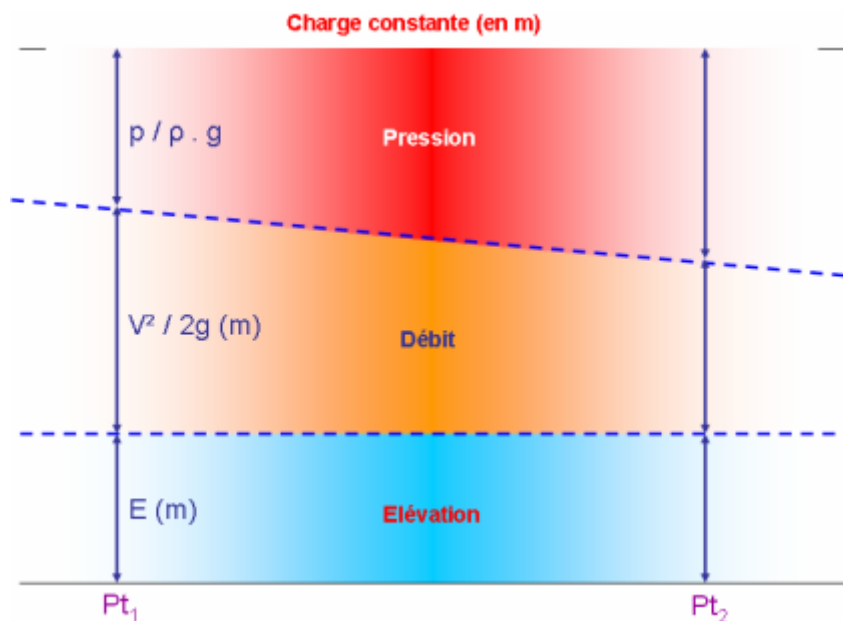


Figure 4 La charge de liquide en écoulement

La sélection d'une pompe consiste donc à trouver la pompe qui fournira l'énergie demandée pour assurer le débit voulu dans ce réseau, donc fournir l'énergie nécessaire pour répondre :

- Au besoin de la hauteur statique qui dépend uniquement des hauteurs et des pressions des points de départ et d'arrivée.
- Au besoin des pertes de charges.

### 1.2.4) La compression

Les compresseurs sont des équipements mécaniques permettant d'augmenter la pression d'un

gaz. Les applications des compresseurs sont très variées.

La compression des gaz à un objectif de base, la livraison d'un gaz sous une pression supérieure à la pression existant à l'origine.

- Pour transporter et distribuer un gaz, comme dans les pipelines de gaz naturel.
- Pour créer des conditions plus favorables à certaines réactions chimiques.

La pression et le volume du gaz ont une relation inversement proportionnelle si la température reste constante. Si on diminue le volume, la pression augmente, c'est sur cette base que le principe de fonctionnement d'un compresseur est établi.

## Chapitre 2 : Les écoulements dans les conduites

### 2.1) Introduction

La conduite ou pipe est l'élément d'un réseau qui permet de transporter un fluide d'un équipement à un autre.

Les différents fluides transportés sont des fluides incompressibles ou peu compressible (l'eau, le pétrole brut), des fluides compressibles (gaz) et des fluides triphasiques (liquide avec du gaz).

Les principes de déplacements sont :

- Différence de pression entre deux équipements amont et aval.
- Pompe pour les liquides.
- Compresseur pour le gaz.
- Écoulement par gravité.

Lors de la conception de la tuyauterie d'une installation et des systèmes de canalisations, il est essentiel d'optimiser le diamètre de la ligne et déterminer les exigences de la pompe ou du compresseur.

Ce chapitre présente les paramètres fondamentaux d'écoulement des fluides qui affectent la conception des systèmes de canalisations. De plus, il explique la méthode de détermination de la chute de pression dans un système de tuyauterie.

### 2.2) Paramètres affectant le dimensionnement de la conduite

Plusieurs facteurs doivent être pris en considération lors du dimensionnement des conduites :

- Le volume de fluide.
- La distance.
- Les pertes de charges.

#### 2.2.1) Volume de fluide

La caractéristique principale du dimensionnement des conduites est le volume de fluide qui doit être transporté à travers le système de tuyauterie, le volume exact est rarement connu lors de la conception initiale, Une estimation est normalement faite pour le but de réaliser une étude initiale.

Il est nécessaire d'équilibrer le choix des diamètres entre une grande ligne capable de transporter les futurs volumes prévisionnels et une ligne satisfaisant uniquement les besoins actuels, une capacité excessive réduit la rentabilité de la ligne, tandis qu'une ligne trop petite pourrait devoir être agrandie à l'avenir.

### 2.2.2) Distance

Pour les canalisations, la distance entre le point d'entrée et le point de sortie doit être connu, il faut connaître le type de terrain que le pipeline doit traverser et le profil d'élévation le long de chemin traversé car il affecte les changements de pression et la puissance des unités de pompage.

Il faut aussi connaître les conditions environnementales, sites écologiques, historiques et archéologiques car ils pourraient avoir un impact sur la trajectoire du pipeline, augmentant ainsi la longueur du pipeline.

### 2.2.3) Pertes de charges

La perte de charge lorsque le fluide s'écoule dans le système de tuyauterie est un facteur clé dans la conception des installations et des pipelines, la pression d'entrée doit être connue, ainsi que s'il existe une exigence de sortie particulière au point de la sortie.

## 2.3) Gradient de pression le long d'une conduite

L'équation générale de gradient de pression en écoulement biphasique est :

$$\left(\frac{dP}{dL}\right) = \left(\frac{dP}{dL}\right)_{ele} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_f + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{acc}$$

### 2.3.1) Pertes de charges due l'accélération

Qui correspond à la variation de l'énergie cinétique de la masse fluide, est d'une façon générale négligeable dans les écoulements des liquides. Il est basé sur le changement de la vitesse entre différentes positions dans la pipe.

### 2.3.2) Pertes de charges due l'élévation ou la gravité

Elles sont indépendantes du débit de fluide et dépendent seulement des changements de l'élévation de la conduite. Il est égal au poids de la colonne de fluide. Ce terme est très souvent négligeable devant le terme de perte de charge par friction pour un écoulement permanent de gaz.

Les effets de l'élévation sont importants dans les gradients de pression dans les puits, les pipelines transfrontaliers et les pipelines sous-marins. Ils sont moins importants dans les installations de production et les conduites de traitement, à l'exception des conduites d'aspiration et d'écoulement des pompes où le niveau de la source d'aspiration doit être élevé pour améliorer la valeur de l'NPSHa.

### 2.3.3) Pertes de charges due Le terme de friction

Lorsqu'un liquide s'écoule dans un pipeline, de l'énergie est perdue en raison de la résistance entre les couches de liquide qui s'écoulent ainsi qu'au frottement entre le liquide et la paroi de la conduite. L'un des objectifs du calcul des pipelines est de déterminer la quantité d'énergie et donc les

changements de pression due à la friction lorsque le liquide s'écoule de la source vers la destination.

Les effets de frottement sont de première importance dans les installations de production et la conception des pipelines. Lorsqu'un fluide se déplace dans une conduite, l'écoulement est ralenti par les contraintes de cisaillement généré avec les parois de la conduite. La pression chute en aval car de l'énergie est utilisée pour vaincre les effets de friction. La seule exception se produit dans une conduite inclinée vers le bas où les effets d'élévation peuvent dépasser les effets de diminution de pression par friction. Plus le fluide se déplace rapidement dans la conduite, plus les contraintes de frottement et les effets de la friction sont importants.

## **2.4) L'écoulement monophasique**

Les écoulements liquides monophasiques sont caractérisés par une densité pratiquement constante mais peuvent être fortement influencés par des effets de viscosité, les écoulements gazeux monophasiques sont caractérisés par une faible viscosité, ce qui entraîne un nombre de Reynolds élevé. La rugosité de la paroi de la conduite tend à être un effet plus important que la viscosité pour déterminer la perte de charge par frottement, la densité des gaz varie fortement en fonction de la pression et de la température, elle est à l'origine du développement d'équations distinctes de perte de charge et de débit pour les écoulements diphasiques.

Dans certaines conditions d'écoulement monophasique, un petit volume de gaz peut être entraîné dans l'écoulement liquide ou une petite quantité de liquide peut être transportée dans la conduite dans le cas d'un gaz, ces petites quantités ont généralement un effet négligeable sur la perte de charge et ne sont pas considérées dans les calculs d'écoulement monophasique. Cependant, il existe certaines conditions d'écoulement où des volumes suffisants d'une seconde phase gazeuse ou liquide existent pour produire un effet appréciable sur la perte de pression.

## **2.5) Ecoulement multiphasique**

Lorsque du gaz et du liquide circulent simultanément dans une conduite, l'écoulement devient beaucoup plus compliqué, les phases liquides et gazeuses se répartissent selon les conditions d'écoulement, la géométrie du pipeline et l'effet de la gravité.

Les relations entre la chute de pression et le débit changent également. En utilisant les meilleures corrélations disponibles pour la chute de pression, les prédictions peuvent être erronées, les prédictions peuvent être erronées de 20 % pour les conduites parfaitement horizontales et de 50 % pour les conduites inclinées.

Dans notre étude, l'écoulement multiphasique est assimilé à un écoulement diphasique, se compose d'une phase gazeuse et d'une phase liquide. Les pertes de charge sont différentes suivant le type

d'écoulement :

**Ecoulement avec bulle (bubble flow)**

Pour les cas de très faible GOR, le gaz tend à former des petites bulles qui montent vers la partie supérieure de la conduite.

**Ecoulement avec bouchant (plug flow)**

Quand le GOR augmente, les bulles de gaz deviennent plus importantes et se combinent pour former des bouchons.

**Ecoulement stratifié (stratified flow)**

Ces bouchons deviennent plus longs avec l'augmentation du GOR jusqu'à ce que les deux phases s'écoulent en stratification.

**Ecoulement avec vagues (wavy flow)**

Au-delà d'un point, l'augmentation du GOR provoquera des ondulations de l'interface liquide-gaz.

**Ecoulement avec vagues moutonnantes (slug flow)**

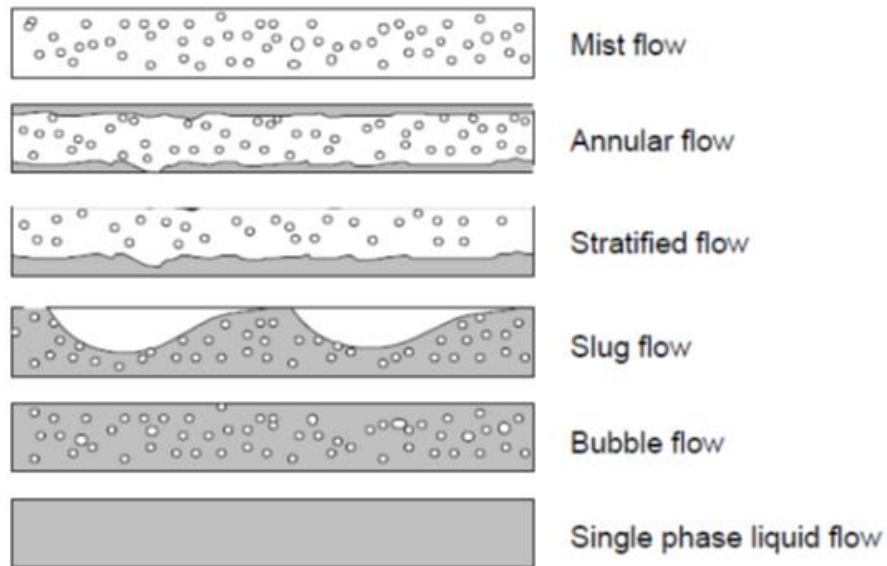
Les ondulations deviennent plus importantes avec le GOR, jusqu'à la formation des bouchons de liquide qui seront poussés vers l'aval par le gaz derrière eux.

**Ecoulement annulaire (annular flow)**

C'est le cas d'un mouvement centrifuge du liquide.

**Ecoulement brouillard (spray flow)**

La phase liquide se disperse dans la phase gazeuse, c'est le cas d'un GOR très élevé.



**Figure 5 Types d'écoulement multiphasique**

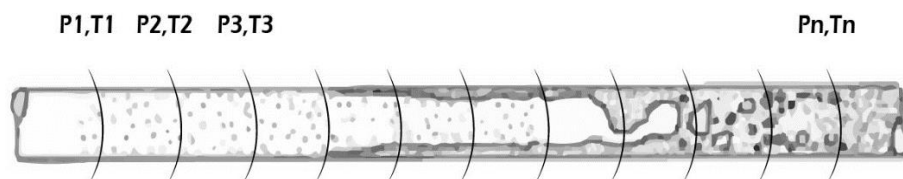
On distingue trois catégories de corrélations pour estimer les pertes de charge :

- Catégorie a : la configuration est non considérée et la vitesse de glissement est nulle.
- Catégorie b : la configuration est non considérée et la vitesse de glissement non nulle.
- Catégorie c : la configuration est considérée et la vitesse de glissement non nulle.

## 2.6) Procédure de calcul des pertes de charge

Prenant une conduite, si on calcule la pression à la sortie de cette conduite en utilisant la pression à l'entrée le résultat sera mal estimé puisque les paramètres de fluide varient le long de cette distance.

Une meilleure approche consiste à subdiviser ce pipeline en segments plus petits et calculer la chute de pression pour chaque segment. On ajoute ensuite les pertes de charge de chaque segment pour obtenir la perte de charge totale de la section de pipeline. Cela suppose que nous connaissions la variation de la température du le long du pipeline. Les propriétés du liquide et la chute de pression due à la friction peuvent alors être calculées aux limites de chaque segment.



**Figure 6 Subdivision de la conduite**

## 2.7) Les corrélations d'écoulement de liquide

### 2.7.1) Les propriétés physiques de liquide

Les propriétés physiques d'un liquide en écoulement doivent être connues pour prédire la chute de pression dans une conduite. Les deux propriétés qui entrent dans la solution de la plupart des problèmes d'écoulement de fluide sont la masse volumique et la viscosité.

Les liquides sont sensiblement affectés par la variation de viscosité, par contre le gaz est affecté par la variation de densité.

### 2.7.1.1) Module d'élasticité

Le module d'élasticité d'un liquide indique la compressibilité du liquide, même si la plupart des liquides pétroliers sont incompressibles, cette propriété devient importante dans certains cas. Le module d'élasticité est généralement défini comme la pression nécessaire pour produire un changement unitaire de volume.

La compressibilité de liquide est l'inverse de module d'élasticité, elle affecte la densité de liquide, pour des petites valeurs de compressibilité la variation de densité est faible.

$$API = \frac{141.5}{SG} - 131.5 \quad (1)$$

$$K = 2.619 \times 10^6 + 9.203 \times (P - 14.7) - 1.417 \times 10^5 \times (T + 460)^{0.5} + 73.05 \times (T + 460)^{1.5} - 341 \times API^{1.5} \quad (2)$$

$P$  : La pression (Psi)

$T$  : La température (F°)

### 2.7.1.2) La masse volumique

La masse volumique d'un liquide est définie comme sa masse par unité de volume, c'est une propriété thermodynamique, qui dépend de la pression et la température et de la composition. La densité est la mesure du poids d'un liquide par rapport à celui de l'eau à une température donnée. La masse volumique et la densité des liquides sont variés avec la température et la pression. Pour le cas de l'eau la masse volumique est presque constante, pour l'huile la masse volumique change faiblement, elle diminue avec la diminution de la pression à cause de la dilatation de liquide en conséquence, Reynolds diminue, le facteur de frottement augmente.

La densité d'un fluide est une propriété importante dans le calcul de la chute de pression par l'élévation, qui représente le produit de la densité et du changement d'élévation.

Pour calculer la masse volumique de l'eau on utilise cette formule :

$$\rho_w = 62.4 \times S_{g_w} \quad (3)$$

Pour calculer la masse volumique de l'huile on utilise l'équation d'état pour les fluides peu compressible :

$$\rho_o(Pst, Tst) = 62.4 \times S_{g_o} \quad (4)$$

$$c_o = \frac{1}{K} \quad (5)$$

$$\rho_o(P) = \rho_o(Pst, Tst) \times (1 + c_o \times (P - Pst)) \quad (6)$$

Avec la pression en (Psi)

### 2.7.1.3) La viscosité

La viscosité est une mesure de la résistance d'un liquide à l'écoulement. Elle dépend de la température de liquide, Prenons l'exemple d'un liquide s'écoulant dans un pipeline, chaque couche de liquide s'écoulant dans la conduite exerce une certaine résistance à la couche adjacente. si le pipeline est en contact avec l'air, qui provoque un transfert de chaleur entre le fluide et l'atmosphère, la température de liquide généralement chute et la viscosité augmente, en conséquence les pertes de charge dû à la friction augmentent.

Pour calculer la viscosité de l'eau on utilise l'équation de Brill and Beggs :

$$\mu_w = \exp(1.003 - 1.479 \times 10^{-2} \times T + 1.982 \times 10^{-5} \times T^2) \quad (7)$$

Avec température en (F°)

Pour calculer la viscosité de l'huile on utilise l'équation de Glaso Température en (F°)

$$C = 3.141 \times 10^{10} \times T^{-3.444} \quad (8)$$

$$d = 10.313 \cdot \log_{10}(T) - 36.447 \quad (9)$$

$$\mu_o = C \cdot [\log_{10}(API)]^d \quad (10)$$

### 2.7.2) Critères de dimensionnement des conduites de liquide :

Les lignes de liquide monophasique doivent être dimensionnées principalement sur la base de la vitesse d'écoulement.

L'érosion par le fluide se produit lorsque des gouttelettes de liquide frottent la paroi de la conduite avec une force suffisante pour éroder soit le métal de base lui-même, soit les produits de la corrosion, c'est-à-dire la corrosion par érosion. Lorsque la vitesse du fluide augmente, la tendance à l'érosion augmente également.

Pour les conduites transportant des liquides monophasiques d'un réservoir à un autre par différence de pression, la vitesse d'écoulement ne doit pas dépasser 15 pieds/seconde au niveau de la vanne de contrôle. Si possible, la vitesse d'écoulement ne doit pas être inférieure à 3 pieds/seconde afin de minimiser la déposition de sable et d'autres solutés.

La vitesse peut être calculée en utilisant la formule suivante :

$$V_L = 0.012 \frac{Q_L}{d_p^2} \quad (11)$$

Après avoir sélectionné le diamètre intérieur approprié, il est nécessaire de choisir une conduite avec épaisseur de paroi suffisante pour résister à la fois à la pression d'éclatement interne et à la résistance à l'effondrement externe. Différents codes et normes sont utilisés dans le monde pour calculer l'épaisseur de paroi :

#### **ASME B31.1 : Power piping :**

Cette norme traite des conduites de vapeur, de fluides de puissance et de géothermie. Elle est exigée par la garde côtière américaine sur toutes les unités mobiles de forage en mer

#### **ASME B31.3 : conduite de procédé :**

Cette norme est exigée par la plupart des autorités professionnelles (BESE, MIGAS, Pertamina, PETRONAS, Petroleum Authority of Thailand, DOE, NNPC, Sonangol, etc.) pour les installations de production onshore et offshore dans toutes les régions du monde.

#### **ASME B31.4 :**

Systèmes de transport par pipeline pour hydrocarbures liquides et autres liquides, cette norme est normalement utilisée dans les installations de production pétrolière onshore et dans tous les pipelines d'hydrocarbures et d'eau.

**ASME B31.8 :**

Systèmes de canalisations de transport et de distribution de gaz, cette norme est normalement utilisée pour les conduites de gaz dans les installations de production terrestres et pour le transport ou la distribution de gaz. Cette norme est également utilisée pour les conduites d'écoulement.

Les conduites sont disponibles dans des valeurs standard de diamètre et d'épaisseur de paroi. La **Figure 7 et 8** citer les caractéristiques des conduites standard de l'ASME. Ils sont désignés par leur diamètre nominal, qui est généralement différent du diamètre extérieur réel.

