

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



Université Echahid Hamma Lakhdar d'El-Oued

FACULTE DE TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCEDES ET PETROCHIMIE



Mémoire de fin d'étude

Présenté pour l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies

Filière : Industries pétrochimiques

Spécialité : Génie de Raffinage

Thème

Vérification de dimensionnement du ballon de séparation
D104B au niveau de l'UTGA

Devant le jury composé de :

Dr.Hachani salah eddine

Dr.Boudouh issam

Dr. Ahmouda Kaouthar

Président

Examineur

Encadreur

Présenté par :

- Dourouni Abdel Mouhaimen.

- Daghma Adel.

- Guehef Aymen Mohamed tahr.

2021-2022

Dédicace

Je voudrais consacrer ce travail modeste:

À mon cher père et à ma chère mère

À mon frère et ma sœur

À tous les membres de ma famille et à tous mes amis chers et fidèles

Remerciement

Nous tenons à remercier toutes les personnes qui nous ont aidés à réaliser ce mémoire en apportant des renseignements ou en acceptant de répondre à nos questions.

En premier lieu nous tenons à remercier chaleureusement **MR. ACHAB ABDELKARIM** qui n'a épargné aucun effort pour nous aider durant la réalisation de ce modeste travail. Nous lui sommes très reconnaissants pour sa patience, ses suggestions et ses conseils qui nous ont bien orientés et nous ont beaucoup aidés à réaliser ce projet.

Nous exprimons également nos profondes gratitudee à tous les enseignants du département de génie des procédés qui nous ont donnés une bonne formation durant toute la période de trois ans de Licence,

Je profite également de cette occasion pour remercier mon directeur de thèse, le Dr (**AHMOUDA KAOUTHAR** docteur université El-Oued) de m'avoir confié ce travail de recherche et pour sa disponibilité tout au long du projet, ses excellents conseils, sa compréhension et sa patience.

Enfin, nous remercions toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Table des matières

<i>Dédicace</i>	<i>i</i>
<i>Remerciement</i>	<i>ii</i>
<i>Table des matières</i>	<i>iii</i>
<i>List de Tables</i>	<i>vi</i>
<i>Introduction Générale</i>	<i>1</i>
<i>Chapitre I</i>	<i>3</i>
<i>I.1. Présentation de la région de TFT</i>	<i>3</i>
<i>I.1.1 Situation géographique de la région TFT</i>	<i>3</i>
<i>I.1.2 Gisements du champ de TFT</i>	<i>4</i>
<i>I.2. Présentation de la direction régionale TFT :</i>	<i>6</i>
<i>Chapitre II</i>	<i>9</i>
<i>II.1. Description de l'unité de traitement de gaz associé (l'UTGA)</i>	<i>9</i>
<i>I.2.1 Présentation:</i>	<i>9</i>
<i>I.2.2 Spécifications de gaz associé et des produits :</i>	<i>10</i>
II.1 .2.1 Capacité de l ' UTGA.....	<i>10</i>
II.1 .2.2 Spécifications du gaz associé :	<i>10</i>
<i>II.2. Description du procédé :</i>	<i>11</i>
II.2.1 Réception des gaz associés :	<i>11</i>
II.2.2 Les sections de l'UTGA :	<i>12</i>
II.2.3 Le processus de traversée de gaz dans l'UTGA	<i>16</i>
<i>Chapitre III</i>	<i>21</i>
<i>III.1. Définition de la séparation</i>	<i>21</i>

<i>III.2. Les Séparateurs</i>	<i>21</i>
III.4.6. Définition d'un séparateur :	21
III.4.6. Sections d'un séparateur	22
<i>III.3. Fonctionnement des séparateurs.....</i>	<i>24</i>
<i>III.4. Différents types de séparateurs</i>	<i>25</i>
III.4.6. Séparateur vertical	25
III.4.3. Séparateur vertical deux phases	27
III.4.3. Séparateur vertical Tri Phasique.....	28
III.4.6. Séparateur horizontal	30
III.4.6. Séparateur sphérique	31
III.4.6. Séparateur horizontal haute pression avec capacité de rétention liquide	32
<i>III.5. Facteurs influents sur le choix des séparateurs</i>	<i>33</i>
<i>Chapitre IV.....</i>	<i>36</i>
<i>IV.1. Dimensionnement du ballon de refoulement D104</i>	<i>36</i>
IV.1.1. Cas design	37
IV.1.1.1. Calcul du coefficient de compressibilité Z du gaz :	37
IV.1.1.2. Calcul des masses volumiques	39
IV.1.1.3. Calcul de la vitesse totale des gouttelettes	39
IV.1.1.4. Calcul du nombre de Reynolds	39
IV.1.1.5. Calcul du coefficient d'entraînement (coefficient de traînée).....	39
IV.1.1.6. Détermination de la hauteur et la longueur joint à joint du ballon.....	40
IV.1.1.6.1 Le temps de séjour.....	40
IV.1.1.6.2 Calcul de la hauteur et la longueur joint à joint pour chaque diamètre.....	40
IV.1.1.6.3 Calcul de la longueur joint à joint L_{ss}	41
IV.1.1.7. Calcul du SR (Slenderness ratio)	42
IV.1.2. Cas actuel	42
IV.1.2.1. Calcul du coefficient de compressibilité Z du gaz :	42
IV.1.2.2. Calcul des masses volumiques	43