L'épaisseur de la paroi peut être donnée par l'épaisseur réelle, le poids par pied et la classe. Les standards des épaisseurs les plus couramment disponibles sont XH et XXH.

Nominal pipe size	OD	Wall thickness	Weight/ft.	Schedule	Class
(1 of 2) 3/4 in.	1.050	0.113	1.131	40	STD
		0.154	1.474	80	XH
		0.218	1.937	160	
1 in.	1.315	0.308	2.441		XXH
		0.133	1.679	40	STD
		0.179	2.172	80	XH
1½ in.	1.900	0.250	2.844	160	
		0.358	3.659		XXH
		0.145	2.718	40	STD
2 in.	2.375	0.200	3.631	80	XH
		0.281	4.859	160	
		0.400	6.408		XXH
3 in.	3.500	0.154	3.653	40	STD
		0.218	5.022	80	XH
		0.343	7.444	160	
4 in.	4.50	0.436	9.029		XXH
		0.216	7.576	40	STD
		0.300	10.25	80	XH
6 in.	6.625	0.437	14.32	160	
		0.600	18.58		XXH
		0.237	10.79	40	STD
(2 of 2) 8 in.	8.625	0.281	12.66	60	
		0.337	14.98	80	XH
		0.437	19.01	120	
		0.531	22.51	160	
		0.674	27.54		XXH
		0.280	18.97	40	STD
		0.432	28.57	80	XH
		0.562	36.39	120	
		0.718	45.30	160	
		0.864	53.16		XXH
		0.250	22.36	20	
		0.277	24.70	30	
		0.322	28.55	40	STD
		0.406	35.64	60	
		0.500	43.39	80	XH
		0.593	50.87	100	
		0.718	60.63	120	
		0.812	67.76	140	
		0.906	74.69	160	
		0.875	72.42		XXH

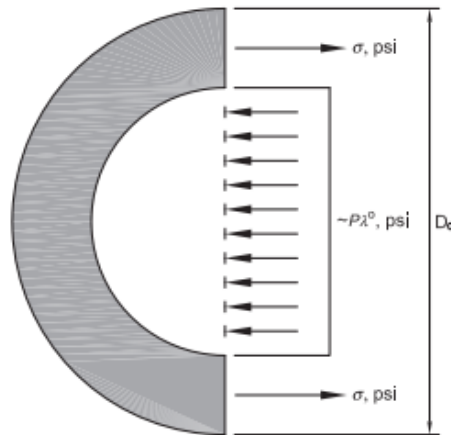
**Figure 7** Caractéristiques des conduites selon les standards de l'ASME.

Nominal pipe size	OD	Wall thickness	Weight/ft.	Schedule	Class
10 in.	10.75	0.250	28.04	20	STD XH
		0.307	34.24	30	
		0.365	40.48	40	
		0.500	54.74	60	
		0.593	64.33	80	
		0.718	76.93	100	
		0.843	89.20	120	
		1.000	104.1	140	
12 in.	12.75	1.125	115.7	160	STD XH
		0.250	33.38	20	
		0.330	43.77	30	
		0.375	49.56	40	
		0.406	53.53	60	
		0.500	65.47	80	
		0.562	73.16	100	
		0.687	88.51	120	
		0.843	107.2	140	
		1.000	125.5	160	
14 in.	14.0	1.125	139.7	160	STD XH
		0.250	36.71	10	
		0.312	45.68	20	
		0.375	54.57	30	
		0.437	63.37	40	
		0.500	72.09	60	
		0.593	84.91	80	
		0.750	106.1	100	
		0.937	130.7	120	
		1.093	150.7	140	
		1.250	170.2	160	
		1.406	189.1	160	
16 in.	16.0	0.250	42.05	10	STD XH
		0.312	52.36	20	
		0.375	62.58	30	
		0.500	82.77	40	
		0.656	107.5	60	
		0.843	136.5	80	
		1.031	164.8	100	
		1.218	192.3	120	
		1.437	223.5	140	
		1.593	245.1	160	

**Figure 8** Caractéristiques des conduites selon les standards de l'ASME

Une fois que le diamètre intérieur du segment de la conduite a été déterminé, l'épaisseur de la paroi peut être calculée. De nombreux facteurs influent, notamment les pressions et températures de service maximales, les propriétés chimiques du fluide, la vitesse du fluide, le matériau et la qualité du conduit.

Avant d'aborder la détermination de l'épaisseur de la paroi, il est nécessaire d'introduire le concept de contrainte circonférentielle, qui est la base de toutes les équations des codes. La **Figure 9** est un diagramme d'équilibre d'une longueur de conduite coupée en deux.



**Figure 9 Diagramme de corps libre de la contrainte circonférentielle**

La contrainte circonférentielle " $\sigma$ " dans la conduite, une contrainte de traction positive causée par la pression qui tente de déchirer la conduite, est considérée comme une contrainte uniforme sur l'épaisseur de la paroi. Par conséquent, l'équation d'équilibre des forces peut être s'exprimer comme suit :

$$2\sigma tL = P_{max}(d_o - 2t)L \quad (12)$$

En réarrangeant et en résolvant pour l'épaisseur requise " $t$ ", l'équation se réduit à :

$$t = \frac{P_{max}d_o}{2(\sigma + P_{max})} \quad (13)$$

Avec :

La norme ASME B31.3 est un code très strict avec une marge de sécurité élevée. L'équation de l'épaisseur de la paroi de la conduite prend la forme suivante :

$$t = t_c + t_{th} + \left(\frac{Pd_o}{2(SE + PY)}\right)\left(\frac{100}{100 - tol}\right) \quad (14)$$

Avec :

$t$  : L'épaisseur requise (in)

$t_c$  : La marge de corrosion (0.05 in)

$t_{th}$  : La profondeur du filetage ou de la rainure (in)

$S$  : Contrainte admissible pour le matériau du tuyau à la température de conception (psi)

$E$  : Facteur de joint de soudure longitudinal sans dimension

- 1,00 pour les tuyaux sans soudure
- 0,95 pour les soudures par fusion électrique, les soudures double bout, droites ou en spirale
- 0,85 pour le soudage par résistance électrique
- 0,60 pour les tuyaux soudés bout à bout au four.

$Y$  : Coefficient (0,4 pour les matériaux ferreux en dessous de 900 °F)

$tol$  : Tolérance d'épaisseur de paroi autorisée par le fabricant de tuyaux

- 12,5 % pour les tuyaux API 5L jusqu'à 20 pouces de diamètre
- 10% pour les tuyaux API 5L de plus de 20 pouces de diamètre

### 2.7.3) Evaluation de changement de la température

Pour calculer la variation de température le long du pipeline, nous devons recourir à une série de calculs plus complexes, prenant en compte les températures du sol le long de la canalisation, la conductivité thermique du matériau de la canalisation, l'isolation éventuelle de la canalisation, la conductivité thermique du sol et la profondeur d'enfouissement de la canalisation. Une approche simplifiée du calcul du profil de température dans un pipeline :

#### Le bilan thermique :

La canalisation est subdivisée et pour chaque segment, le bilan du contenu thermique est calculé comme suit :

$$H_{in} - \Delta H + H_{wo} = H_{out} \quad (15)$$

#### La chaleur entrante et sortante d'un segment de conduite :

Le contenu thermique du liquide entrant et sortant d'un segment de tuyau est calculé à partir du débit massique du liquide, de sa chaleur spécifique et des températures à l'entrée et à la sortie du segment. Le contenu thermique du liquide entrant dans le segment de tuyau est calculé à partir de :

$$H_{in} = w(C_{pi})T_{in} \quad (16)$$

Le contenu thermique du liquide quittant le segment de tuyau est calculé à partir de :

$$H_{out} = w(C_{po})T_{out} \quad (17)$$

**Chaleur transférée du segment de ligne au milieu environnant :**

Le contact de conduite avec l'atmosphère sert à diminuer la température de l'effluent. Si  $U$  représente le coefficient global de transfert de chaleur, nous pouvons écrire :

$$\Delta H = U A_c (T_L - T_S) \quad (18)$$

$$\Delta H = U \pi d_o L (T_L - T_S) \quad (19)$$

**Contenu thermique provenant du travail de friction :**

Ici, nous avons inclus l'effet du chauffage par friction, Avec les liquides visqueux, l'effet de la friction est de créer de la chaleur supplémentaire, ce qui augmente la température du liquide.

$$H_{Wo} = 2545(HHP) \quad (20)$$

$$HHP = (1.7664 \times 10^{-4}) Q S g_l h_f L_m \quad (21)$$

**2.7.4) Calcul des pertes de charges :**

Lorsqu'un liquide s'écoule dans un pipeline, l'énergie est perdue en raison de la résistance entre les couches de liquide qui s'écoulent ainsi qu'au frottement entre le liquide et la paroi de la conduite.

Aussi en raison du changement d'altitude d'un niveau à un autre.

$$\Delta p_t = \Delta p_f + \Delta p_e \quad (22)$$

**La vitesse :**

La vitesse à laquelle le liquide s'écoule dans un pipeline est un paramètre important pour calculer les pertes de charge du pipeline, la vitesse d'écoulement dépend du diamètre du tuyau et du débit, si le débit est constant tout au long du pipeline et que le diamètre du tuyau est uniforme, la vitesse d'écoulement à chaque section transversale du tuyau sera une valeur constante, c'est le cas pour les fluides incompressibles.

$$V_L = \frac{Q}{S} \quad (23)$$

Avec

$Q$  : Débit de liquide

$S$  : Section de passage

**Reynolds :**

Le nombre de Reynolds de l'écoulement est un paramètre sans dimension qui dépend du diamètre du tuyau, du débit du liquide, de la viscosité du liquide et de la densité.

Il est défini comme suit :

$$Re = \frac{V_L D_p \rho_l}{\mu_l} \quad (24)$$

Les trois régimes d'écoulement caractérisés par le nombre de Reynolds de l'écoulement sont :

- Écoulement laminaire :  $Re \leq 2000$
- Écoulement critique :  $2000 < Re \leq 4000$
- Écoulement turbulent :  $Re > 4000$

**Facteur de friction :**

Le facteur de friction de Moody est fonction du nombre de Reynolds et de la rugosité de la surface du la conduite. Le diagramme de Moody figure (10) peut être utilisé pour déterminer le facteur de friction une fois que le nombre de Reynolds est connu, ou on peut le calculer à partir des équations suivant :

Pour  $Re \leq 2000$  :

$$f = \frac{64}{Re} \quad (25)$$

Pour  $2000 < Re \leq 4000$  :

$$f = \frac{(Re - Re_{min})(f_{Turb} - f_{Lam})}{(Re_{max} - Re_{min})} + f_{Lam} \quad (26)$$

Avec les valeurs de  $Re_{min}$  et  $Re_{max}$  sont successivement 2000 et 4000 .

Pour  $Re > 4000$  :

(27)

$$f_{Turb} = 0.0055 \left[ 1 + \left( 20000 \frac{\epsilon}{D} + \frac{10^6}{Re} \right)^{1/3} \right]$$

Avec :

$\epsilon$  : La rugosité de la conduite

$D$  : Diamètre de la conduite

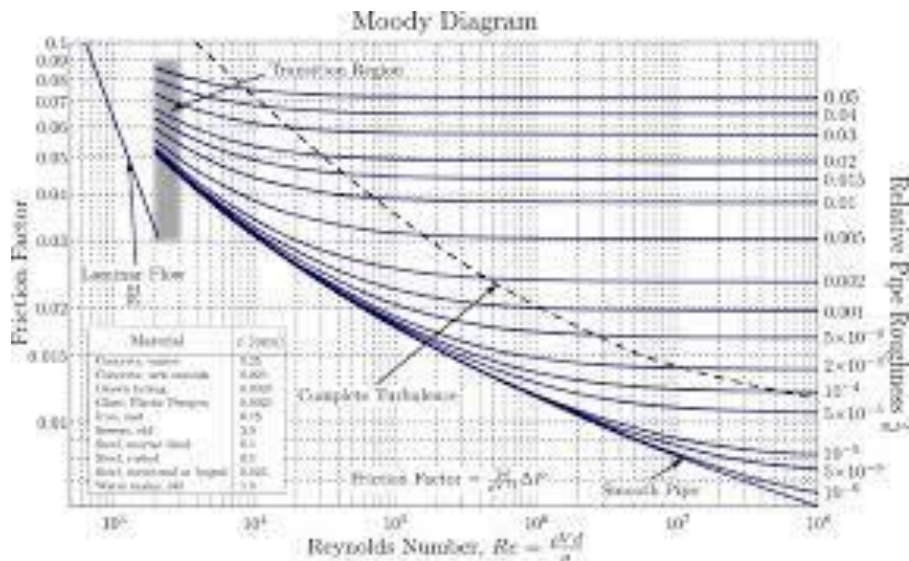


Figure 10 Diagramme de moody

**Pertes de charge de friction :**

La perte de charge due au frottement est donnée par l'équation de Darcy-Weisbach comme suit :

$$\Delta P_f = \frac{\rho_l f L V_L^2}{144 \cdot D_p (2g_c)} \tag{28}$$

**Pertes de charge d'élévation**

Pour un écoulement de liquide monophasique, la chute de pression due aux changements d'élévation est déterminée uniquement par le changement d'élévation des points d'extrémité.

On utilise la formule suivante :

$$\Delta P_e = \frac{\rho_l H}{144} \tag{29}$$

**2.8) Corrélations d'écoulement du gaz :**

### 2.8.1) Les propriétés physiques de gaz

#### Facteur de compressibilité des gaz

Pour traiter les gaz à très basse pression, la relation des gaz idéaux est un outil pratique et généralement satisfaisant. À des pressions plus élevées, l'utilisation de l'équation d'état du gaz idéal peut conduire à des erreurs pouvant atteindre 500 %, par rapport à des erreurs de 2 à 3 % à la pression atmosphérique.

Fondamentalement, l'ampleur des déviations des gaz réels par rapport aux conditions de la loi des gaz idéaux augmente avec la pression et la température et varie largement avec la composition du gaz. Les gaz réels se comportent différemment des gaz idéaux. La raison en est que la loi des gaz parfaits a été dérivée en supposant que le volume des molécules est insignifiant et qu'aucune attraction ou répulsion moléculaire n'existe entre elles. Ce n'est pas le cas pour les gaz réels.

De nombreuses équations d'état ont été développées pour tenter de corréliser les variables pression-volume-température des gaz réels avec les données expérimentales. Afin d'exprimer une relation plus exacte entre les variables pression, volume et température un facteur de correction appelé facteur de compressibilité des gaz.

Le facteur de compressibilité des gaz  $z$  est une quantité sans dimension et est défini comme le rapport entre le volume réel de  $n$ -moles de gaz à température et pression et le volume idéal du même nombre de moles aux mêmes température et pression.

Des études sur les facteurs de compressibilité des gaz naturels de diverses compositions ont montré que les facteurs de compressibilité peuvent être généralisés avec une précision suffisante pour la plupart des applications techniques lorsqu'ils sont exprimés en fonction des deux propriétés sans dimension suivantes : pression pseudo-réduite et température pseudo-réduite.

En se basant sur le concept des propriétés pseudo-réduites, Standing et Katz (1942) ont présenté un tableau généralisé des facteurs de compressibilité des gaz. Ce tableau est généralement fiable pour le gaz naturel avec une quantité mineure de non-hydrocarbures. C'est l'une des corrélations les plus largement acceptées dans l'industrie pétrolière et gazière. Ensuite, Hall et Yarborough (1973) ont présenté une équation d'état qui représente avec précision le facteur  $z$  de Standing et Katz [101] .

$$z = \left[ \frac{0.06125 P_p r^t}{Y} \right] \exp[-1.2(1-t)^2] \quad (30)$$

$$F(Y) = X1 + \frac{Y + Y^2 + Y^3 + Y^4}{(1-Y)^3} - (X2)Y^2 + (X3)Y^{X4} = 0 \quad (31)$$

Avec

$$X1 = -0.06125p_{pr} t \exp [-1.2(1 - t)^2] \quad (32)$$

$$X2 = (14.76t - 9.76t^2 + 4.58t^3) \quad (33)$$

$$X3 = (90.7t - 242.2t^2 + 42.4t^3) \quad (34)$$

$$X4 = (2.18 + 2.82t) \quad (35)$$

Et

$$Pc = 677 + 15 Sg_g - 37.5Sg_g^2 \quad (36)$$

$$Tc = 168 + 325Sg_g - 12.5 Sg_g^2 \quad (37)$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad (38)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (39)$$

$$t = \frac{1}{T_r} \quad (40)$$

La température en (°R)

### Masse volumique des gaz

Les masses volumiques de gaz sont fonction de la pression, de la température et de la composition. Elles augmentent lorsque la pression augmente et diminuent lorsque la température augmente.

La masse volumique d'un fluide est une propriété importante dans le calcul de la perte de charge, en particulier celle en élévation puisque la perte de charge en élévation est le produit de la densité et du changement d'élévation.

$$\rho_g = 2.70 \frac{Sg_g P}{TZ} \quad (41)$$

### Débit de gaz réel

Le débit réel de gaz est le débit mesuré à la pression et à la température d'écoulement, estimé à partir du débit mesuré dans des conditions standard. L'utilisation de ce paramètre pour calculer les vitesses du gaz en fait un paramètre important dans l'estimation de la perte de charge du gaz.

$$Q = Q_v \frac{14.7}{P} \frac{T}{520} Z \quad (42)$$

$Q_v$  : Débit du gaz (scf/s).

$Q_{vr}$  : Débit du gaz réel (ft<sup>3</sup>/s).

### Viscosité des gaz

La viscosité est une mesure de la résistance interne d'un fluide à l'écoulement ; elle dépend de la température, de la gravité spécifique et de la pression.

Une des corrélations utilisées pour estimer la viscosité est celle de Lee et all (1964) .

$$\mu_g = K \exp \left[ X \rho_g^Y \right] \quad (43)$$

$$K = \frac{(7.77 + 0.0063Sg_g)T^{1.5}}{122.4 + 12.9Sg_g + T} \quad (44)$$

$$X = 2.57 + \frac{1914.5}{T} + 0.0095Sg_g \quad (45)$$

$$Y = 1.11 + 0.04X \quad (46)$$

### 2.8.2) Critères de dimensionnement des conduites de gaz

Pour les conduites de gaz dans l'EPF, un dimensionnement de la vitesse maximale dans les installations peut être utilisé. La vitesse du gaz doit être maintenue en dessous de 60-80 ft./s afin de minimiser le bruit et de permettre l'inhibition de la corrosion. Dans les systèmes où le CO<sub>2</sub> est présent en quantités aussi faibles que 1 à 2 %, de nombreux opérateurs limitent la vitesse à moins de 30 à 50 pieds par seconde. L'expérience sur le terrain indique qu'il est difficile d'inhiber la corrosion du CO<sub>2</sub> à des vitesses plus élevées.

Si l'on examine la norme API RP 14E, la vitesse peut constituer un problème de bruit si elle dépasse 60 pieds/s ; toutefois, cette vitesse maximale de 60 pieds/seconde ne doit pas être interprétée comme un critère absolu. Des vitesses plus élevées sont acceptables lors de l'acheminement des

conduites.

Une vitesse minimale de 10-15 pieds/seconde est recommandée pour minimiser la décantation du liquide dans les points bas.

### 2.8.3) Evaluation de changement de la température

Considérons une conduite transportant du gaz d'un point A à un point B, nous allons analyser un court segment de longueur DL de cette conduite et appliquer les principes du transfert de chaleur pour déterminer comment la température du gaz varie le long de la canalisation.