IV.1.2.3. Calcul de la vitesse totale des gouttelettes	44
IV.1.2.4. Calcul du nombre de Reynolds	44
IV.1.2.5. Calcul du coefficient d'entraînement (coefficient de trainée).....	44
IV.1.2.6. Déterminer la hauteur et la longueur joint à joint du ballon d'aspiration	44
IV.1.2.6.1. Le temps de séjour.....	44
IV.1.2.6.2. Calcul de la hauteur et la longueur joint à joint pour chaque diamètre.....	45
IV.1.2.7. Calcul de la longueur joint à joint	46
IV.1.2.8. Calcul du SR (Slenderness ratio)	46
<i>IV.2. Comparaison et vérification des résultats.....</i>	<i>47</i>
<i>Conclusion générale.....</i>	<i>48</i>
<i>Perspectives.....</i>	<i>49</i>
<i>Annexes.....</i>	<i>50</i>

List de Tables

Tableau I.1: Dates des découvertes des champs de Tin Fouyé Tabankort.	08
Tableau II.1 : Capacité de la station.	13
Tableau II.2 : Composition du gaz	13
Tableau II.3: Paramètres du gaz	14
Tableau III.1: Critères de choix du type de séparateurs du gaz	37
Tableau IV.1: Caractéristiques physiques des composants du gaz	39
Tableau IV.2: Données utilisées pour le dimensionnement du scrubber	42
Tableau IV.3: Temps de rétention recommandé par l'API	43
Tableau IV.4: Caractéristiques du ballon de refoulement D104 (cas design)	45
Tableau IV.5: Données utilisées pour le dimensionnement du scrubber	46
Tableau IV.6: Temps de rétention recommandé par l'API	48
Tableau IV.7: Caractéristiques du ballon de refoulement D104 (cas actuel)	50
Tableau IV.8: Comparaison des résultats	50

Liste de Figures

Figure I.1: Position de Tin Fouyé Tabankort.....	4
Figure I.2: Périmètres de TFT.....	5
Figure I.3: Organigramme de la direction régionale TFT.....	7
Figure II.1: Collecte du gaz associé.....	9
Figure II.2: Point de collecte des différents centres de séparation.....	11
Figure II.3: Tours de déshydratation	13
Figure II.4: Filtre V301A/B.	13
Figure II.5: Echangeur gaz-gaz E403A/B, E403A/B.....	14
Figure II.6: Echangeur gaz-gaz.....	14
Figure II.7: Réchauffeurs H301A/B.....	14
Figure II.8: Stripper C401	14
Figure II.9: Schéma simplifié de la section déshydratation du gaz.....	16
Figure II.10: Schéma simplifié de l'UTGA.....	19
Figure III.1: Déflecteur.....	22
Figure III.2: Différentes sections sur un séparateur sphérique	23
Figure III.3: Différentes sections sur un séparateur vertical.....	23
Figure III.4: Différentes sections sur un séparateur horizontal.....	23
Figure III.5 : Schéma de principe de fonctionnement de séparateur	24
Figure III.6: Ballon vertical avec un demister horizontal.....	26
Figure III.7: Ballon vertical avec un demister vertical.....	26
Figure III.8: Vue extérieure d'un séparateur vertical.	26
Figure III.9: Vue détaillée séparateur vertical bi-phasique huile/gaz.....	27
Figure III.10: Exemple typique de Scrubber.	28
Figure III.11: Vue détaillée d'un séparateur tri-phasique.....	29
Figure III.12: Vue détaillée d'un séparateur horizontal bi-phasique	31

Figure III.13: Séparateur Sphérique 2 phases.....	32
Figure III.14: Vue détaillée d'un séparateur horizontal avec deux compartiments.....	33
Figure IV.1: Séparateur vertical.....	41
Figure IV.2: Séparateur vertical.....	45

Nomenclature

CD : Coefficient de trainée.