L'extrémité amont du segment de conduite de longueur DL est à une température T1 et l'extrémité aval à une température T2, la température moyenne du gaz dans ce segment est représentée par T et la température extérieure de l'air à cet endroit est Ts, on suppose que les conditions sont stables, le déplacement du gaz de l'extrémité amont vers l'extrémité aval du segment provoque une chute de température de DT, la variation de température du gaz peut être représentée par cette équation :

$$\theta = \frac{\pi U D_p L}{m C_{pg}} \quad (47)$$

$$T_{out} = T_s + (T_{in} - T_s) e^{-\theta} \quad (48)$$

### 2.8.4) Calcul des pertes de charges

Le calcul de la chute de pression dans les conduites de gaz monophasiques diffère de la chute de pression dans les conduites de liquides monophasiques. Ceci est dû à la variation de la densité du gaz avec les changements de pression et de température. Alors que les liquides sont presque incompressibles, la densité des gaz varie fortement avec la température et plus important encore avec la pression.

Lorsque le gaz circule dans une conduite, la chute de pression due à la perte de charge entraîne sa dilatation et une diminution de la densité, dans le même temps, si la chaleur n'est pas ajoutée au système, le gaz se refroidit et a tendance à augmenter en densité.

#### Pertes de charge de friction :

La formule suivante recommandée par les standards de l'API RP 14E de l'American Petroleum Institute, est dérivée de l'équation générale :

$$P_1^2 - P_2^2 = 25,2 \times \frac{S_{gg} Q_g^2 Z T_1 f L}{d_p^5} \quad (49)$$

**Pertes de charge par élévation :**

Pour un écoulement de liquide monophasique, la chute de pression due aux changements d'élévation est déterminée uniquement par le changement d'élévation des points d'extrémité.

On utilise la formule suivante :

$$\Delta P_e = \frac{\rho_g H}{144} \tag{50}$$

**Pertes de charge par accélération :**

Pour calculer la perte de charge par accélération entre deux points (1) (2), on utilise cette équation :

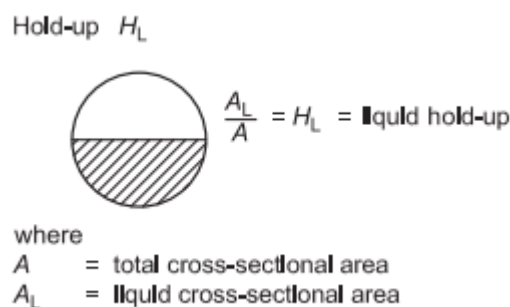
$$\Delta P_e = \frac{\rho_g V_g (V_{g1} - V_{g2})}{g_c L} \tag{51}$$

**2.9) Corrélations d'écoulement multiphasique :**

**2.9.1) Les propriétés physiques des fluides multiphasiques**

**Holdup liquide :**

Holdup liquide est l'accumulation de liquide dans le pipeline due à la différence de vitesse, le " glissement ", entre les phases et l'influence de la gravité, Ce phénomène est illustré dans la **Figure(11)** Holdup liquide est généralement plus importante que la fraction volumique du liquide. La seule exception peut-être un écoulement descendant à faible vitesse.



**Figure 11 Holdup liquide**

La valeur de  $H_L$  ne peut pas être calculée analytiquement. Elle doit être déterminée à partir des corrélations empiriques, elle est en fonction des (propriétés de gaz et de liquide, configuration de l'écoulement, diamètre de conduite et l'inclinaison de la conduite).

Le gaz Holdup est :

$$H_g = 1 - H_L \quad (52)$$

Dans le cas de non glissement, elle peut être calculée directement à partir de débit de liquide et du gaz:

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_g} \quad (53)$$

**Densité de liquide :**

Pour calculer la densité de liquide on utilise la formule suivante :

$$\rho_l = \frac{\rho_w Q_w + \rho_o Q_o}{Q_w + Q_o} \quad (54)$$

**Densité de mélange :**

Selon l'API 14 RP, la densité du mélange gaz-liquide peut être calculée à l'aide de l'équation dérivée suivante :

$$\rho_m = \frac{12409\rho_L P + 2.7R\rho_g P}{198.7P + RTZ} \quad (55)$$

Avec : La température en (R°)

**Viscosité de mélange :**

Pour calculer la viscosité de mélange on utilise l'équation suivante :

$$\mu_m = \frac{\mu_w Q_{rw} + \mu_o Q_{ro} + \mu_g Q_{rg}}{Q_{rw} + Q_{ro} + Q_{rg}} \quad (56)$$

### 2.9.2) Critères de dimensionnement des conduites multiphasiques :

Le critère est basé sur les standards d'API 14 RP, la vitesse au-dessus de laquelle l'érosion peut se produire peut-être déterminée par l'équation empirique suivante :

$$V_e = \frac{c}{\sqrt{\rho_m}} \quad (57)$$

Avec :

$c$  : Constant empirique

L'expérience de l'industrie à ce jour indique que pour fluides contenant de solides, des valeurs de  $c = 100$  pour un service continu et  $c = 125$  pour un service intermittent sont prudentes. Pour les fluides contenant de solides où la corrosion n'est pas prévue ou lorsque la corrosion est contrôlée par inhibition ou par l'emploi d'alliages résistants à la corrosion, des valeurs de  $c = 150$  à  $200$  peuvent être utilisées pour un service continu. Des valeurs jusqu'à  $250$  ont été utilisées avec succès pour un service intermittent.

Une fois  $V_e$  connu, la section transversale minimale requise pour éviter l'érosion par le fluide peut être déterminée à partir de la formule suivante ou on utilisant le graphe dans la **Figure(12)** :

$$A = \frac{9.35 + \frac{ZRT}{21.25P}}{V_e} \quad (58)$$

$$A_{tot} = \frac{A(Q_o + Q_w)}{1000} \quad (59)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 A_{tot}}{\pi}} \quad (60)$$

Avec la température en (R°)

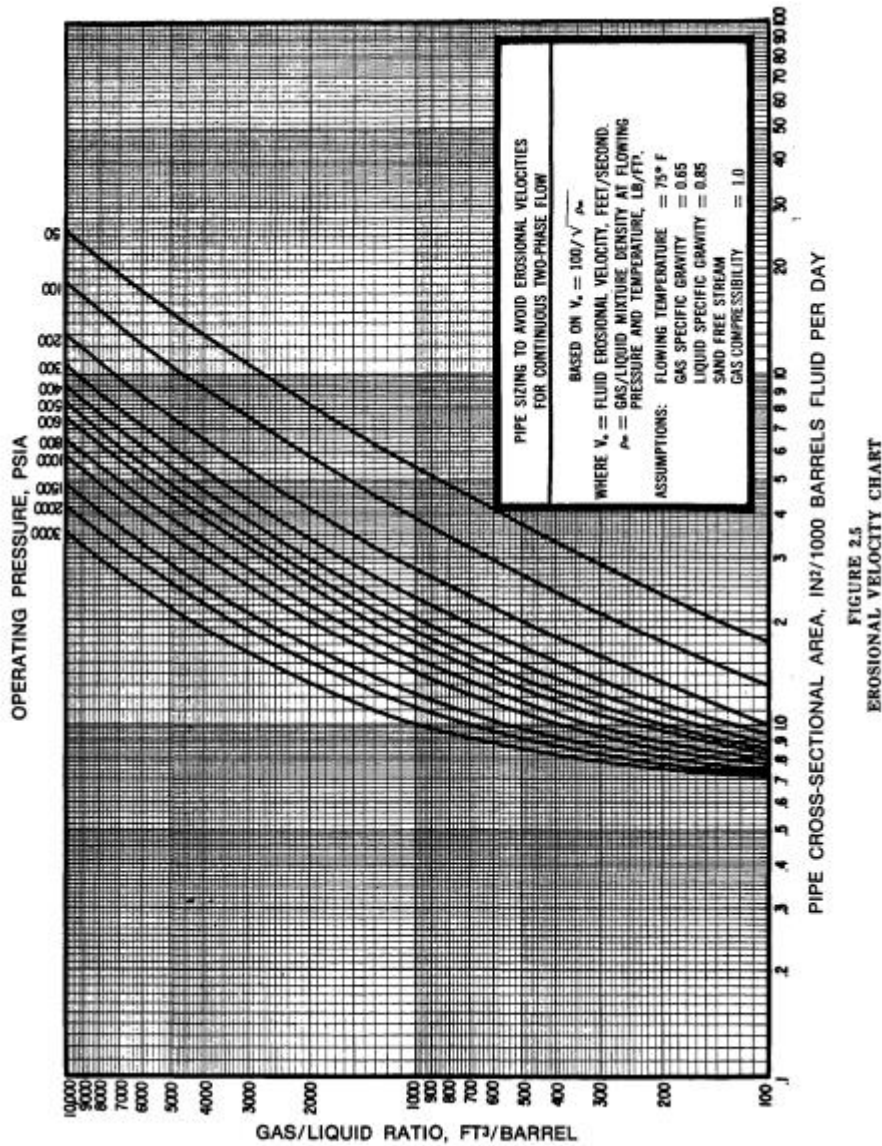


Figure 12 Dimensionnement d'une conduite de mélange

### 2.9.3) Calcul des pertes de charges :

Un certain nombre de corrélations différentes ont été créées pour prédire la perte de pression dans un pipeline pour un écoulement diphasique. Certaines sont plus appropriées que d'autres pour des types de fluides spécifiques, donnant des niveaux variables d'incertitude.

#### *Pertes de charge de friction :*

La formule suivante, présentée dans la pratique recommandée API RP 14E de l'American Petroleum Institute, est dérivée de l'équation générale pour un écoulement isotherme en supposant que la chute de pression est inférieure à 10% de la pression d'entrée :

$$\Delta P_f = \frac{0.000336 f W^2}{d_p^5 \rho_m} \tag{61}$$

$$W = 3180\rho_g Q_g + 14.6\rho_L Q_L \quad (62)$$

$$\Delta P_{tot} = \frac{\Delta P \times L}{100} \quad (63)$$

$\Delta P_{tot}$  : différences de pression en (psia)

**Pertes de charge d'élévation :**

Pour calculer les pertes de pression dû à l'élévation on utilise l'équation d'AGA suivante :

$$\Delta P_e = \left( \frac{\rho_L H_{Lf}}{144} \right) (H) \quad (64)$$

$$H_{Lf} = \frac{1}{1 + 0.3264 \times V_g^{1.006}} \quad (65)$$

**Autre méthode de calcul :**

**Equation d'AGA :**

La méthode de l'American Gas Association utilise un calcul de la chute de pression par frottement, initialement développé par Dukler, et un calcul de la chute de pression par élévation, initialement développé par Flanigan. Cette méthode en dix-sept étapes est procédure itérative décrite dans les sections Fluid Flow and Piping du GPSA Engineering Data Book.

L'équation AGA est basée sur les conditions suivantes :

- Rapports gaz-liquide élevés
- Dukler pour la perte de pression de la composante de frottement
- Flanigan pour la perte de pression de la composante d'élévation.

**Beggs et robinson :**

Cette corrélation a été développée par deux étudiants en ingénierie de l'Université de Tulsa, Dale Beggs et James Brill. Leur procédure originale est apparue pour la première fois dans le numéro de mai 1973 du Journal of Petroleum Technology. Presque toutes les corrélations antérieures à l'équation de Beggs et Brill ne pouvaient prédire la chute de pression dans un écoulement diphasique que pour un écoulement vertical ou horizontal.

## **Chapitre 3 : Dimensionnement des séparateurs horizontaux triphasiques**

Les fluides produits en tête de puits sont des mélanges complexes de différents composés d'hydrocarbures avec des caractéristiques physiques différentes. Lorsque l'effluent s'écoule du réservoir vers l'EPF, il subit des réductions de pression et de température. Les gaz se libèrent à partir des liquides, ce qui change l'état physique de l'effluent. La vitesse du gaz entraîne des gouttelettes de liquide et le liquide entraîne des bulles de gaz, mais d'un côté les équipements de l'EPF comme la pompe et le compresseur ne peuvent pas supporter des mélanges gaz-liquide. Pour éviter cette condition la séparation de l'effluent produit est nécessaire.

### **3.1) Classification des séparateurs**

Les séparateurs sont classés comme "diphasiques" s'ils séparent le gaz du liquide produit et comme "triphasiques" s'ils séparent également le liquide en deux phases huile et eau. Le choix entre les deux types est selon le type de la pompe monophasique ou diphasique, la possibilité d'assurer les pertes de charge élevées en cas de liquide diphasique et la disponibilité d'un bournier d'eau.

Ils sont classés aussi selon leurs formes horizontaux verticaux et sphériques. Les séparateurs horizontaux sont très utilisés pour les puits à GOR élevé car ils ont une très bonne surface d'échange entre le liquide et le gaz. Les séparateurs verticaux supportent des bouchons de liquides plus importants et utilisés pour leur facilité de nettoyage des particules solides. Les séparateurs sphériques sont plus efficaces pour les puits à gaz ou avec un GOR très élevé, ils sont peu encombrants.

### **3.2) Principe de fonctionnement de séparateur horizontal**

La séparation du pétrole et du gaz est réalisée à l'aide d'une combinaison de mécanismes de séparation qui dépendent de la configuration complète du séparateur, il est divisé en quatre sections principales illustrées par **Figure 13**.

La section de séparation primaire, son objectif principal est d'éliminer la grande partie du liquide du flux d'entrée et de réduire sa vitesse, par la projection de fluide contre un déflecteur à l'entrée de séparateur.

La décantation par gravité des gouttelettes entraînées est réalisée dans la section de séparation secondaire et son efficacité dépend des propriétés du gaz et du liquide, de la taille des particules de liquide à séparer, de la vitesse du flux d'entrée et du degré de turbulence du gaz.

Les gouttelettes liquides les plus petites qui ne se déposent pas hors du flux gazeux dans la section de séparation secondaire sont éliminées dans la section de coalescence par un

extracteur de brouillard.

Section de collecte des liquides recueille tout le liquide séparé du flux d'entrée. Elle est équipée par des cloisons anti-vagues pour éviter la propagation des vagues situées à l'interface liquide et vapeur dans le séparateur, et un dispositif anti vortex pour casser le tourbillon généré par l'orifice tubulaire de sortie de liquide.

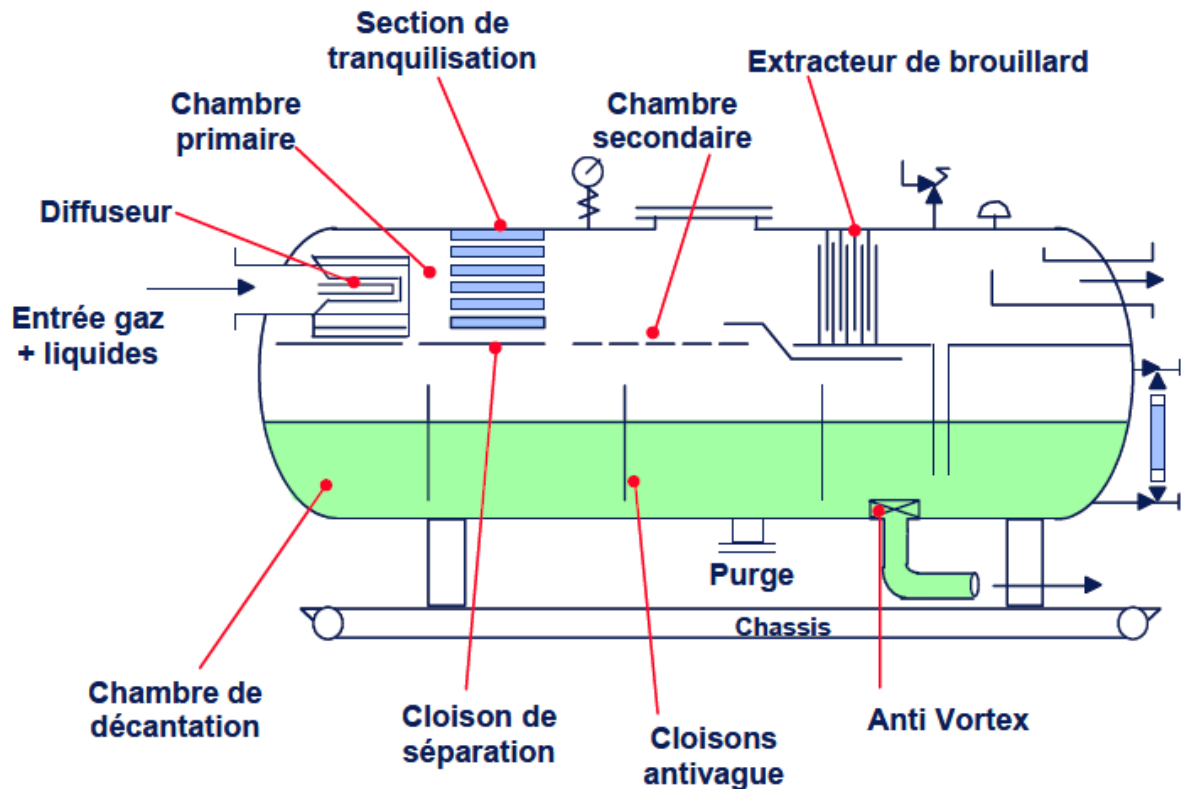


Figure 13 Les composants d'un séparateur horizontal

### 3.3) Dimensionnement d'un séparateur horizontal triphasique

Les procédures conventionnelles de dimensionnement des séparateurs demandent beaucoup de travail et exigent de nombreuses méthodes manuelles d'essai et d'erreur, avec de larges consultations de tables et nécessitent l'application de nombreuses règles empiriques. En fonction de la diversité des données de production disponibles et du nombre d'itérations à effectuer, il devient difficile d'établir une méthode de dimensionnement acceptable et facilement disponible.

Parmi les méthodes les plus utilisées et qui décrivent précisément une méthode étape par étape utilisée dans la conception des séparateurs, sont les procédures de base établies par Svrcek et Monnery en 1994 et Arnold et Stewart en 2008.

Selon C.O. Olotu et S. Osisanya dans leur article de développement d'un programme informatique

facile à utiliser pour la conception de séparateurs, la procédure proposée par Arnold et Stewart est plus convenable pour le dimensionnement des séparateurs. Cela est dû au fait qu'elle implique l'utilisation de moins de variables et de constantes de conception, et qu'elle ne repose pas sur l'utilisation des abaques et des tableaux pour estimer les dimensions. Il y a moins de suppositions, le temps de calcul est réduit et les procédures de calcul sont faciles à comprendre et moins exposés aux erreurs.

### 3.4) Procédure de dimensionnement des séparateurs horizontaux triphasiques

#### 3.4.1) Méthode d'Arnold et Stewart

La procédure utilisée est celle de Arnold et Stewart, pour un séparateur horizontal triphasique à moitié plein de liquide.

##### Établissement de la base de conception

C'est la première étape dans le dimensionnement d'un séparateur horizontal. Ceci comprend la spécification des débits des fluides produits, leurs densités et viscosités, la pression et la température de séparation.

##### Sélection du temps de rétention de l'eau et de l'huile

Un certain volume d'huile est nécessaire pour s'assurer que l'huile atteint l'équilibre et que les bulles de gaz sont libérées. Un volume supplémentaire est nécessaire pour que l'eau libre ait le temps de coalescer en gouttelettes de taille suffisante pour se déposer. En général, le temps de rétention doit être augmenté lorsque la gravité ou la viscosité de l'huile augmente. Il est courant d'utiliser des temps de rétention allant de 3 minutes à 30 minutes selon les données de laboratoire ou de terrain. Si ces informations ne sont pas disponibles, on peut utiliser les recommandations présentées dans la **figure 14**.

<b>°API Gravity</b>	<b>Minutes</b>
Condensate	2–5
Light crude oil (30°–40°)	5–7.5
Intermediate crude oil (20°–30°)	7.5–10
Heavy crude oil (less than 20°)	10+

Note: If an emulsion exists in inlet stream, increase above retention times by a factor of 2 to 4.