API : Densité d'huile en °API.

bbl/d : Barils par jour

d : Diamètre intérieur du vaisseau en ft.

d_m : Diamètre de la gouttelette en (μm).

d_{max} : Diamètre intérieur maximum du vaisseau (ft)

L_{ss} : Longueur joint à joint du vaisseau (ft).

P : Pression opératoire (psia).

P_{PC} : Pression pseudo-critique (psia).

P_{pr} : Pression pseudo-réduite.

Q_g : Débit de gaz (MMscfd).

Q_l : Débit de liquide (bbl/d).

Re : Nombre de Reynolds adimensionnel.

SR : Slenderness ratio.

SG : Masse volumique.

T : Température opératoire (°R).

T_{PC} : Température pseudo-critique (°R).

T_{Pr} : Température pseudo-réduite.

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

Z : Facteur de compressibilité de gaz.

HSE : Hygiène Sécurité Environnement.

GL : Gaz Lift.

TFT : Tin Fouyé Tabankort.

UTGA : unité de traitement de gaz associés.

Introduction Générale

Le gaz occupe une place très importante dans le domaine de l'énergie et dans le marché mondial. Après la séparation du pétrole brut au niveau des centres, on récupère le gaz associé qui subit un traitement consistant à retirer spécifiquement certains constituants présents dans ce gaz tels que l'eau, le soufre et le CO_2 , afin qu'il puisse répondre aux spécifications et exigences commerciales et réglementaires. Le gaz traité est destiné par la suite à la commercialisation, alors qu'une partie est utilisée pour les besoins des opérations pétrolières sur site.

La présence de l'eau libre ou l'eau huileuse dans le gaz provoque éventuellement la corrosion, le bouchage et l'érosion des installations et des équipements, en répercutant directement sur l'exploitation par voie de conséquence des manques à produire considérables.

Dans le cas d'une unité de traitement de gaz, l'impact de liquide entraîné avec le gaz sur certains appareils ou leurs accessoires est énorme, citons à titre d'exemple : pipes, sècheurs etc.

Au niveau de l'UTGA (unité de traitement de gaz associés) les liquides mal séparés par les ballons D104 A/B engendrent la destruction des tamis moléculaires et provoquent leurs effritements. En réalité, cette quantité solide liée à l'effritement des tamis moléculaires provoque plusieurs problèmes tels que : le colmatage fréquent des filtres V301A/B, le bouchage des échangeurs de la chaleur (E402, E403A/B), l'arrêt de rebouilleur H401, et la contamination du gaz de régénération qui est responsable de la forte maintenance au niveau du compresseur 2^{ème} étage, et qui a en conséquence de multiples problèmes tels que: déséquilibre des éléments tournants, phénomène de Balourd, endommagement des paliers, arrêts non planifiés ...etc. Du fait que le ballon de séparation ballons D104 joue le rôle principal dans la séparation de l'eau du gaz associé, en effet, nous allons analyser le dimensionnement du ce ballon de séparation en calculant tous les paramètres nécessitent et les compare avec les normes afin de vérifier sa performance.

Ce mémoire est organisé en 4 chapitres. Le premier chapitre décrit la région TFT. Ensuite, le deuxième chapitre donne une description de l'unité de traitement de gaz associé. Dans le troisième, l'étude théorique sur les ballons séparateurs. En dernier, les résultats obtenus sont discutés dans quatrième chapitre. On termine par une conclusion.



Chapitre I

*Présentation de la direction
régionale TFT*



Chapitre I

I.1. Présentation de la région de TFT

La direction régionale de Tin Fouyé Tabankort connue sous le nom de TFT, est une unité opérationnelle de la société SONATRACH, activité amont, division production créé en 1976. Elle est chargée de la production de pétrole et de gaz du champ de TFT et de la gestion de ses divisions.[\[1\]](#)

I.1.1 Situation géographique de la région TFT

La région de Tin Fouyé Tabankort (TFT) est située dans la partie Nord-Ouest du bassin d'Illizi, plus précisément à 300 km au Nord-Ouest d'In Amenas, à 500 km au Sud-Est de Hassi Messaoud sur la route nationale N°3, à 1300 km d'Alger, elle dépend administrativement de la Willaya d'Illizi.[\[1\]](#)

La région se trouve sur une altitude de 432 m avec une température ambiante qui varie entre 0°C et 45°C durant l'année.

La région de TFT a une superficie d'environ 4 000 Km^2 et elle est délimitée par les coordonnées UTM (Universal Transvers Mercator) suivant :

X1=310.000 Y1=310.000

X2=400.000 Y2=3.190.000

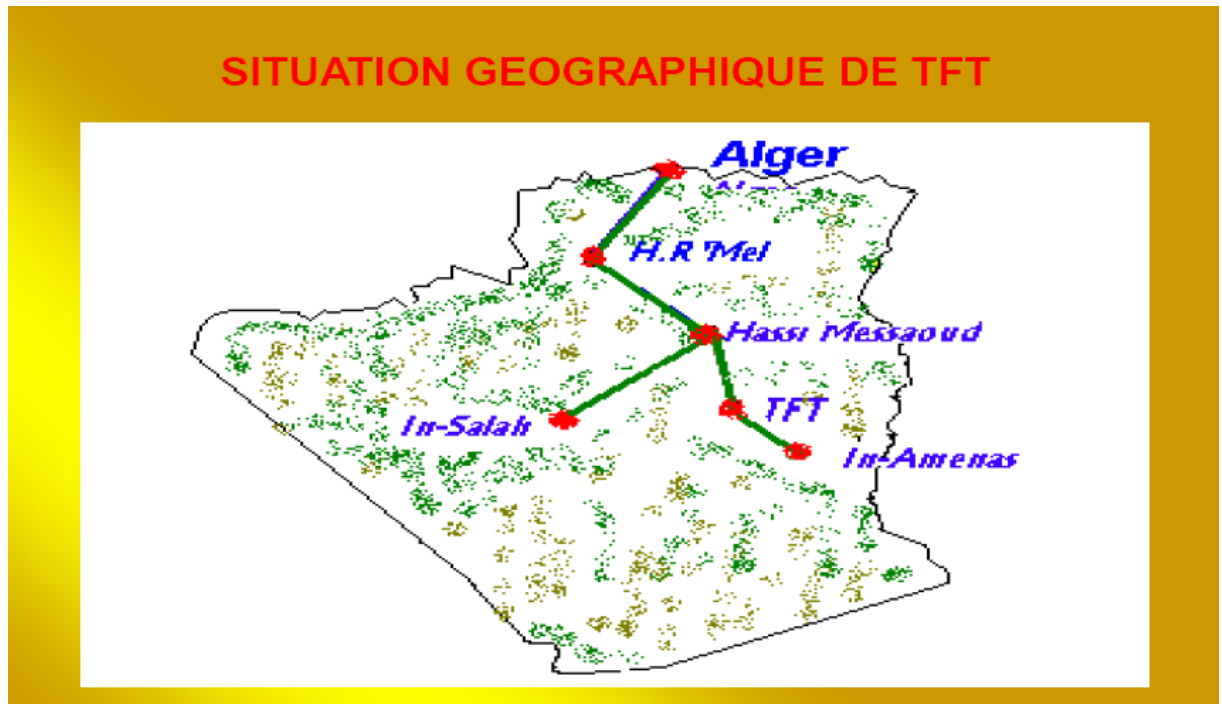


Figure I.1 Position de Tin Fouyé Tabankort [1].

1.1.2 Gisements du champ de TFT

Le gisement de TFT est composé de deux réservoirs productifs : l'ordovicien et Le dévonien,

L'ordovicien : est le principal gisement, il a été découvert en 1967. Ce réservoir est une colonne d'huile sous forme d'un anticlinale surmonté par le gaz-cap au sud et d'huile au nord, le réservoir s'étend sur 7 à 15 Km du nord au sud et 25 km de l'est à l'ouest, il est de profondeur de 2100 m en moyenne.

Le dévonien : est un réservoir d'huile à une profondeur de 1400 m , il est non éruptif exploité par des modes artificiels.

La région TFT est devisée en deux secteurs : Le secteur sud et le secteur nord.