**Figure 14 Temps de rétention de l'huile**

De même, un certain volume d'eau est nécessaire pour garantir que la plupart des grandes gouttelettes d'huile entraînées dans l'eau ont suffisamment temps pour coalescer et remonter à

l'interface huile-eau. Il est courant d'utiliser temps de rétention pour la phase aqueuse allant de 3 minutes à 30 minutes en fonction des données de laboratoire ou de terrain. Si ces informations ne sont pas disponibles, un temps de rétention d'eau de 10 minutes est recommandé pour la conception.

#### Calcul de l'épaisseur de l'huile maximale

La vitesse des gouttelettes d'eau qui se déposent dans l'huile peut être calculée à l'aide de la loi de Stokes. A partir de cette vitesse et du temps de rétention de la phase huileuse spécifié, la distance à laquelle une gouttelette d'eau peut se déposer peut-être déterminée. Cette distance établit une épaisseur maximale d'huile. Donc ce paramètre représente l'épaisseur maximale que peut avoir l'huile tout en permettant aux gouttelettes d'eau de se déposer à temps de rétention.

$$(h_o)_{max} = 1.28 \times 10^{-3} \frac{(t_r)_o (Sg_l - Sg_g) d_{mw}^2}{\mu_o}$$

$d_{mw}$  : Diamètre des gouttelettes de l'eau à séparer de l'huile ( $\mu\text{m}$ ).

$(h_o)_{max}$  : L'épaisseur de l'huile maximale (in).

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

$\mu_o$  : Viscosité de l'huile (cp).

$Sg_l$  : La densité du liquide.

$Sg_g$  : La densité du gaz.

Il est difficile de prédire le diamètre des gouttelettes d'eau qui doivent être déposées hors de la phase huileuse pour coïncider avec la définition de "Free Oil". Si des données de laboratoire ou de terrain ne soient disponibles, de bons résultats ont été obtenus en dimensionnant le l'épaisseur de l'huile de manière à ce que les gouttelettes d'eau de 500  $\mu\text{m}$  et plus se déposent hors de la phase huileuse. Pour le pétrole brut lourd, il est parfois nécessaire de dimensionner le séparateur pour que des gouttelettes d'eau de 1000  $\mu\text{m}$  se déposent.

#### Calcul de la fraction de la surface de la section transversale du séparateur occupée par l'eau

Le volume représente la surface de la section multiplier par la longueur de séparateur. Cette dernière est constante, donc la fraction des surfaces est la même la fraction des volumes. On prend en considération que le séparateur est à moitié plein de liquide, alors le volume total de l'eau et de l'huile représente la moitié du volume de séparateur, et les volumes sont calculés d'après les débits et les temps de rétention.

$$\frac{A_w}{A} = (0.5) \frac{Q_w (t_r)_w}{(t_r)_o Q_o + (t_r)_w Q_w}$$

$A$  : La surface de la section transversale du séparateur ( $\text{ft}^2$ )

$A_w$  : La surface de la section transversale du séparateur occupée par l'eau ( $\text{ft}^2$ )

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

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

$Q_o$  : Débit de l'huile (bbl/d)

$Q_w$  : Débit de l'eau (bbl/d)

### Calcul du diamètre intérieur maximal du séparateur

En utilisant la fraction de la surface de la section transversale du séparateur occupée par l'eau calculée de l'étape précédente et la courbe proposée par Arnold et Stewart **figure 15**, on estime la fraction de l'épaisseur de l'huile maximale du diamètre intérieur maximal du séparateur ( $\beta$ ).

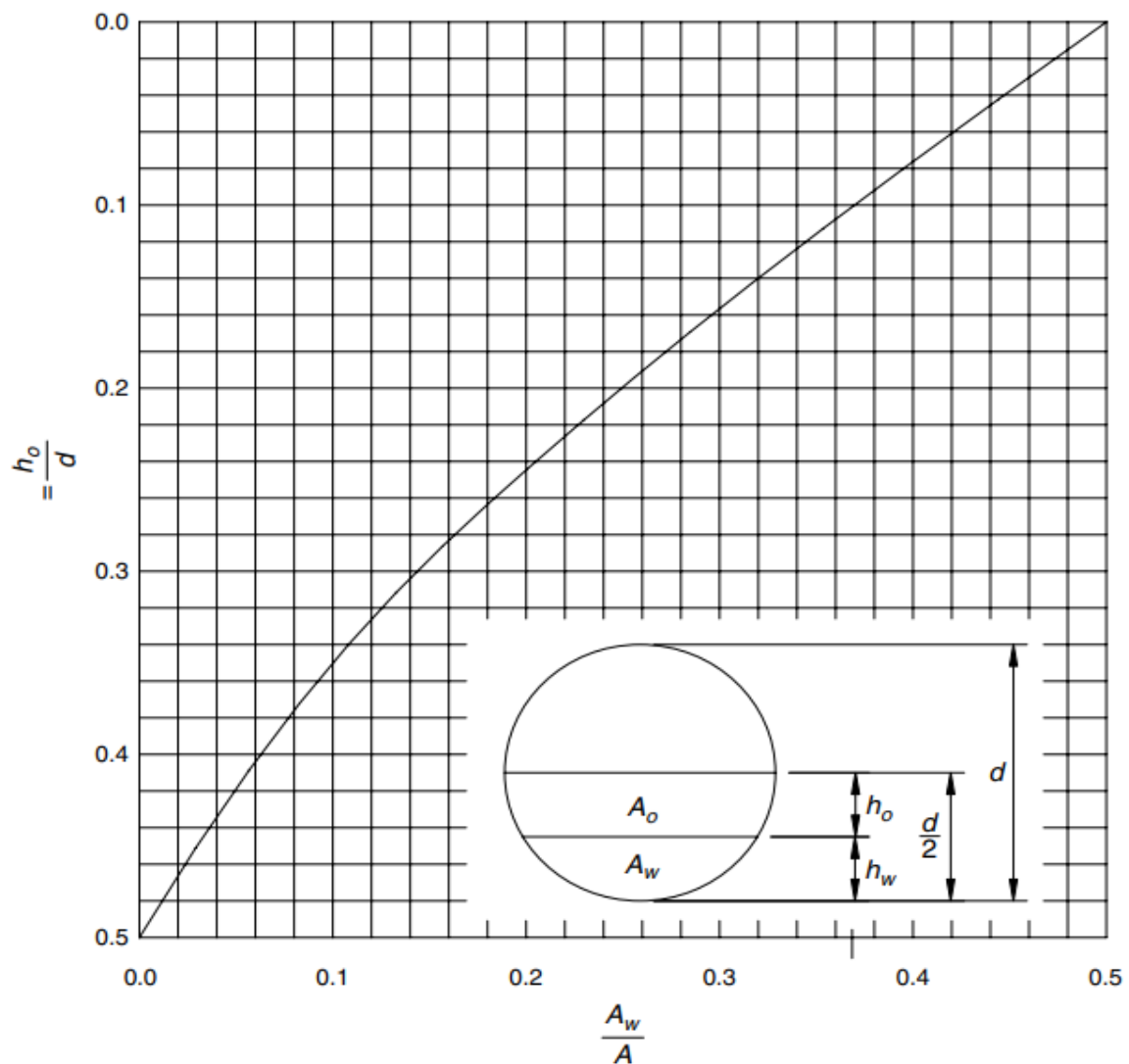


Figure 15 Courbe de  $\beta$

Le diamètre intérieur maximal du séparateur est calculé par l'équation suivante

$$d_{max} = \frac{(h_o)_{max}}{\beta}$$

$d_{max}$  : diamètre intérieur maximal du séparateur (in).

$(h_o)_{max}$  : L'épaisseur de l'huile maximale (in).

$\beta$  : la fraction de l'épaisseur de l'huile maximale du diamètre intérieur maximal du séparateur.

### Contrainte de capacité de gaz

Dans la section de séparation par gravité, les gouttelettes de liquide sont séparées par la force de gravité. Les gouttelettes contenues dans le gaz, se déposent à une vitesse de décantation.

À cette vitesse, la force de gravité qui s'exerce sur la gouttelette est égale à la force de traînée exercée sur la gouttelette en raison de son mouvement à travers la phase gazeuse. En prenant le temps de rétention du gaz égal au temps nécessaire à une goutte de liquide pour se déposer à l'interface liquide.

$$dL_{eff} = 420 \left( \frac{T_{sep} Z_{sep} Q_g}{P_{sep}} \right) \left[ \left( \frac{\rho_{g\ sep}}{\rho_l - \rho_{g\ sep}} \right) \frac{C_D}{d_{ml}} \right]^{1/2}$$

$d$  : Diamètre intérieur du séparateur (in).

$L_{eff}$  : Longueur effective du séparateur (ft).

$T_{sep}$  : Température de séparation (°R)

$P_{sep}$  : Pression de séparation (psia).

$Z_{sep}$  : Facteur de compressibilité à la pression et la température de séparation.

$Q_g$  : Débit du gaz (MMscf/d).

$\rho_{g\ sep}$  : Masse volumique de gaz à la pression et la température de séparation (lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_l$  : Masse volumique de liquide (lb/ft<sup>3</sup>).

$C_d$  : Coefficient de frottement.

$d_{ml}$  : Diamètre des gouttelettes de liquide à séparer du gaz (µm).

### La contrainte du temps de rétention de l'huile et de l'eau

La contrainte est basée sur le calcul du volume d'huile et d'eau dans le séparateur déterminé par le débit de gaz et d'huile pour une durée correspondant au temps de rétention.

$$d^2 L_{\text{eff}} = 1.42[(t_r)_o Q_o + (t_r)_w Q_w]$$

$d$  : Diamètre intérieur du séparateur (in).

$L_{\text{eff}}$  : Longueur effective du séparateur (ft).

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

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

$Q_o$  : Débit de l'huile (bbl/d)

$Q_w$  : Débit de l'eau (bbl/d)

### Calcul de longueur seam to seam :

La longueur effective peut être calculée à partir des équations précédentes. A partir de cette longueur, on peut estimer la longueur seam-to-seam, qui La longueur réelle requise dépend de la conception physique du séparateur. Pour les séparateurs dimensionnés en fonction de la capacité en gaz, une partie de la longueur est nécessaire pour répartir uniformément le gaz près du déflecteur d'entrée, une autre partie est nécessaire pour l'extracteur de brouillard.

$$L_{\text{ss}} = L_{\text{eff}} + \frac{d}{12}$$

Pour les séparateurs dimensionnés en fonction de la capacité en liquide, une partie de la longueur est nécessaire pour la distribution du flux au déviateur d'entrée et à la sortie du liquide.

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

$d$  : Diamètre intérieur du séparateur (in).

$L_{\text{ss}}$  : la longueur seam-to-seam du séparateur (ft).

### Slenderleness Ratio

Pour chaque dimensionnement de séparateur, il existe une combinaison de longueur et de diamètre qui minimiser le coût. En général, plus le diamètre est petit, plus son coût est réduit. Cependant, la diminution du diamètre augmente les vitesses du fluide et les turbulences. Plus le diamètre est petit plus la probabilité que le gaz entraîne des liquides ou que l'interface huile-eau soit détruite augmente. L'expérience indique que le rapport de la longueur seam-to-seam divisée par le diamètre extérieur doit être compris entre 3 et 5. Ce rapport est appelé "Slenderness Ratio". Des rapports en dehors de l'intervalle de 3 à 5 peuvent être utilisés, mais ne sont pas aussi courants. Selon les standards API 12J les rapports doivent être supérieur à 2.

Nous sélectionnons les combinaisons de longueur et de diamètre qui vérifient les contraintes

précédentes et l'intervalle de Slenderness Ratio.

### La sélection finale des dimensions

Lors de la sélection finale, il est toujours plus économique de choisir une dimension standard. Les tailles API pour les petits séparateurs peuvent être trouvées dans API 12J. Pour les tailles plus grandes, dans la plupart des cas et selon les spécifications d'API 12J, les diamètres sont des multiples de 6 in, la longueur est un multiple de 5 ft.

#### 3.4.2) Méthode de Svrcek et Monnery :

Destiné pour le design d'un séparateur horizontal avec une plaque de déversoir pour l'objectif d'avoir le diamètre et la longueur de séparateur, elle contient 20 étapes à suivre :

1. Calculez le débit volumétrique  $Q_V$  en ft<sup>3</sup>/s de la vapeur :

$$Q_V = \frac{W_V}{3,600\rho_V}$$

$W_V$  : Débit massique de vapeur (lb/h).

$\rho_V$  : Masse volumique de vapeur (lb/ft<sup>3</sup>).

2. Calculez les débits volumétriques des liquides légers  $Q_{LL}$  et lourds  $Q_{HL}$  en ft<sup>3</sup>/min, dans notre cas c'est l'huile et l'eau :

$$Q_{LL} = \frac{W_{LL}}{60\rho_L}$$

$$Q_{HL} = \frac{W_{HL}}{60\rho_H}$$

$W_{LL}$  : Débit massique de liquide léger (lb/h).

$W_{HL}$  : Débit massique de liquide lourd (lb/h).

3. Calculez la vitesse verticale terminale de la vapeur en ft/s (trouver  $K$  du **Figure 16**) et fixer  $U_V = 0,75U_T$  :

$$U_T = K \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2}$$

4. Sélectionnez les temps de rétention et de séjour du **Figure 17**, et calculez le volume de rétention et le volume de séjour  $V_H$  et  $V_S$  :

$$V_H = T_H Q_L$$

$$V_S = T_S Q_L$$

$Q_L$  : Débit liquide totale (ft<sup>3</sup>/min).

5. Obtenez  $L/D$  à partir du **Figure 18** et calculer initialement le diamètre en ft selon :

$$D = \left( \frac{16(V_H + V_S)}{0.6\pi(L/D)} \right)^{1/3}$$

Calculez ensuite la section transversale totale  $A_T$  :

$$A_T = \frac{\pi D^2}{4}$$

6. Réglez la hauteur de l'espace de vapeur  $H_V$  à la plus grande des deux valeurs  $0,2D$  ou  $2$  ft, en utilisant  $H_V/D$  du **Figure 19**, obtenir  $A_V/A_T$  et calculer  $A_V$ .

7. Calculer le niveau bas du liquide dans le compartiment liquide léger en utilisant cette équation :

$$H_{LLL} = 0.5D + 7$$

Où  $D$  est en pieds et  $H_{LLL}$  en pouces (arrondir au pouce le plus proche) si  $D \leq 4$  ft donc

$H_{LLL} = 9$  in, en utilisant  $H_{LLL}/D$  dans le **Figure 19**, calculer  $A_{LLL}$ .

8. Calculer la hauteur du déversoir :

$$H_w = D - H_v$$

Si  $H_w < 2$  augmenter  $D$  et répétez les calculs de l'étape 6.

9. Calculez la longueur minimale du compartiment du liquide léger pour tenir compte de rétention/séjour  $L_2$  :

$$L_2 = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLL}}$$

Arrondir à la moitié de pied la plus proche, le minimum de  $L_2 = d_N + 12$  in

10. En plaçant l'interface à la hauteur  $H_w/2$ , on obtient les hauteurs des liquides lourds et légers  $H_{HL}$  et  $H_{LL}$ .

11. Pour le compartiment de décantation du liquide, calculer la surface de la section transversale du liquide lourd en utilisant  $H_{HL}/D$  du **Figure 19** et calculer la section transversale du liquide léger à partir de :

$$A_{LL} = A_T - A_V - A_{HL}$$

12. Calculez la vitesse de décantation du liquide lourd hors de la phase liquide légère,  $U_{HL}$ , et

du liquide léger hors de la phase liquide lourde  $U_{LH}$  (trouver  $k_S$  dans le **Figure 20**).

$$U_{HL} = \frac{k_S(\rho_H - \rho_L)}{\mu_L}$$

$$U_{LH} = \frac{k_S(\rho_H - \rho_L)}{\mu_H}$$

13. Calculez les temps de décantation de liquide lourd hors de la phase liquide légère et du liquide léger hors de la phase liquide lourde :

$$t_{HL} = 12H_{LL}/U_{HL}$$

$$t_{LH} = 12H_{HL}/U_{LH}$$

14. Calculez le minimum de  $L_1$  pour faciliter la séparation liquide/liquide comme le plus grand de :

$$L_1 = \max\left(\frac{t_{LH}Q_{HL}}{A_{HL}}, \frac{t_{HL}Q_{LL}}{A_{LL}}\right)$$

Arrondir à la moitié de pied la plus proche.

15. Trouve  $L$  :

$$L = L_1 + L_2$$

16. Calculez le temps d'écoulement du liquide :

$$\phi = H_v/U_v$$

17. Calculez la vitesse réelle de la vapeur :

$$U_{VA} = Q_v/A_v$$

18. Calculez la longueur minimale requise pour la séparation vapeur/liquide  $L_{MIN}$  :

$$L_{MIN} = U_{VA}\phi$$

19. Si  $L < L_{MIN}$  alors régler  $L = L_{MIN}$  (contrôles de séparation vapeur/liquide), Il résulte simplement un temps de rétention et de séjour supplémentaires, Si  $L \ll L_{MIN}$  alors augmentez  $H_v$ , recalculez  $A_v$  et répétez les calculs de l'étape 6. Si  $L > L_{MIN}$  la conception est acceptable pour la séparation vapeur/liquide. Si  $L \gg L_{MIN}$  (séparation des liquides et contrôle de la rétention)  $L$  ne peut être réduit et  $L_{MIN}$  augmenté si  $H_v$  est réduit.  $H_v$  ne peut être réduit que si elle est supérieure au minimum spécifié à l'étape 9, avec un  $H_v$  réduit, recalculez  $A_v$  et répéter à partir de l'étape 9.

20. Calculer  $L/D$ , si  $L/D \ll 1.5$  alors diminuer  $D$  (seulement s'il est déjà au minimum) et répéter à partir de l'étape 6, Si  $L/D \gg 6$  alors augmentez  $D$  et répétez à partir de l'étape 5.

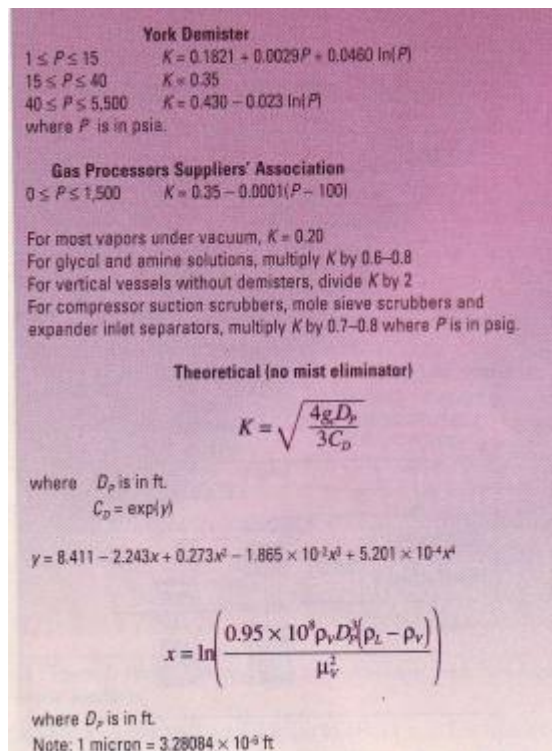


Figure 16 valeurs de K

Service	Holdup time, min (NLL — LLL)	Surge time, min (NLL — HLL)
A. Unit feed drum	10	5
B. Separators		
1. Feed to column	5	3
2. Feed to other drum or tankage		
a. With pump or through exchanger	5	2
b. Without pump	2	1
3. Feed to fired heater	10	3
C. Reflux or product accumulator		
1. Reflux only	3	2
2. Reflux and product	3+	2+
(Based on reflux (3 min) plus appropriate holdup time of overhead product (as per B 1–3))		
D. Column bottoms		
1. Feed to another column	5	2
2. Feed to other drum or tankage		
a) With pump or through exchanger	5	2
b) Without pump	2	1
3. Feed to fired reboiler	5–8	2–4
(Based on reboiler vapor expressed as liquid (3 min) plus appropriate holdup time for the bottom product (as per D 1, 2))		

Figure 17 Valeurs de temps de rétention et séjour

Vessel operating pressure, psig	L/D
0 < P ≤ 250	1.5-3.0
250 < P < 500	3.0-4.0
500 < P	4.0-6.0

Figure 18 Valeurs de L/D

$$y = \frac{a + cx + ex^2 + gx^3 + ix^4}{1.0 + bx + dx^2 + fx^3 + hx^4}$$

*H/D to A/A<sub>T</sub><sup>0.5</sup>*  
 $y = A/A_T$   
 $x = H/D$

$a = -4.755930 \times 10^{-3}$   
 $b = 3.924091$   
 $c = 0.174875$   
 $d = -6.358805$   
 $e = 5.668973$   
 $f = 4.018448$   
 $g = -4.916411$   
 $h = -1.801705$   
 $i = -0.145348$

*A/A<sub>T</sub> to H/D\**  
 $y = H/D$   
 $x = A/A_T$

$a = 0.00153756$   
 $b = 26.787101$   
 $c = 3.299201$   
 $d = -22.923932$   
 $e = 24.353518$   
 $f = -14.844824$   
 $g = -36.999376$   
 $h = 10.529572$   
 $i = 9.892851$

Figure 19 Conservation hauteur/surface

Light Phase	Heavy Phase	Minimum droplet dia., μm	k <sub>s</sub>
Hydrocarbons			
S <sub>2</sub> at 60°F < 0.85	Water or caustic	127	0.333
S <sub>2</sub> at 60°F < 0.85	Water or caustic	89	0.163
Water	Furfural	89	0.163
Methylethyl ketone	Water	89	0.163
sec-Butyl alcohol	Water	89	0.163
Methyl isobutyl ketone	Water	89	0.163
Nonyl alcohol	Water	89	0.163

Figure 20 Valeurs de Ks

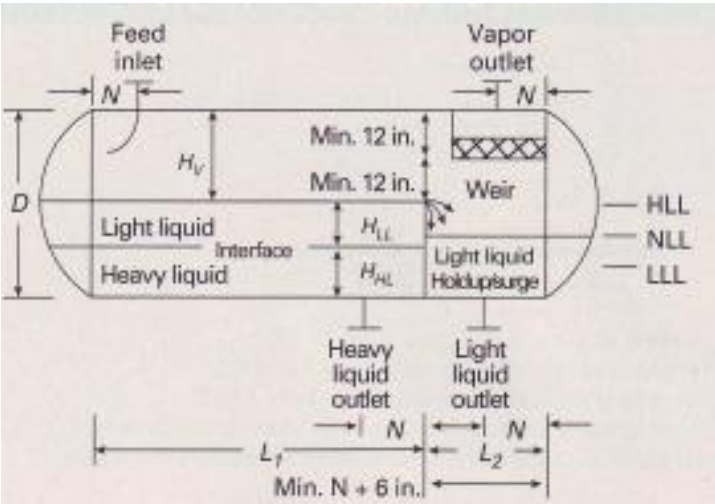


Figure 21 Séparateur horizontal avec une plaque de déversoir

## Chapitre 4 : Pompe et Compresseur

Lorsque le fluide s'écoule le long d'une conduite, il va perdre son énergie à cause de frottement et l'élévation, donc il est nécessaire de compenser cette énergie par une pompe pour le liquide et un compresseur pour le gaz.

### 4.1) Les Pompes :

Les pompes, qu'elles soient centrifuges ou volumétriques sont utilisées pour véhiculer des liquides de toutes sortes : eau, hydrocarbures, liquides plus ou moins visqueux, produits chimiques ou toxiques tel que le benzène. Cependant, elles peuvent véhiculer du gaz dans le cas des pompes à vide tel que les pompes rotatives à anneaux liquide.

Dans le cas d'une installation EPF, une pompe à vis est installée à cause de sa fiabilité.

#### 4.1.1) Type de pompes :

On peut diviser Les pompes en deux catégories principales :

##### Les pompes centrifuges :

Le mouvement du liquide résulte de l'accroissement d'énergie qui lui est communiqué par la force centrifuge.

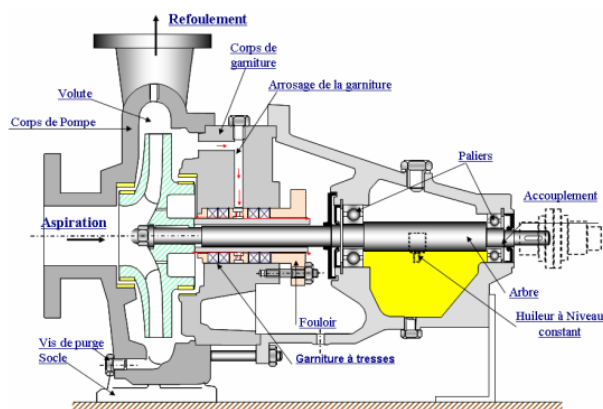
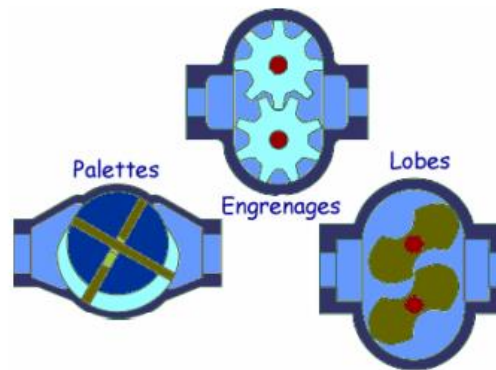


Figure 22 Pompe centrifuge

##### Les pompes volumétriques :

L'écoulement résulte de la variation d'une capacité occupée par le liquide.



**Figure 23 Pompe volumétrique**

#### **4.1.2) Pompe volumétrique à vis :**

Elles sont particulièrement adaptées aux fluides multiphasiques avec du gaz et des solides en suspension, à des températures relativement modérées. Les pompes à vis sont idéales pour les liquides sensibles au cisaillement. Une pompe à cavité progressive PC est une pompe volumétrique mais son fonctionnement ne repose pas sur des vannes. Elles sont capables de produire un débit répétable assez précis et le débit est relativement indépendant de la hauteur de charge. Fonctionnant sans soupapes, la pompe à vis délivre son débit sans pulsations. Elle ne se bloque pas l'air et comme elle ne dépend pas des vannes comme une pompe volumétrique conventionnelle, le NPSHr est faible.

Le stator est en élastomère et le rotor peut être en acier au carbone ou en acier inoxydable à profil sensiblement sinusoïdal, dont le pas est la moitié du pas du stator. Les rotors en acier au carbone sont généralement revêtus pour une meilleure résistance à l'usure. Les pompes à vis ont un seul arbre qui nécessite une étanchéité.

Elle est caractérisée par :

Débit : jusqu'à 240 m<sup>3</sup>/h

Pression : jusqu'à 200 bars

Température : de -40°C à 130°C

Liquides très fortement chargés ou hétérogène

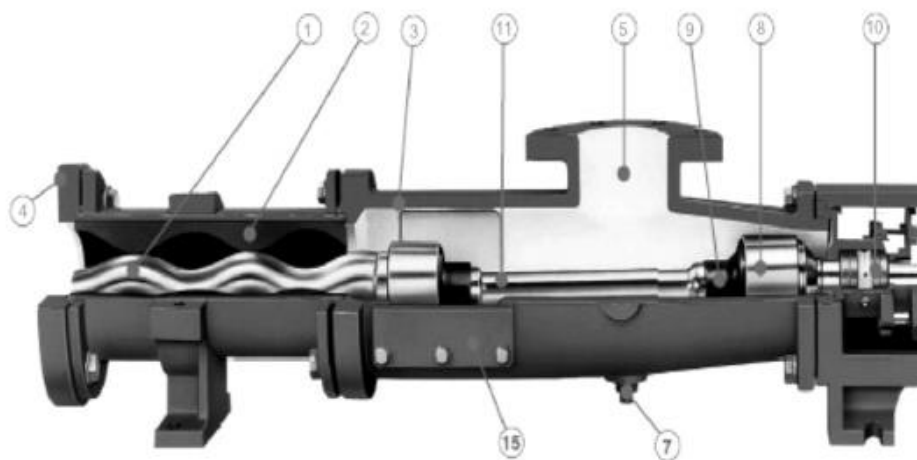
Réversible

Fonctionnement très silencieux

Sécurité : un clapet de décharge doit être installé sur le refoulement.

Elle est composée de :

1. Rotor
2. Stator (généralement en matériau élastomère)
3. Parties mouillables du corps
4. Bride de décharge de la pompe (sortie)
5. Bride d'aspiration de la pompe (entrée)
7. Bouchon de vidange pour vidanger le boîtier d'aspiration
8. Joint universel
9. Etanchéité
10. Presse d'étanchéité
11. Tige de raccordement
15. Port d'inspection.

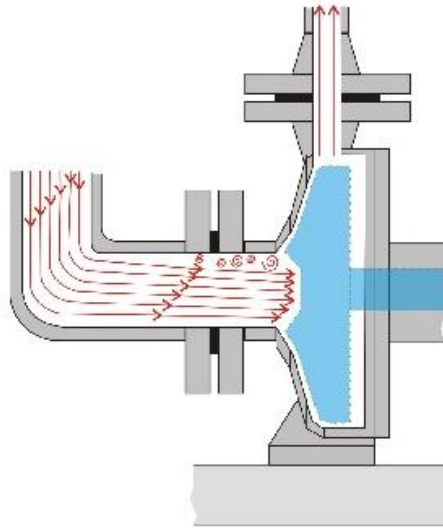


**Figure 24 Composants d'une pompe à vis**

#### **4.1.3) Conduite d'aspiration :**

Les pompes fonctionnent plus efficacement lorsque le fluide est délivré dans un flux laminaire, lisse et sans à-coups car toute forme de turbulence réduit le rendement et augmente l'usure des roulements, des joints et des autres composants de la pompe. Il doit y avoir au minimum une longueur de 5 fois le diamètre de conduite droite reliée à la pompe. Ne jamais connecter un coude, un réducteur, une vanne ou une crépine dans cette dernière partie de la conduite. Si vous raccordez un coude directement à la bride de la pompe, le fluide est effectivement centrifugé vers la courbe

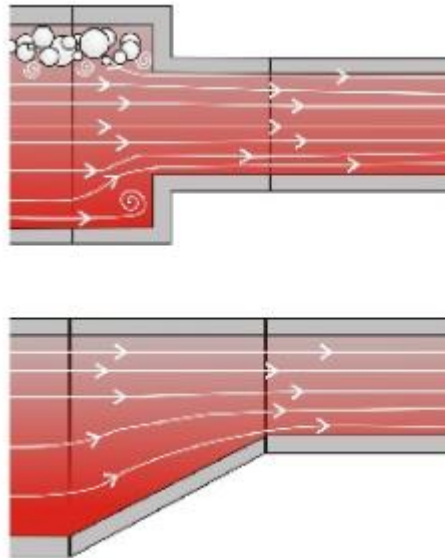
extérieure du coude et non dirigé vers le centre ce qui entraîne souvent une usure et une défaillance prématurée.



**Figure 25 L'effet de coude**

Les petits diamètres de conduites entraînent des pertes par frottement plus importantes, ce qui signifie que le fonctionnement de votre système de pompage coûte plus cher. D'un autre côté, les conduites de plus grand diamètre sont plus chères, il faut donc mettre en balance l'augmentation du coût avec les économies d'énergie probables résultant de la réduction des pertes par frottement. Il est également judicieux de choisir un diamètre le plus large possible et réduire au maximum la longueur de la conduite en positionnant la pompe aussi près que possible de la source de fluide.

Une large conduite signifie qu'on a besoin d'un réducteur avant l'entrée de la pompe. Un réducteur est une constriction et nécessite une conception soignée pour éviter les turbulences et la création de poches d'air ou la vapeur pourraient s'accumuler. La meilleure solution est d'utiliser un réducteur excentrique orienté de manière à éliminer la possibilité de poches d'air.



**Figure 26 Sans et avec réducteur excentrique**

Il est essentiel que la conduite d'aspiration soit dimensionnée de manière à ce que le NPSH disponible soit supérieur au NPSH requis de la pompe. Souvent, ceci peut être réalisé en élevant le réservoir d'aspiration ou en fournissant une pompe centrifuge à faible hauteur d'élévation pour alimenter la pompe alternative.

L'élévation de la pompe sert aussi à les gaz qui s'accumulent dans le système puissent retourner dans le réservoir plutôt que de passer par la pompe.

Si NPSH disponible est trop basse, la rupture des vannes et les coûts de maintenance de la pompe seront excessifs.

La vitesse de liquide dans la conduite d'aspiration doit être entre 1-4 ft/s.

#### **4.1.4) Conduite de refoulement :**

Lors de la conception d'un système de conduite de refoulement pour les pompes à mouvement alternatif, il est nécessaire d'éviter les coudes brusques, les réducteurs, les vannes dont l'ouverture n'est pas totale, etc. à proximité de la pompe, ces éléments peuvent renvoyer les coups de bélier vers la pompe. La conduite de refoulement doit être solidement ancrée aussi près de la pompe que possible pour éviter que les vibrations du système n'agissent directement sur la pompe. Des soupapes de sécurité (PSV) doivent être installées sur la conduite de refoulement près de la pompe. La vitesse de liquide dans la conduite doit être entre 4-8 ft/s.

#### **4.1.5) Critère du choix d'une pompe à vis :**

Pour choisir une pompe adéquate à l'installation d'EPF on doit prendre en considération ces paramètres :

### Cavitation :

Le point d'ébullition d'un liquide correspond à la température à laquelle sa pression de vapeur est la même que la pression de son environnement. Dans tout système de pompage, il existe un profil de pression complexe. Il résulte de nombreuses propriétés du système, le débit, la pression de tête, les pertes par frottement à l'intérieur de la pompe et dans l'ensemble du système. Dans une pompe volumétrique, la pression du fluide diminue lorsqu'il est aspiré dans le cylindre, la pression du fluide augmente à nouveau lorsqu'il est expulsé.

Si la pression du fluide en un point quelconque de la pompe est inférieure à sa pression de vapeur, il va littéralement bouillir, formant des bulles de vapeur à l'intérieur de la pompe. La formation de bulles entraîne une perte de débit et une augmentation des vibrations et du bruit, mais le plus grand danger se présente lorsque les bulles passent dans une section de la pompe à une pression plus élevée. La vapeur se condense et les bulles implosent, libérant localement d'énormes quantités d'énergie. Cela peut être très dommageable et provoquer une érosion importante des composants de la pompe.

Pour éviter la cavitation, la pression du fluide doit être maintenue au-dessus de sa pression de vapeur en tout point de son passage dans la pompe, en autre mot, le NPSH disponible doit être supérieure au NPSH requis.

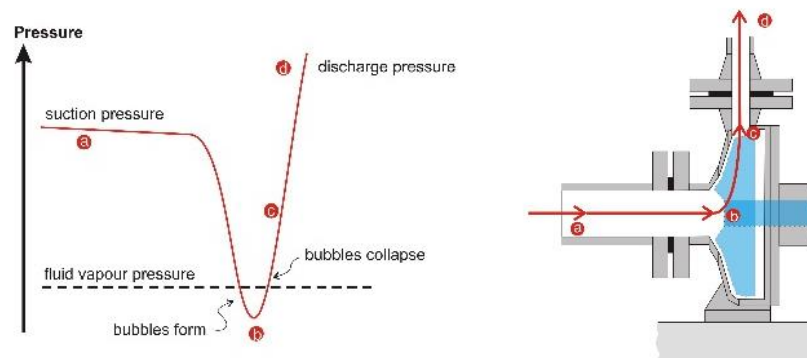


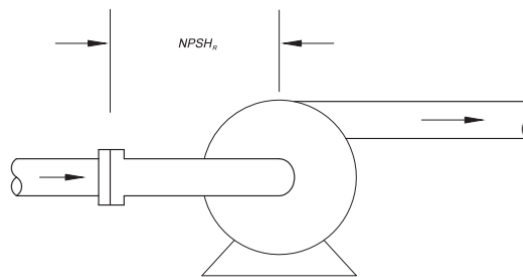
Figure 27 variation de la pression à l'intérieur d'une pompe

### NPSH requis :

C'est la quantité de NPSH nécessaire pour déplacer et accélérer le fluide de l'aspiration de la pompe vers la pompe elle-même, elle est déterminée soit par un test, soit par calcul par le fabricant

de la pompe.

Il est en fonction de la géométrie du fluide et la rugosité des surfaces.



**Figure 28 NPSH requis**

**NPSH disponible :**

C'est la pression totale en ft ou mètre de colonne liquide pompé déterminée à la bride d'aspiration de la pompe, moins la pression de vapeur du liquide à la température de fonctionnement.

Le NPSH disponible est une caractéristique du réseau, indépendante de la pompe, et que l'utilisateur doit définir pour choisir correctement sa pompe.

En pratique, pour qu'une pompe puisse fonctionner normalement sans cavitation, il faut calculer le NPSH disponible et vérifier qu'il est bien supérieur au NPSH requis qu'on ait déterminé à l'aide de la courbe fournie par le constructeur.

$$NPSH = \frac{P_{asp} - P_v}{Sg_o} \times 2.31$$

Avec :

$P_v$  : Pression de vapeur (psi)

Un liquide hydrocarboné est généralement en équilibre avec les vapeurs dans un récipient sous pression. Ainsi, les augmentations de la pression de fonctionnement du récipient sont presque entièrement compensées par une augmentation correspondante de la pression de vapeur. Lorsque cela se produit, la pression de vapeur sera égale à la pression de récipient, l'équation devient pour un séparateur en charge comme suite :

$$NPSH = H_{asp} - P_f \frac{2.31}{Sg_o}$$

Avec :

$H_{asp}$  : Hauteur entre le niveau statique de liquide dans le récipient et la pompe (ft)

$P_f$  : Perte de charge dû à la friction dans le circuit d'aspiration (psi).

**Hauteur manométrique :**

Une pompe est un équipement qui va fournir au liquide une énergie sous forme de différentiel de hauteur appelé hauteur manométrique de la pompe ou hauteur manométrique totale de la pompe HMT, La grandeur HMT représente la hauteur de liquide qui pourra être obtenue dans la tuyauterie de refoulement par rapport au niveau du liquide à l'aspiration.

$$HMT = \frac{P_{ref} - P_{asp}}{Sg_o} \times 2.31$$

Avec :

$HMT$  : Hauteur manométrique (ft)

$P_{ref}$  : Pression de refoulement (psi)

$P_{asp}$  : Pression d'aspiration (psi)

$SG$  : Densité de liquide

**Puissance hydraulique :**

Puisque la pompe développe une hauteur de charge H pour un débit Q, la puissance requise par la pompe est proportionnelle au produit de H et Q. Si le rendement est supposé être de 100 %, la puissance requise est appelée la puissance hydraulique.

Lorsque le rendement de la pompe est pris en compte, nous obtenons une estimation plus précise de la puissance réelle requise par la pompe, également appelée puissance au frein. La puissance hydraulique peut être calculée comme suit :

$$HHP = \frac{Sg_o \times q \times HMT}{3960}$$

Avec :

$HHP$  : Puissance hydraulique (hp)

$q$  : Débit de liquide (gpm)

### **Puissance au frein :**

C'est la quantité réelle de puissance qui doit être fournie à la pompe pour obtenir un débit et une hauteur donnés. Il s'agit de la puissance d'entrée de la pompe, ou de la puissance de sortie requise du moteur. Elle peut être calculée comme suit :

$$BHP = \frac{HHP}{e}$$

Avec :

$BHP$  : Puissance au frein (hp)

$e$  : Efficacité de la pompe

## **4.2) Les Compresseurs**

La différence entre la puissance au frein et la puissance hydraulique représente la puissance perdue par les roulements et les joints et les composants mécaniques. Les pertes de puissance sont transférées au fluide pompé, ce qui entraîne une augmentation de sa température. L'ajout de chaleur augmente la pression de vapeur, diminue le NPSHa, réduit la densité du fluide.