Le secteur nord regroupe les champs du TFT ordovicien et dévonien (TAM, AMA, DJOUA). Le secteur sud comprend, les champs de TIN-FOUYE et MAZOULA.[1]

La région de TFT est composée de 17 périmètres d'exploitation :

- ❖ Tin Fouyé Tabankort (**TFT ORDO**)
- ❖ Amassak Tirarimine (**AMA**)
- ❖ Tin Fouyé Tabankort 100 (**TFT100**)
- ❖ Tin Fouyé Tabankort Est (**TFTE**)
- ❖ Tamendjelt (**TAM**)
- ❖ Oudiane (**ODN**)
- ❖ Tin Fouyé (**TFY**)
- ❖ Tin Fouyé Nord (**TFN**)
- ❖ Tin Fouyé Ouest (**TFW**)
- ❖ Djoua (**DJW**)
- ❖ Hassi Mazoula Nord (**HMZ**)
- ❖ Hassi Mazoula Sud (**MZS**)
- ❖ Hassi Mazoula B (**MZB**)
- ❖ Tifermine (**TFR**)
- ❖ Tim Snaguene (**TIM**)
- ❖ Bir el Quetara (**BEQ**)
- ❖ Hassi Belhouda (**HBDA**)

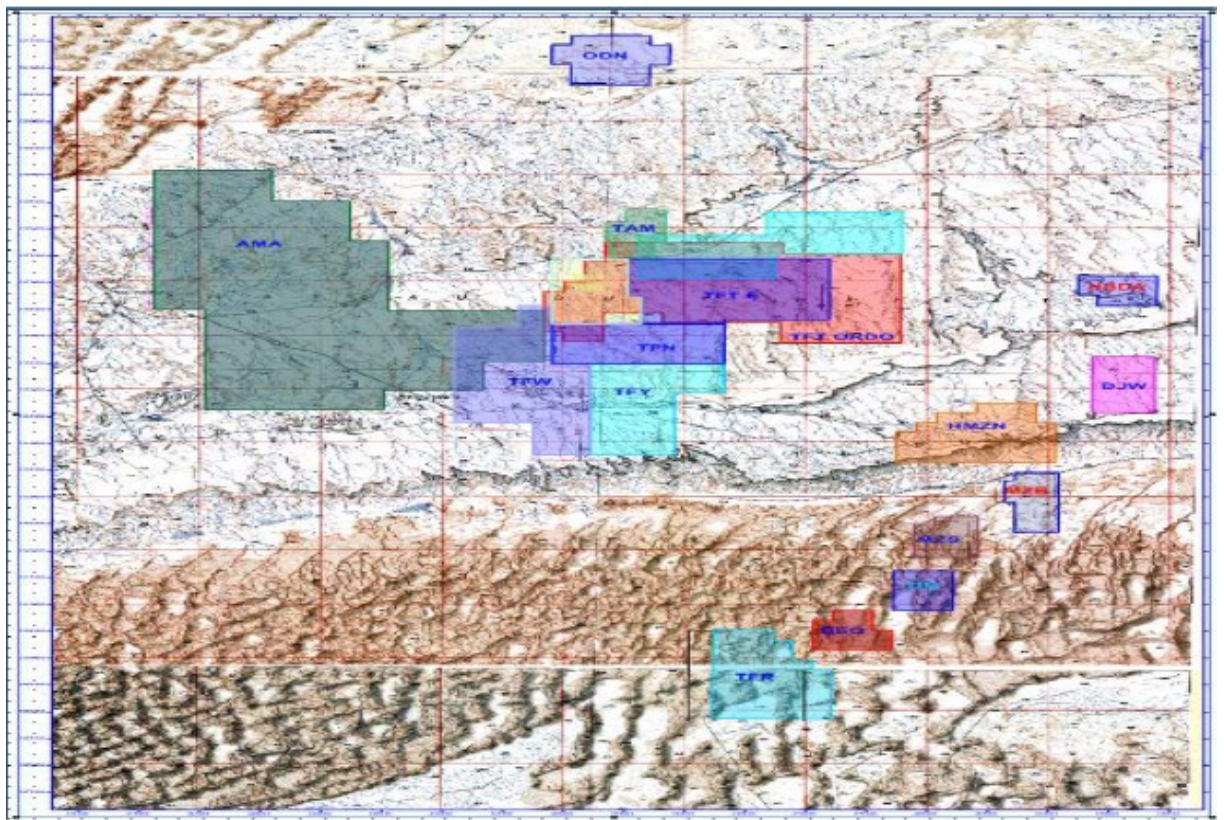


Figure I.2 Périmètres de TFT [1].

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

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

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

I.2. Présentation de la direction régionale TFT :

La direction régionale de Tin Fouyé Tabankort (TFT), fait partie de la division production de l'entreprise SONATRACH. Elle est chargée de la production du pétrole du champ de TFT et de la gestion de toutes les divisions qui lui sont rattachées.