### **4.2.1) Types des compresseurs :**

Les quatre types d'équipement de compression rencontrés dans les unités de traitement et de conditionnement du gaz sont les :

#### **Compresseurs alternatifs :**

Consistent en un ou plusieurs cylindres chacun avec un piston qui se déplace dans les deux sens, déplaçant un volume à chaque mouvement.

#### **Compresseurs volumétriques rotatifs :**

Ces machines ont des performances de pression de refoulement limitées et c'est pourquoi ils ne sont pas fréquemment utilisés dans l'industrie du pétrole et du gaz malgré le fait qu'ils peuvent être employés pour des applications spéciales et le que leur facteur de fiabilité est généralement plus élevé que pour un compresseur alternatif.

#### **Compresseurs centrifuges et axiaux :**

Ils produisent un flux continu par l'intermédiaire d'éléments tournants (roues à aubes pour le compresseur centrifuge, rotor à ailettes pour le compresseur à flux axial)

#### **4.2.2) Chaleur de Compression :**

Il y a une relation entre la pression, le volume et la température d'un gaz, si un d'entre eux change, au moins un des deux autres doit aussi changer. Les changements sont exprimés comme deux Lois de Physique appelée la Loi de Boyle et la Loi de Charles, quand un gaz est comprimé, sa température augmente. En fait, l'augmentation de la température peut être très grande, l'augmentation de la température n'est habituellement pas favorable au processus, aussi des refroidisseurs (échangeurs) sont utilisés pour en abaisser la température.

#### **4.2.3) Echangeurs :**

Lorsqu'un gaz est comprimé sa température est augmentée, il y a plusieurs raisons pour laquelle cette augmentation de la température n'est pas souhaitable, une des raisons principales est qu'il réduit l'efficacité du compresseur, c'est-à-dire qu'il fait faire plus de travail au compresseur pour le même résultat. En terme d'énergie cela signifie une consommation supérieure non nécessaire puisque identique en terme de résultat. La température du gaz peut être réduite en utilisant un échangeur, si le compresseur possède plus d'un étage, le gaz peut être refroidi lorsqu'il passe d'un étage au suivant.

#### **4.2.4) Critère de choix d'un compresseur :**

La procédure suivante peut être utilisée pour calculer le nombre d'étages de compression et la température de refoulement :

D'abord calculez le ratio total de compression en utilisant cette équation :

$$R_t = \frac{P_d}{P_s}$$

Avec :

$P_d$  : La pression de refoulement (psi)

$P_s$  : La pression d'aspiration (psi)

Si le ratio de compression est inférieur à 5, envisagez d'utiliser un seul étage. Si ce n'est pas le cas, sélectionnez un nombre initial d'étages de sorte que le rapport par étage soit inférieur à 5. Pour les calculs initiaux, on peut supposer que le ratio de compression par étage est égal pour chaque étage, on le calcul avec cette équation :

$$R = \left(\frac{P_d}{P_s}\right)^{\frac{1}{n}}$$

Avec :

$n$  : Nombre de stage

Ensuite, calculer la température des gaz de décharge du premier étage :

$$T_d = T_s \left(\frac{P_d}{P_s}\right)^{\frac{K-1}{K}}$$

Avec :

$T_s$  : Température d'aspiration (°R)

$K$  : Ratio des chaleurs spécifique =  $\frac{C_p}{C_v}$

$C_p$  : Chaleur spécifique à pression constante

$C_v$  : Chaleur spécifique à volume constante.

Si elle est supérieure de 300 °F, soit un nombre suffisant d'étages n'a pas été sélectionné ou un refroidissement supplémentaire des gaz d'aspiration est nécessaire, si la température des gaz d'aspiration de chaque étage ne peut pas être diminuée, augmentez le nombre d'étages d'une unité et recalculez la température de refoulement.

\*

# **Partie pratique**

## Chapitre 5 : Conception et validation de programme

Pour construire ce programme, on a divisé le code en plusieurs fonctions, chaque fonction à l'objectif de calculer un paramètre spécifique, puis les fonctions suivantes font appel aux fonctions précédentes jusqu'à l'obtention de notre objectif de calcul.

Toutes ces fonctions sont à l'intérieur de cinq fonctions globales, la ligne triphasique, le séparateur, la ligne de l'huile, de gaz et de l'eau, les cinq fonctions construisent notre fonction globale de ce programme dans laquelle l'utilisateur peut entrer tous ses inputs puis il appelle à cette fonction et elle affiche les résultats directement.

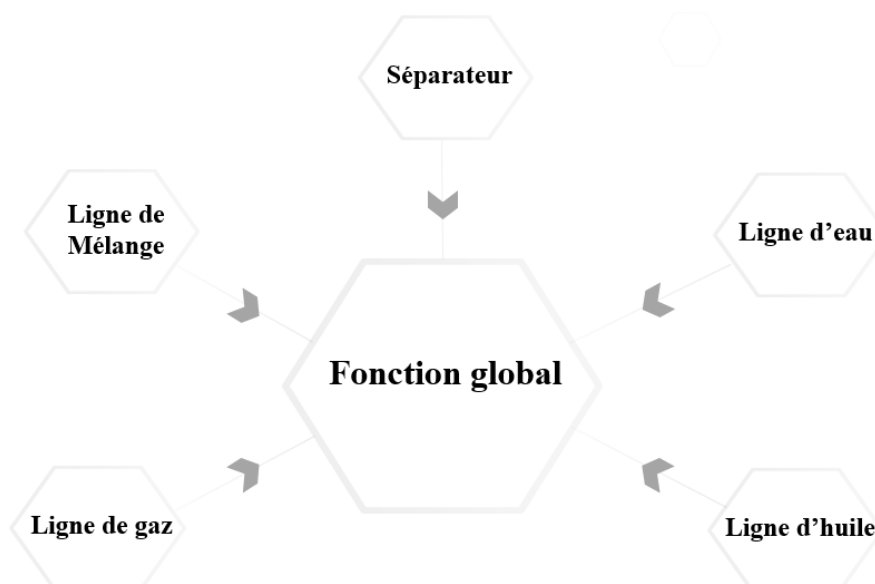


Figure 29 Conception du programme

Pour valider notre programme on a utilisé vingt échantillons et on les a comparés avec le logiciel PIPESIM de Schlumberger.

### 5.1) Ligne triphasique :

L'écoulement se fait de manifold vers le séparateur, le mélange va être séparé puis l'huile et le gaz sont transportés à l'usine de traitement à l'aide d'une pompe et un compresseur et l'eau est stockée dans un bourbier.

Dans le module de la ligne triphasique, on introduit la pression de séparateur, le débit et la densité de chaque phase, la température du manifold et la longueur et le niveau de la ligne du manifold vers le séparateur, l'acheminement de calcul est indiqué dans Figure 30 on prévoit comme résultat on a : le diamètre optimum et l'épaisseur de la ligne, la vitesse en amont et en aval, la pression au

manifold, la température reste constante puisque la méthode utilisée correspond à un écoulement isotherme, donc la température d'arrivée au séparateur est égale à la température du manifold, cette hypothèse est bien imposée pour notre cas car la ligne de mélange est très courte dans les installations EPF en conséquence, on peut négliger la variation de température.

Le diamètre est choisi de manière à éviter toute perte de pression supplémentaire qui peut causer un freinage d'écoulement donc il est suffisamment large, en plus il doit être assez économique.

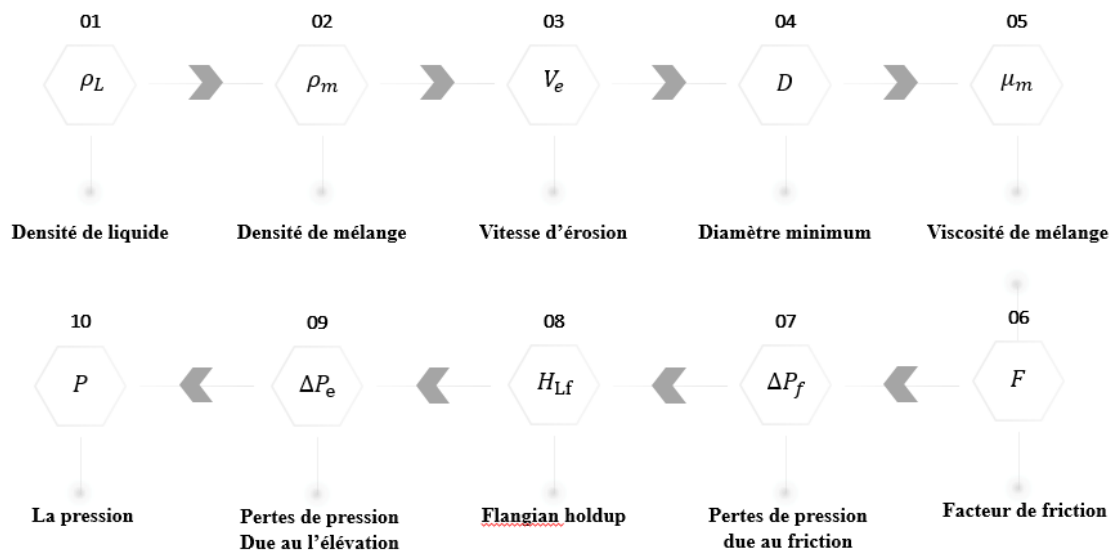


Figure 30 Schéma de la fonction globale de mélange

Les vingt échantillons utilisés sont présentés dans **tableau 1** où la hauteur de séparateur est 5 ft dans tous les tests :

	Qo [stb/d ]	Qw [stb/d]	Qg [mmscf/d ]	So	Sg	Sw	LMfd_Se p [ft]	Pse p [Psi]	T [F]
<b>1</b>	30562	14534	17	0,84	0,88	1,02	46	175	112
<b>2</b>	30150	7769	150	0,84	0,63	1,32	54	256	137
<b>3</b>	9342	17231	27	0,95	0,77	1,32	49	149	175

<b>4</b>	41099	5356	187	0,86	0,87	1,13	61	227	122
<b>5</b>	36031	5126	62	0,96	0,6	1,27	31	95	138
<b>6</b>	11956	15011	94	0,88	0,71	1,03	37	267	174
<b>7</b>	5284	9677	58	0,83	0,7	1,01	59	93	157
<b>8</b>	40465	1080	197	0,82	0,56	1,36	45	168	136
<b>9</b>	12521	19710	53	0,91	0,72	1,37	85	299	149
<b>10</b>	9819	3670	176	0,87	0,67	1,06	188	230	96
<b>11</b>	23138	2620	129	0,93	0,78	1,03	77	181	169
<b>12</b>	20944	14850	132	0,81	0,83	1,1	135	141	190
<b>13</b>	30135	14564	63	0,83	0,64	1,09	65	269	164
<b>14</b>	5347	16712	102	0,97	0,78	1,2	199	304	159
<b>15</b>	12313	11573	186	0,84	0,58	1,37	148	286	130
<b>16</b>	17531	1869	156	0,85	0,6	1,37	126	109	128
<b>17</b>	9312	12586	58	0,95	0,81	1,34	138	284	83
<b>18</b>	23048	6424	170	0,79	0,73	1,11	47	370	132
<b>19</b>	9641	19594	66	0,93	0,76	1,1	151	73	138
<b>20</b>	30650	6790	179	0,97	0,56	1,2	42	363	172

**Tableau 1 Echantillons utilisés pour la ligne de mélange**

Pour valider ce module on a testé tous ses échantillons dans Pipesim avec la corrélation de Beggs and Brill original, la comparaison entre le résultat de programme avec le résultat de Pipesim qui est indiqué avec le symbole ‘ est affiché dans **tableau 2**.

	P_outlet [psf]	P_inlet [psf]	P'_inlet [psf]	err (%)	V_in [ft/s]	V_in' [ft/s]	err (%)	V_out [ft/s]	V_out' [ft/s]	err (%)	D [inch]	ID [inch]	W [inch]	EVR
1	175	176,12	176,22	0,0567	27,41	25,85	6,0348	27,57	26,01	5,9977	12	11,6	0,57	0,79
2	256	256,64	256,65	0,0039	62,14	62,17	0,0483	62,3	62,33	0,0481	20	18,25	0,871	0,88
3	149	150,15	149,62	0,3542	32,93	33,18	0,7335	33,18	33,31	0,3903	16	14,58	0,707	0,64
4	227	227,54	227,58	0,0176	57,44	57,89	0,7773	57,58	58,04	0,7926	22	21,92	1,035	0,83
5	95	95,53	95,59	0,0628	70,42	70,5	0,1135	70,81	70,92	0,1551	20	18,25	0,871	0,88
6	267	267,51	267,35	0,0598	39,7	39,73	0,0755	39,79	39,78	0,0251	20	18,25	0,871	0,58
7	93	93,39	93,35	0,0428	47,47	47,77	0,628	47,67	47,95	0,5839	22	21,92	1,035	0,41
8	168	168,39	168,42	0,0178	86,42	86,59	0,1963	86,63	86,79	0,1844	22	21,92	1,035	0,88
9	299	300,07	299,64	0,1435	19,65	19,73	0,4055	19,72	19,77	0,2529	20	18,25	0,871	0,45
10	230	231,34	231,56	0,095	73,49	74,29	1,0769	73,93	74,8	1,1631	20	18,25	0,871	0,79
11	181	181,79	181,9	0,0605	78,89	79,51	0,7798	79,25	79,91	0,8259	20	18,25	0,871	0,9
12	141	141,76	141,6	0,113	63,51	63,97	0,7191	63,86	64,25	0,607	26	23,76	1,11	0,69
13	269	270,05	269,98	0,0259	42,33	41,82	1,2195	42,49	41,97	1,239	16	14,58	0,707	0,85
14	304	305,02	304,58	0,1445	21,36	21,65	1,3395	21,44	21,7	1,1982	26	23,76	1,11	0,34
15	286	286,83	286,7	0,0453	46,81	47,1	0,6157	46,95	47,21	0,5507	22	21,92	1,035	0,6
16	109	109,7	109,76	0,0547	103,23	103,79	0,5396	103,9	104,51	0,5837	22	21,92	1,035	0,78
17	284	286,23	286,43	0,0698	29,87	30,29	1,3866	30,11	30,55	1,4403	16	14,58	0,707	0,61
18	370	370,5	370,46	0,0108	46,98	46,99	0,0213	47,05	47,05	0	20	18,25	0,871	0,74
19	73	73,75	73,45	0,4084	48,78	49,29	1,0347	49,28	49,59	0,6251	28	25,6	1,19	0,48
20	363	363,67	363,66	0,0027	55,72	55,89	0,3042	55,82	55,99	0,3036	20	18,25	0,871	0,86

Tableau 2 Résultat obtenu pour la ligne de mélange

## 5.2) Validation de la fonction de séparateur :

Pour ce module, on valide notre résultat avec deux exemples qu'ils ont déjà testé, on compare la méthode de Svrcek and Monnery et la méthode d'Arnold and Stewart avec le résultat obtenue par

ces exemples, pour l'exemple 1 voici **tableau 3** qui montre toutes les entrées de programme :

Débit d'huile	5000 bbl/d
Débit d'eau	3000 bbl/d
Débit du gaz	5 MMscf/d
Pression de travail	100 psia
Température de travail	90 °F
API	30
Densité de l'huile	0,876
Densité du gaz	0,6
Densité de l'eau	1,07
Temps de rétention d'huile	10 min
Temps de rétention de l'eau	10 min
Viscosité d'huile	10 cp
Viscosité d'eau	1 cp
Masse volumique d'huile	54,7 lb/ft <sup>3</sup>
Masse volumique d'eau	62,11 lb/ft <sup>3</sup>
Masse volumique de gaz	0,3 lb/ft <sup>3</sup>
Coefficient de frottement	2,01
Surge time	5 min

**Tableau 3 exemple 1 de séparateur**

Le résultat de la méthode Svrcek and Monnery et la méthode d'Arnold and Stewart est obtenue dans **tableau 4** et **tableau 5** où on trouve notre résultat et le résultat de validation qui est indiqué

avec le symbole ‘.

Svrcek and Monnery			
D (inch)	L (feet)	D '(inch)	L '(feet)
60	10	90	16,5
		96	15,4
		102	12,8

**Tableau 4 Résultat 1 par la méthode Svrcek and Monnery**

Arnold and Stewart			
D (inch)	L (feet)	D '(inch)	L '(feet)
72	30	84	21,5
74	25	96	16,4
84	25	108	13

**Tableau 5 Résultat 1 par la méthode d’Arnold and Stewart**

Voici **tableau 6** pour l’exemple 2 qui montre toutes les entrées de programme :

Débit d'huile	3900 bbl/d
Débit d'eau	3000 bbl/d
Débit de gaz	1,6 MMscf
Pression de séparation	455 psia
Température de séparation	90 °F
API	30
Densité de l’huile	0,876
Densité du gaz	0,6
Densité de l’eau	1,07
Temps de rétention de l’huile	10 min
Temps de rétention de l'eau	10 min
Viscosité d'huile	10 cp

Viscosité d'eau	1 cp
Masse volumique d'huile	54,41 lb/ft <sup>3</sup>
Masse volumique de l'eau	62,11 lb/ft <sup>3</sup>
Masse volumique du gaz	1,43 lb/ft <sup>3</sup>
Coefficient de frottement	1,93
Surge time	10 min

**Tableau 6 exemple 2 de séparateur**

Le résultat de la méthode Svrcek and Monnery et la méthode d'Arnold and Stewart est obtenue dans **tableau 7** et **tableau 8** où on trouve notre résultat et le résultat de validation qui est indiqué avec le symbole '.

Svrcek and Monnery			
D (inch)	L (feet)	D '(inch)	L '(feet)
78	10	78	25
		84	25

**Tableau 7 Résultat 2 par la méthode Svrcek and Monnery**

Arnold and Stewart			
D (inch)	L (feet)	D '(inch)	L '(feet)
72	25	60	36,2
78	25	72	25,2
		84	18,5

**Tableau 8 Résultat 2 par la méthode d'Arnold and Stewart**

### 5.3) Validation de La fonction de la ligne de gaz:

Après la séparation, le gaz passe dans un compresseur puis transporter vers l'usine de traitement. Dans ce module on introduit comme entrées la pression de séparateur (le départ) et d'usine (l'arrivée), le débit et la densité de gaz, la température ambiante, la longueur et le niveau de la ligne séparateur vers le compresseur et la ligne compresseur vers l'usine de traitement.

Ce module donne comme résultat les diamètres optimums et les épaisseurs de deux lignes, la pression et la température en amont et on aval de compresseur et la température de l'arrivée au

usine, la vitesse de gaz dans différents points et les données préliminaire de compresseur. L'acheminement de calcul est indiqué dans Figure 31.

Le diamètre doit nous improuver le critère de vitesse de la ligne d'aspiration de compresseur entre 15 et 60 ft/s pour éviter la déposition des goulettes d'eau et éviter les vibration de pipe engendré à des vitesse importantes. La vitesse de refoulement de compresseur et entre 15 ft/s et 50% de la vitesse d'érosion, si la pression d'aspiration calculé par le programme et supérieure à la pression de refoulement, il va afficher à l'utilisateur un ratio de compression inférieure à 1 et que le fluide peut être transporté à l'usine avec le diamètre le plus large des deux lignes sans besoin d'un compresseur.

Le programme affiche aussi la température de refoulement de compresseur généralement supérieure à la température d'aspiration à cause de la compression de gaz, si la température de refoulement dépasse 300 fahrenheit ou le ratio de compression dépasse 5 le programme ajoute automatiquement un autre stage de compression dans lequel le gaz passe dans un refroidisseur à la sortie de chaque stage de compression qui rend sa température 99,66 fahrenheit, puis le gaz continue son acheminement vers l'usine de traitement.

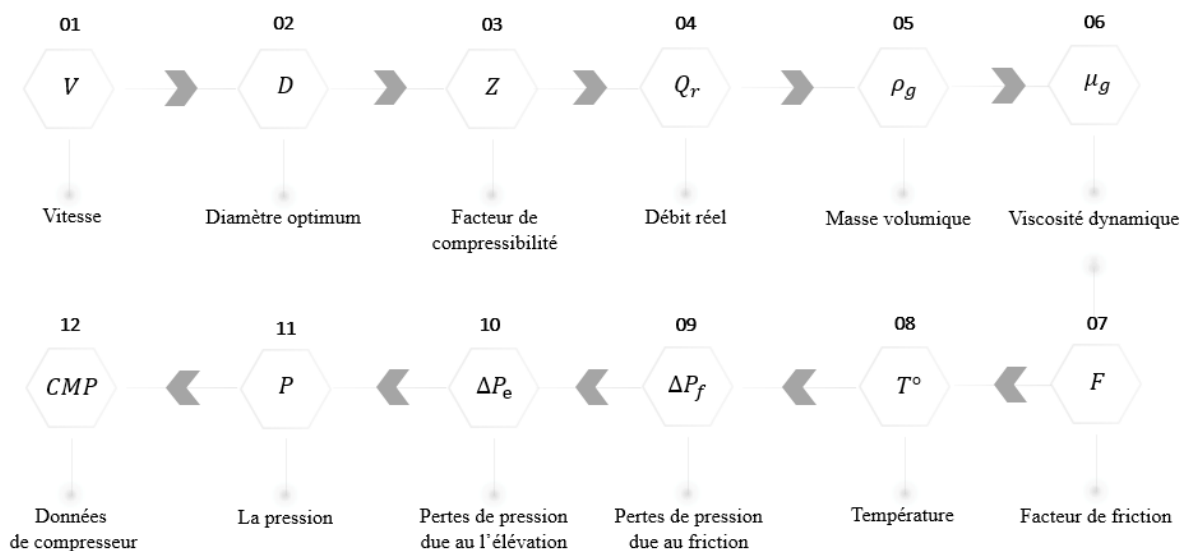


Figure 31 Schéma de la fonction global de gaz

Les vingt échantillons utilisés sont présentés dans **tableau 9** pour la ligne de séparateur vers le compresseur (calcul direct), et **tableau 10** pour la ligne de compresseur vers l'usine (calcul inverse).

	<b>Qg</b>	<b>Sg</b>	<b>Lsep_cmp [ft]</b>	<b>Psep [Psi]</b>	<b>Tamb</b>	<b>T [F]</b>
--	-----------	-----------	----------------------	-------------------	-------------	--------------

	[mmscf/d]				[F]	
<b>1</b>	17	0,88	55	175	74	112
<b>2</b>	150	0,63	25	256	70	137
<b>3</b>	27	0,77	186	149	135	175
<b>4</b>	187	0,87	157	227	121	122
<b>5</b>	62	0,6	52	95	89	138
<b>6</b>	94	0,71	34	267	114	174
<b>7</b>	58	0,7	135	93	100	157
<b>8</b>	197	0,56	23	168	114	136
<b>9</b>	53	0,72	26	299	132	149
<b>10</b>	176	0,67	84	230	61	96
<b>11</b>	129	0,78	51	181	133	169
<b>12</b>	132	0,83	137	141	137	190
<b>13</b>	63	0,64	190	269	102	164
<b>14</b>	102	0,78	33	304	125	159
<b>15</b>	186	0,58	72	286	106	130
<b>16</b>	156	0,6	130	109	71	128
<b>17</b>	58	0,81	122	284	62	83
<b>18</b>	170	0,73	53	370	71	132
<b>19</b>	66	0,76	80	73	94	138

20	179	0,56	31	363	111	172
----	-----	------	----	-----	-----	-----

**Tableau 9 Echantillons utilisés pour la ligne de gaz de séparateur vers le compresseur**

	Qg [mmscf/d]	Sg	Lcmp_cen [ft]	Pcen [Psi]	Tamb [F]
1	17	0,88	7803	179	74
2	150	0,63	6512	110	70
3	27	0,77	4890	343	135
4	187	0,87	7513	362	121
5	62	0,6	8013	127	89
6	94	0,71	7177	209	114
7	58	0,7	6264	72	100
8	197	0,56	5493	284	114
9	53	0,72	4317	357	132
10	176	0,67	7964	366	61
11	129	0,78	4413	74	133
12	132	0,83	3607	58	137
13	63	0,64	6894	163	102
14	102	0,78	7096	75	125
15	186	0,58	6312	141	106
16	156	0,6	8176	233	71

<b>17</b>	58	0,81	10876	335	62
<b>18</b>	170	0,73	12515	159	71
<b>19</b>	66	0,76	9734	150	94
<b>20</b>	179	0,56	7191	102	111

**Tableau 10** Echantillons utilisés pour la ligne de gaz de compresseur vers l'usine

Pour valider ce module on a testé tous ces échantillons dans Pipesim avec la corrélation de Moody, la comparaison entre le résultat de programme avec le résultat de Pipesim qui est indiqué avec le symbole ‘ est affiché dans **tableau 11** pour la ligne de séparateur vers le compresseur, et **tableau 12** pour la ligne de compresseur vers l'usine, et les données préliminaires de compresseur sont affichés dans **tableau 13**.

	P_inlet [psi]	T_inlet [F]	P_outlet [psi]	P'_outlet [psi]	err (%)	V_in [ft/s]	V_in' [ft/s]	err (%)	V_out [ft/s]	V_out' [ft/s]	err (%)	T_outlet [F]	T'_outlet [F]	err (%)	D [finch]	ID [finch]	W [finch]	EVR
1	175	112	174,98	174,75	0,132	52,12	52,92	0,69552	51,76	52,64	1,672	108,55	108,54	0,0092	8	7,81	0,404	0,45
2	256	137	256,19	255,96	0,09	61,12	61,49	0,27892	60,95	61,39	0,717	135,97	135,95	0,0147	20	18,25	0,871	0,53
3	149	175	148,81	148,67	0,094	50,22	50,53	1,86613	49,3	49,68	0,765	163,42	163,41	0,0061	12	11,6	0,571	0,35
4	227	122	226,98	226,68	0,132	56,6	57,52	0,01767	56,59	57,6	1,753	121,93	121,94	0,0082	22	21,92	1,035	0,56
5	95	138	95,03	94,95	0,084	69,64	69,77	0,86806	69,04	69,35	0,447	134,06	134,07	0,0075	20	18,25	0,871	0,35
6	267	174	267,16	266,9	0,087	60,99	61,43	0,329	60,79	61,3	0,832	172,55	172,54	0,0058	16	14,48	0,707	0,55
7	93	157	92,93	92,85	0,086	68,44	68,73	1,72414	67,28	67,66	0,562	146,71	146,71	0	20	18,25	0,871	0,36
8	168	136	168,12	167,99	0,077	62,99	63,19	0,15901	62,89	63,15	0,412	135,61	135,62	0,0074	28	25,6	1,19	0,41
9	299	149	299,16	298,95	0,07	46,12	46,53	0,2173	46,02	46,5	1,032	148,56	148,57	0,0067	12	11,6	0,573	0,46
10	230	96	230,14	229,9	0,104	51,06	51,55	0,43273	50,84	51,35	0,993	94,25	94,23	0,0212	22	21,92	1,035	0,45
11	181	169	181,14	180,96	0,099	54,45	55,13	0,31319	54,28	55,01	1,327	167,71	167,5	0,1254	22	21,92	1,035	0,39
12	141	190	140,99	140,84	0,107	63,28	63,72	0,81249	62,77	63,29	0,822	185,08	185,09	0,0054	26	23,76	1,11	0,44
13	269	164	268,38	268,17	0,078	63,38	63,72	1,60308	62,38	62,78	0,637	153,79	153,77	0,013	12	11,6	0,573	0,55
14	304	159	304,24	303,92	0,105	55,84	56,99	0,21536	55,72	56,93	2,125	158,33	158,22	0,0695	16	14,48	0,707	0,54
15	286	130	286,04	285,78	0,091	67,07	66,97	0,1942	66,94	66,92	0,03	129,05	129,17	0,0929	20	18,25	0,871	0,63
16	109	128	109,01	108,91	0,092	66,26	66,48	1,22212	65,46	65,76	0,456	121,31	121,31	0	30	27,43	1,28	0,36
17	284	83	283,94	283,56	0,134	45,79	46,62	0,43869	45,59	46,48	1,915	81,01	80,99	0,0247	12	11,6	0,573	0,51
18	370	132	370,32	369,91	0,111	46,13	46,66	0,39173	45,95	46,53	1,247	130,46	130,45	0,0077	20	18,25	0,871	0,53
19	73	138	73,03	72,94	0,123	66,63	66,96	0,86285	66,06	66,47	0,617	133,23	133,24	0,0075	22	21,92	1,035	0,33
20	363	172	363,23	362,96	0,074	54,64	54,91	0,25688	54,5	54,81	0,566	170,88	170,89	0,0059	20	18,25	0,871	0,51

Tableau 11 Résultat obtenu pour la ligne de gaz de séparateur vers le compresseur

	P_outlet [psf]	T_inlet [F]	P_inlet [psf]	P'_inlet [psf]	err (%)	V_in [ft/s]	V'_in [ft/s]	err (%)	V_out [ft/s]	V'_out [ft/s]	err (%)	T_outlet [F]	T'_outlet [F]	err (%)	D [inch]	ID [inch]	W [inch]	EVR
1	179	99,66	211,5	211,49	0,005	41,6	42,11	1,211	46,96	47,81	1,778	74	73,97	0,041	8	7,81	0,404	0,4
2	110	99,66	122,53	122,16	0,303	83,95	84,54	0,698	88,47	89,6	1,261	70,21	70,19	0,028	22	21,92	1,035	0,53
3	343	99,66	370,73	369,86	0,235	36,93	37,63	1,86	43,28	43,89	1,39	134,91	134,9	0,007	8	7,81	0,404	0,45
4	362	99,66	386,42	385,85	0,148	43,36	44,9	3,43	49,19	50,44	2,478	119,95	119,64	0,259	20	18,25	0,871	0,59
5	127	99,66	145,35	145,09	0,179	66,03	66,48	0,677	74,22	74,59	0,496	89	88,98	0,022	16	14,58	0,707	0,46
6	209	99,66	237,06	236,85	0,089	59,9	60,55	1,073	70,27	70,63	0,51	113,91	113,88	0,026	16	14,58	0,707	0,59
7	72	99,66	80,69	80,46	0,286	71,36	71,97	0,848	80,16	80,37	0,261	99,99	99,99	0	20	18,25	0,871	0,37
8	284	99,66	301,73	301,2	0,176	63,49	64,02	0,828	69,44	69,83	0,558	113,27	113,29	0,018	20	18,25	0,871	0,61
9	357	99,66	382,81	381,7	0,291	45,28	46,05	1,672	51,19	52,93	3,287	131,15	131,16	0,008	10	9,76	0,491	0,58
10	366	99,66	417,62	416,57	0,252	62,07	62,47	0,64	65,57	66,31	1,116	62,52	62,1	0,676	16	14,58	0,707	0,77
11	74	99,66	82,81	82,45	0,437	90,95	91,93	1,066	108,14	108,48	0,313	131,9	131,95	0,038	26	23,76	1,11	0,55
12	58	99,66	64,92	64,82	0,154	102,52	103,27	0,726	122,44	122,53	0,073	134,63	134,69	0,045	28	25,6	1,19	0,57
13	163	99,66	190,54	189,78	0,4	66,32	67,02	1,044	78,24	78,65	0,521	101,99	101,96	0,029	14	12,75	0,62	0,56
14	75	99,66	87,75	85,72	2,368	79,61	82,33	3,304	97,85	98,34	0,498	124,95	124,97	0,016	22	21,92	1,035	0,47
15	141	99,66	155,24	155,58	0,219	82,05	82,27	0,267	91,57	91,61	0,044	105,9	105,89	0,009	22	21,92	1,035	0,57
16	233	99,66	253,11	252,56	0,218	60,02	60,56	0,892	61,65	62,05	0,645	71,15	71,09	0,084	20	18,25	0,871	0,53
17	335	99,66	410,4	409,45	0,232	44,96	46,08	2,431	51,21	52,42	2,308	62,02	61,91	0,178	10	9,76	0,491	0,64
18	159	99,66	183,15	182,54	0,334	62,54	63,34	1,263	68,28	68,93	0,943	71,02	70,98	0,056	22	21,92	1,035	0,53
19	150	99,66	176,67	176,06	0,346	56,81	57,59	1,354	66,54	67,15	0,908	94	93,97	0,032	16	14,58	0,707	0,5
20	102	99,66	115,29	115,14	0,13	91,09	91,52	0,47	105,26	105,56	0,284	110,95	110,95	0	26	23,76	1,11	0,54

Tableau 12 Résultat obtenu pour la ligne de gaz de compresseur vers l'usine

<b>n stage</b>	<b>Cmp ratio</b>	<b>T_cmp_out [F]</b>
1	1,2	131,23
1	0,47	51,81
1	2,48	292,47
1	1,7	189,46
1	1,52	188,5
1	0,88	157,13
1	0,86	129,28
1	1,79	212,01
1	1,27	180,28
1	1,81	166,76
1	0,45	74,09
1	0,46	89,68
1	0,71	111,97
1	0,28	18,47
1	0,54	59,26
1	2,32	231,68
1	1,44	123,74
1	0,49	50,61
1	2,41	251,88

1	0,31	37,86
---	------	-------

**Tableau 13 Données préliminaires du compresseur**

#### **5.4) Validation de la fonction de la ligne d'huile :**

L'huile passe de séparateur vers une pompe qui sert à augmenter la pression d'écoulement et le transporter vers l'usine de traitement. Dans ce module on introduit comme entrées la pression de séparateur (le départ) et d'usine (l'arrivée), le débit et la densité de l'huile, la température ambiante, la longueur et le niveau de la ligne séparateur vers la pompe et de la pompe vers l'usine de traitement.

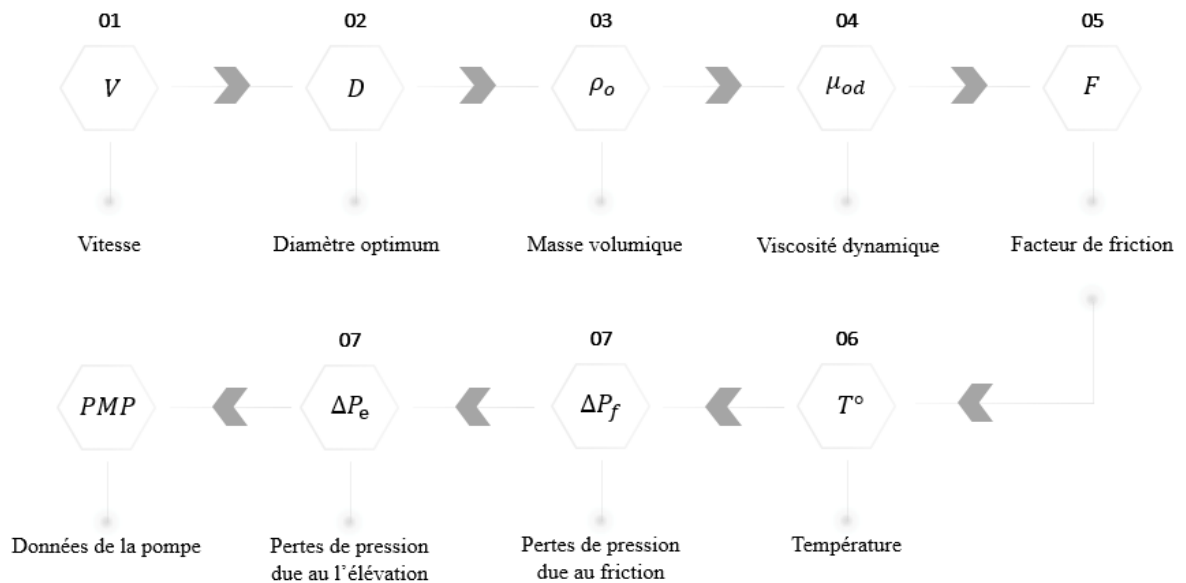
Ce module donne comme résultat les diamètres optimums et les épaisseurs de deux lignes, la pression et la température en amont et en aval de la pompe et la température de l'arrivée au usine, la vitesse de l'huile et les données de la pompe. L'acheminement de calcul est indiqué dans Figure 32.

Le diamètre doit nous imposer le critère de vitesse de la ligne d'aspiration de la pompe 1-4 ft/s et de refoulement de la pompe 4-8 ft/s, si la pression d'aspiration calculé par le programme est supérieure à la pression de refoulement, il va afficher à l'utilisateur des données de pompes « NAN » et que le fluide peut être transporté à l'usine avec le diamètre le plus large des deux lignes sans besoin d'une pompe.

Des fois l'utilisateur introduit une hauteur de séparateur ou une longueur d'aspiration qui ne satisfait pas le critère d'NPSH dans lequel on trouve des valeurs négatives, le programme va afficher à l'utilisateur qu'il doit augmenter la hauteur de séparateur ou diminuer la longueur de la ligne d'aspiration.

Le calcul de la pression de refoulement de la pompe se fait par une méthode de convergence en utilisant la pression d'usine introduit par l'utilisateur, le programme crée un bord inférieure égale à la pression d'usine elle-même et un bord supérieure égale deux fois la pression d'usine plus les pertes de charge entre l'usine et la sortie de pompe, ces pertes de charge sont calculé avec une température constant égale à la température de la sortie de pompe, et la pression de refoulement égale à la moyenne des deux pressions comme une valeur initiale, on commence le calcul de la pression d'usine en utilisant cette pression de refoulement qui est la moyenne, si la pression d'usine calculé est supérieure à la pression d'usine introduit par l'utilisateur donc la pression de refoulement est entre la moyenne et le bord inférieure, et si la pression d'usine calculé est inférieure à la pression d'usine introduit par l'utilisateur donc la pression de refoulement est entre la moyenne et le bord supérieure, on prend une nouvelle valeur de la moyenne qui est entre la moyenne précédente et le bord

supérieur ou inférieure tout dépend notre cas, et on répète la procédure jusqu'à avoir une pression d'usine calculer égale à la pression d'usine introduis, on valide la pression de refoulement.



**Figure 32 Schéma de la fonction global d'huile**

Les vingt échantillons utilisés sont présentés dans **tableau 14** pour la ligne de séparateur vers la pompe (calcul direct) et **tableau 15** pour la ligne de pompe vers l'usine (calcul inverse).

	Qo [stb/d]	Sgo	Lsep_pmp [ft]	Psep [Psi]	Tamb [F]	T [F]
<b>1</b>	30562	0,84	55	175	74	112
<b>2</b>	30150	0,84	25	256	70	137
<b>3</b>	9342	0,95	186	149	135	175
<b>4</b>	41099	0,86	157	227	121	122
<b>5</b>	36031	0,96	52	95	89	138
<b>6</b>	11956	0,88	34	267	114	174

7	5284	0,83	135	93	100	157
8	40465	0,82	23	168	114	136
9	12521	0,91	26	299	132	149
10	9819	0,87	84	230	61	96
11	23138	0,93	51	181	133	169
12	20944	0,81	137	141	137	190
13	30135	0,83	190	269	102	164
14	5347	0,97	33	304	125	159
15	12313	0,84	72	286	106	130
16	17531	0,85	130	109	71	128
17	9312	0,95	122	284	62	83
18	23048	0,79	53	370	71	132
19	9641	0,93	80	73	94	138
20	30650	0,97	31	363	111	172

**Tableau 14** Echantillons utilisés pour la ligne d'huile de séparateur vers la pompe

	<b>Qo</b> <b>[stb/d]</b>	<b>Sgo</b>	<b>Lpmp_cen</b> <b>[ft]</b>	<b>Pcen</b> <b>[Psi]</b>	<b>Tamb</b> <b>[F]</b>
<b>1</b>	30562	0,84	7803	179	74
<b>2</b>	30150	0,84	6512	110	70
<b>3</b>	9342	0,95	4890	343	135
<b>4</b>	41099	0,86	7513	362	121
<b>5</b>	36031	0,96	8013	127	89
<b>6</b>	11956	0,88	7177	209	114
<b>7</b>	5284	0,83	6264	72	100
<b>8</b>	40465	0,82	5493	284	114
<b>9</b>	12521	0,91	4317	357	132
<b>10</b>	9819	0,87	7964	366	61
<b>11</b>	23138	0,93	4413	74	133
<b>12</b>	20944	0,81	3607	58	137
<b>13</b>	30135	0,83	6894	163	102
<b>14</b>	5347	0,97	7096	75	125
<b>15</b>	12313	0,84	6312	141	106
<b>16</b>	17531	0,85	8176	233	71
<b>17</b>	9312	0,95	10876	335	62
<b>18</b>	23048	0,79	12515	159	71
<b>19</b>	9641	0,93	9734	150	94

20	30650	0,97	7191	102	111
----	-------	------	------	-----	-----

**Tableau 15** Echantillons utilisés pour la ligne d'huile de la pompe vers l'usine

La même procédure de la ligne de gaz est répétée pour l'huile en utilisant l'équation d'écoulement de Moody, et la corrélation de Glaso pour le calcul de viscosité.

La comparaison entre le résultat de programme avec le résultat de Pipsim qui est indiqué avec le symbole ' est affiché dans **tableau 16** pour la ligne de séparateur vers la pompe et **tableau 17** pour la ligne de pompe vers l'usine, et les données préliminaire de la pompe sont affichés dans le **tableau 18**.

	P_inlet [psil]	T_inlet [F]	P_outlet [psil]	P'_outlet [psil]	err (%)	V [ft/s]	V' [ft/s]	err (%)	T_outlet [F]	T'_outlet [F]	err (%)	D [inch]	ID [inch]	W [inch]	EVR
1	175	112	176,71	176,66	0,0283	3,84	3,91	1,7903	111,3	111,31	0,009	10	9,76	0,49	0,28
2	256	137	257,77	257,71	0,0233	3,79	3,89	2,5707	136,43	136,43	0	10	9,76	0,49	0,27
3	149	175	150,11	149,99	0,08	3,13	3,26	3,9877	170,79	170,81	0,012	6	5,98	0,322	0,24
4	227	122	228,61	228,55	0,0263	3,66	3,73	1,8767	121,95	121,95	36,47	12	11,6	0,573	0,27
5	95	138	96,96	96,88	0,0826	3,21	3,3	2,7273	137,25	137,25	0	12	11,6	0,573	0,25
6	267	174	268,76	268,66	0,0372	4,01	4,16	3,6058	172,98	172,97	0,006	6	5,98	0,322	0,3
7	93	157	94,04	93,98	0,0638	3,9	4,02	2,9851	151,01	151,05	0,026	4	4,03	0,234	0,28
8	168	136	169,75	169,69	0,0354	3,6	3,69	2,439	135,84	135,84	0	12	11,6	0,573	0,26
9	299	149	300,93	300,85	0,0266	2,45	2,53	3,1621	148,73	148,73	0	8	7,81	0,404	0,18
10	230	96	231,59	231,55	0,0173	3,29	3,32	0,9036	94,22	94,23	0,011	6	5,98	0,322	0,24
11	181	169	182,91	182,82	0,0492	2,91	3,02	3,6424	168,27	168,27	0	10	9,76	0,49	0,22
12	141	190	142,43	142,33	0,0703	4,11	4,29	4,1958	187,13	187,13	0	8	7,81	0,404	0,29
13	269	164	270,48	270,39	0,0333	3,79	3,92	3,3163	160,08	160,16	0,05	10	9,76	0,49	0,27
14	304	159	305,85	305,73	0,0393	2,56	2,65	3,3962	158,05	158,06	0,006	5	5,006	0,278	0,2
15	286	130	287,74	287,68	0,0209	2,41	2,47	2,4291	128,87	128,87	0	8	7,81	0,404	0,17
16	109	128	110,56	110,49	0,0634	3,44	3,52	2,2727	124,64	124,68	0,032	8	7,81	0,404	0,25
17	284	83	284,53	284,4	0,0457	3,12	3,13	0,3195	81,52	81,53	0,012	6	5,98	0,322	0,24
18	370	132	371,66	371,61	0,0135	2,89	2,96	2,3649	130,5	130,52	0,015	10	9,76	0,49	0,2
19	73	138	74,62	74,54	0,1073	3,23	3,32	2,7108	135,97	135,97	0	6	5,98	0,322	0,24
20	363	172	364,98	364,87	0,0301	3,85	4,01	3,99	171,45	171,45	0	10	9,76	0,49	0,3

Tableau 16 Résultat obtenu pour la ligne d'huile de séparateur vers la pompe

	P_outlet [psi]	T_inlet [F]	P_inlet [psi]	P'_inlet [psi]	err [%]	V [ft/s]	V' [ft/s]	err [%]	T_outlet [F]	T'_outlet [F]	err [%]	D [inch]	ID [inch]	W [finch]	EVR
1	179	112,31	227,24	228,04	0,3508	6	6,02	0,3322	77,68	78,85	1,4838	8	7,81	0,404	0,43
2	110	137,43	148,18	148,78	0,4033	5,92	5,94	0,3367	79,65	81,62	2,4136	8	7,81	0,404	0,42
3	343	171,81	513,62	518,48	0,9374	6,9	7,09	2,6798	139,09	140,59	1,0669	4	4,03	0,234	0,53
4	362	192,95	443,96	447,59	0,811	8,07	8,24	2,0631	121,4	121,97	0,4673	8	7,81	0,404	0,59
5	127	138,25	261,17	267,95	2,5303	7,07	7,17	1,3947	97,7	99,46	1,7696	8	7,81	0,404	0,55
6	209	173,97	289,02	291,09	0,7111	5,72	5,83	1,8868	115,64	117,05	1,2046	5	5,006	0,278	0,42
7	72	152,05	201,58	203,05	0,724	6,54	6,63	1,3575	100,32	101,16	0,8304	3	3,11	0,193	0,47
8	284	136,84	333,26	334,6	0,4005	7,94	8,11	2,0962	120,84	121,53	0,5678	8	7,81	0,404	0,57
9	357	149,73	420,46	423,12	0,6287	5,99	6,15	2,6016	134,83	135,49	0,4871	5	5,006	0,278	0,45
10	366	95,23	575,69	578,58	0,4995	7,25	7,2	0,6944	61,59	62,62	1,6448	4	4,03	0,234	0,53
11	74	169,27	166,75	169,7	1,7384	7,76	8	3	144,54	145,67	0,7757	6	5,98	0,322	0,6
12	58	188,13	91,36	92,18	0,8896	7,02	7,25	3,1724	152,55	153,75	0,7805	6	5,98	0,322	0,5
13	163	161,16	199,74	200,73	0,4932	5,91	6,02	1,8272	109,25	110,97	1,55	8	7,81	0,404	0,42
14	75	159,06	667,88	738,6	9,5749	6,62	6,79	2,5037	125,28	126,96	1,3233	3	3,11	0,193	0,52
15	141	129,87	202,94	203,71	0,378	5,89	5,98	1,505	107,02	107,29	0,2517	5	5,006	0,278	0,42
16	233	125,68	305,56	306,43	0,2839	5,88	5,87	0,1704	72,79	74,14	1,8209	6	5,98	0,322	0,42
17	335	82,53	1481	1918	22,784	6,87	6,85	0,292	62,07	64,45	3,6928	4	4,03	0,234	0,52
18	159	131,52	300,48	300,19	0,0966	7,73	7,8	0,8974	71,67	72,88	1,6603	6	5,98	0,322	0,54
19	150	136,97	491,19	505,17	2,7674	7,12	7,19	0,9736	94,31	95,45	1,1943	4	4,03	0,234	0,54
20	102	172,45	193,65	198,37	2,3794	6,01	6,17	2,5932	120,98	122,94	1,5943	8	7,81	0,404	0,47

Tableau 17 Résultat obtenu pour la ligne d'huile de la pompe vers l'usine

<b>NPSH [ft]</b>	<b>PMP_HEAD [ft]</b>	<b>HHP</b>	<b>BHP</b>
4,7	138,94	26,27	35,03
NAN	NAN	NAN	NAN
2,7	883,81	57,77	77,03
4,33	578,43	150,58	200,78
4,72	395,12	100,66	135,3
4,61	53,17	4,12	5,49
2,97	299,22	9,66	12,88
4,91	460,64	112,57	150,1
4,88	303,42	25,46	33,95
4,21	913,64	54,48	76,64
NAN	NAN	NAN	NAN
NAN	NAN	NAN	NAN
NAN	NAN	NAN	NAN
4,4	862,16	32,93	43,91
NAN	NAN	NAN	NAN
4,23	529,94	58,16	77,55
1,29	2909	189,6	252,8
NAN	NAN	NAN	NAN
4,02	1034,59	68,32	91,09

NAN	NAN	NAN	NAN
-----	-----	-----	-----

**Tableau 18** Données préliminaires du pompe

### 5.5) Validation de la fonction de la ligne d'eau :

L'eau est transporté de séparateur vers un bournier ou il va être stocké, dans ce module on introduit comme entrées la pression de séparateur, la température ambiante, la longueur et le niveau de la ligne de séparateur vers le bournier. On prévoit comme résultat le diamètre optimum et l'épaisseur de la ligne, la vitesse, la pression et la température de l'arrivée, le diamètre doit nous imposer le critère de vitesse de la ligne entre 4 et 15 ft/s. L'acheminement de ce module est presque identique de cas de l'huile, Les vingt échantillons utilisés sont présentés dans **tableau 19**:

	Qw [stb/d]	Sgw	Lsep_snk [ft]	Psep [Psi]	Tamb [F]	T [F]
<b>1</b>	14534	1,02	38	175	74	112
<b>2</b>	7769	1,32	40	256	70	137
<b>3</b>	17231	1,32	64	149	135	175
<b>4</b>	5356	1,13	74	227	121	122
<b>5</b>	5126	1,27	33	95	89	138
<b>6</b>	15011	1,03	45	267	114	174
<b>7</b>	9677	1,01	168	93	100	157
<b>8</b>	1080	1,36	28	168	114	136
<b>9</b>	19710	1,37	98	299	132	149
<b>10</b>	3670	1,06	183	230	61	96
<b>11</b>	2620	1,03	133	181	133	169
<b>12</b>	14850	1,1	124	141	137	190

<b>13</b>	14564	1,09	193	269	102	164
<b>14</b>	16712	1,2	79	304	125	159
<b>15</b>	11573	1,37	80	286	106	130
<b>16</b>	1869	1,37	159	109	71	128
<b>17</b>	12586	1,34	79	284	62	83
<b>18</b>	6424	1,11	176	370	71	132
<b>19</b>	19594	1,1	55	73	94	138
<b>20</b>	6790	1,2	44	363	111	172

**Tableau 19** Echantillons utilisés pour la ligne de l'eau

Pour valider ce module on a testé tous ces échantillons dans Pipesim avec la corrélation de Moody, la comparaison entre le résultat de programme avec le résultat de Pipesim qui est indiqué avec le symbole ‘ est affiché dans **tableau 20**

	p_inlet [psij]	T_inlet [F]	p_outlet [psij]	p'_outlet [psij]	err (%)	V [ft/s]	V' [ft/s]	err (%)	T_outlet [F]	T'_outlet [F]	err (%)	D [inch]	ID [inch]	W [inch]	EVR
1	175	112	175,72	175,65	0,0399	10,73	10,75	0,186	111,84	111,84	0	4	4,03	0,234	0,85
2	256	137	256,5	256,52	0,0078	9,62	9,7	0,8247	136,67	136,67	0	3	3,11	0,193	0,87
3	149	175	147,13	147,14	0,0068	12,72	12,97	1,9775	174,81	174,82	0,0057	4	4,03	0,234	1,16
4	227	122	227,62	227,64	0,0088	6,63	6,66	0,4505	121,98	121,98	0	3	3,11	0,193	0,55
5	95	138	96,92	96,9	0,0206	6,34	6,4	0,9375	137,68	137,69	0,0073	3	3,11	0,193	0,56
6	267	174	267,24	267,22	0,0075	11,08	11,29	1,8601	173,71	173,72	0,0058	4	4,03	0,234	0,89
7	93	157	83,5	83,67	0,2032	11,98	12,16	1,4803	155,78	155,81	0,0193	3	3,11	0,193	0,95
8	168	136	143,98	144,2	0,1526	17,37	17,64	1,5306	135,84	135,9	0,0442	1	0,86	0,09	1,61
9	299	149	298,77	298,79	0,0067	9,43	9,53	1,0493	148,87	148,88	0,0067	5	5,006	0,27	0,87
10	230	96	215,97	216,46	0,2264	10,18	10,16	0,1969	94,62	94,66	0,0423	2	2,07	0,14	0,82
11	181	169	163,65	163,97	0,1952	11,63	11,84	1,7736	167,81	167,86	0,0298	1,5	1,64	0,12	0,93
12	141	190	137,69	137,68	0,0073	10,97	11,24	2,4021	189,35	189,37	0,0106	4	4,03	0,234	0,91
13	269	164	262,87	262,98	0,0418	10,75	10,91	1,4665	162,79	162,81	0,0123	4	4,03	0,234	0,89
14	304	159	301,58	301,64	0,0199	12,34	12,51	1,3589	158,78	157,79	0,6274	4	4,03	0,234	1,07
15	286	130	278,23	278,49	0,0934	14,33	14,43	0,693	129,84	129,87	0,0231	3	3,11	0,193	1,32
16	109	128	95,9	96,31	0,4257	8,29	8,34	0,5995	122,88	125,76	2,2901	1,5	1,64	0,12	0,77
17	284	83	274,5	272,02	0,9117	15,59	15,54	0,3218	82,87	82,9	0,0362	3	3,11	0,193	1,41
18	370	132	366,36	366,46	0,0273	7,95	8	0,625	130,13	130,15	0,0154	3	3,11	0,193	0,66
19	73	138	73,94	73,93	0,0135	9,38	9,46	0,8457	137,77	137,78	0,0073	5	5,006	0,27	0,77
20	363	172	363,8	363,77	0,0082	8,41	8,57	1,867	171,58	171,6	0,0117	3	3,11	0,193	0,73

Tableau 20 Résultat obtenu pour la ligne de l'eau

### **5.6) Synthèse des résultats :**

La majorité des tests donnent des résultats proches ou presque identiques aux résultats de Pipesim avec une valeur d'erreur ne dépasse pas 2% pour le calcul des pressions et températures, tous les diamètres choisis par le programme dans la ligne huile, eau et gaz satisfaits les conditions des vitesses implémentées pour chaque conduite, La valeur de l'EVR de la ligne de mélange valide toutes les choix des diamètres.

Pour les résultats de pompe qui affiche « NAN » ou de compresseur qui affiche un ratio de compression inférieure à 1, une instruction est affichée informe qu'on ne besoin pas d'une pompe ou un compresseur, un diamètre capable de transporter l'effluent est afficher pour les deux cas.

Avec l'augmentation des distances, l'écart entre le résultat de programme et le résultat de Pipesim accroit, plus précisément dans la ligne de l'huile lorsque on atteint 1000 ft ou l'écart de température est 2 fahrenheit mais cette petite différence influe sur la valeur de viscosité en conséquence les pressions sont écartées légèrement.

On compare notre résultat de séparateur avec le résultat de validation des deux méthodes, on remarque que la méthode d'Arnold and Stewart nous donne des résultats plus précis par rapport à la méthode de Svrcek and Monnery, on distingue que le taux d'erreur de notre méthode de Svrcek and Monnery est appréciable.

## Conclusion

Cette étude a été accomplie avec l'objectif de développement d'un algorithme pour le design préliminaire et rapide des équipements les plus intéressantes de l'EPF en tenant à éviter toute possibilité de diminution ou d'interruption de la production, en utilisant les données de production accessibles.

Les entrées de code utilisées sont les suivantes, les débits et les densités des fluides produits, les longueurs des conduites, la pression de séparation et de l'entrée de centre de traitement et la température de séparation et ambiante. L'exécution de toute le code prend moins de 20 seconds, ce qui concorde avec notre objective.

Pour les conduites nous disposons comme résultats les pressions, les températures et les vitesses d'écoulement. Les valeurs sont comparées avec celles simulées avec le simulateur de Shlumberger d'écoulement triphasique en régime permanent PIPESIM, l'erreur de l'estimation est moins de 3%, ils sont donc approuvés. Tous les rapports de taux d'érosion déterminés par PIPESIM sont moins de 1, ce qui valide la bonne sélection du diamètre des lignes et la prévention des phénomènes d'érosion des pipes.

Les diamètres et les longueurs prédits des séparateurs horizontaux triphasiques sont comparés aux deux cas étudiés par C.O. Olotu et S. Osisanya (2013) dans leur article SPE. La méthode d'Arnold et Stewart (2008) a montré des bonnes prédictions, et celle de Svrcek et Monnery (1994) le code génère des valeurs erronées par rapport à celle de l'article, ce qui confirme les recommandations proposées par C.O. Olotu et S. Osisanya (2013) concernant la complexité de cette procédure.

En conclusion, notre étude reste un design préliminaire reposant sur des mesures toujours disponibles. Il est susceptible d'être amélioré en fonction de la disponibilité des équipements et des restrictions imposées par le terrain, où la contribution de l'ingénieur des procédés et de production intervient.

Pour les études futures, il est recommandé de développer un algorithme pour la sélection des types des pompes et des compresseurs et le calcul de leurs paramètres. Et l'optimisation du choix des pompes et compresseurs et de leurs canalisations pour assurer l'écoulement et avec un coût réduit. Le dimensionnement des composants du séparateur est également important pour assurer la stabilité de la production.

## Bibliographie

- A.Houpert ; [1974] ; Cours de productions de surface.
- American petroleum institute ; [1991] ; API RP 14E, Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems.
- American petroleum institute ; [1989] ; API SPECIFICATION 12J.
- Anthony L. lee et al ; The Viscosity of Natural Gases.
- Chemical Engineering Progress ; Wayne D. Monnery et William Y. Svrcek ; [1994] ;
- C.O. Olotu, et S. Osisanya ; [2013] ; SPE 167578 Development of a User Friendly Computer Program for Designing Conventional Oilfield Separators.
- C.P. Valenchon et al ; [2000] ; SPE 65167, Early Production Systems (EPS) in Ultra Deep Water.
- Fluid Phase Behavior for Conventional and Unconventional Oil and Gas Reservoirs ; Alireza Bahadori, PhD ; [2017] ;
- Handbook Of Natural Gas Transmission And Processing ; Saeid Mokhatab et al ; [2006] ;
- Mr. Redouane Kheireddine ; [2021] ; Traitement des hydrocarbures ;
- Pipeline Rules of Thumb Handbook (Eighth Edition) ; E.W. McAllister ; [2014] ;
- Piping Calculations Manual ; E. Shashi Menon, P.E ; [2005] ;
- Pipesim User Guide ; Shlumberger ; [2017] ;
- Reservoir engineering handbook, edition edition ; Tarek Ahmed PhD PE ; [2006] ;
- Reservoir engineering handbook, third edition ; Tarek Ahmed PhD PE ; [2006] ;
- Surface Production Operations, Design of Oil Handling Systems and Facilities ; Ken Arnold et Maurice Stewart ; [2008] ;
- Surface Production Operations, Facility Piping and Pipeline Systems Volume 3 ; Maurice Stewart ; [2016] ;
- Surface Production Operations, Pumps and Compressors Volume IV ; Maurice Stewart ; [2019] ;
- Total ; [1997] ; Manuel de formation, la séparation, les séparateur, les pompes, la

compression, les compresseurs.

- Transmission Pipeline Calculations And Simulations Manual ; E. Shashi menon ; [2015]