Les divisions de la région TFT sont :

- Division engineering production: son rôle principal est de s'occuper des puits de leurs forage jusqu'à leur épuisement total. Tout en suivant l'évolution des paramètres des gisements et programmant la maintenance nécessaire afin de maintenir leur production.
- Division exploitation : cette division assure l'expédition et l'utilisation de l'huile et de gaz.
- Division réalisation : cette division s'occupe de l'utilisation, du suivi et de la réalisation des projets.
- Division maintenance : son rôle est d'assurer le bon fonctionnement des équipements industriels

- Division sécurité : son principal rôle est d'assurer la sécurité des installations industrielles et la protection du personnel conformément à la politique HSE de l'entreprise.
- Division approvisionnement et transport : son rôle est d'assurer la gestion de l'approvisionnement du stockage et du transport.
- Division personnelle : cette division s'occupe de l'organisation des ressources humaines de l'entreprise. Elle est constituée de plusieurs services (le service Planification, le Service Administration Générale et Moyens, le Service Gestion/Paie et le service Prestation Sociales).
- Division finance : cette division assure la gestion et l'élaboration du budget, la comptabilité générale, la comptabilité analytique, la trésorerie et l'activité juridique.
- Division intendance : son rôle est d'assurer la gestion de la base de vie (restauration, hébergement, buanderie, et foyer) et de contrôler ou superviser les travaux effectués par la sous-traitance.[1]

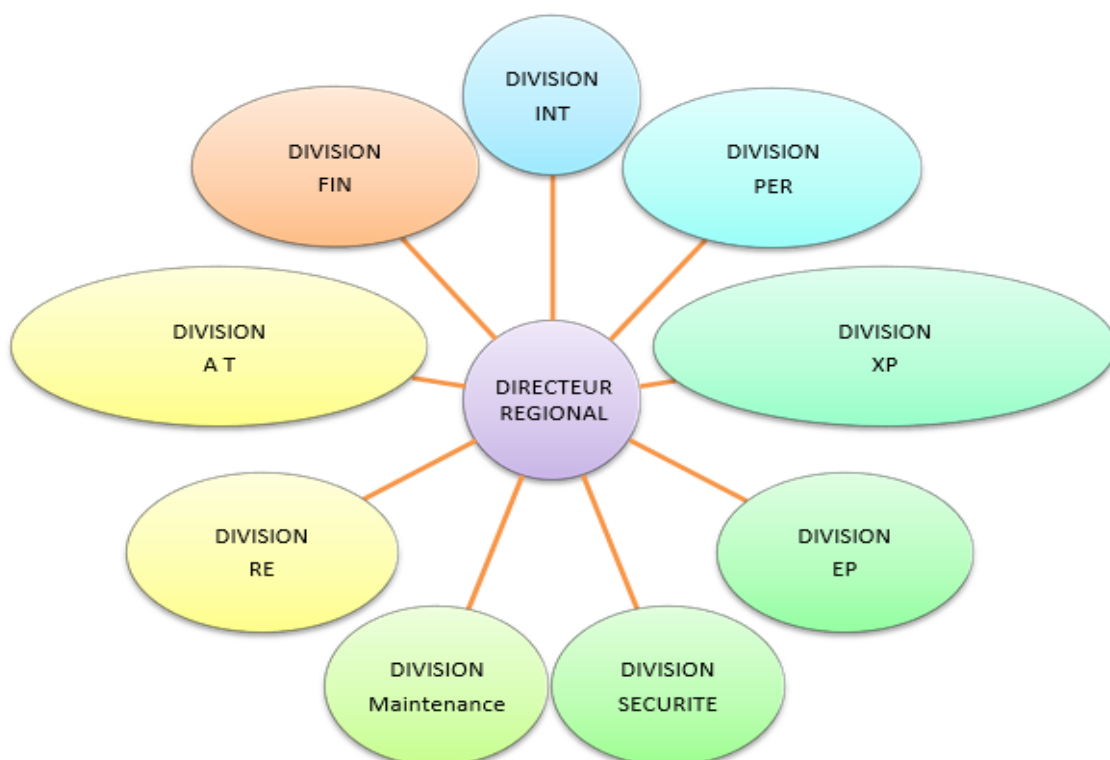


Figure I.3 : organigramme de la direction régionale TFT



Chapitre II

*Description de l'unité de
traitement l'UTGA*



Chapitre II

II.1. Description de l'unité de traitement de gaz associé (l'UTGA)

I.2.1 Présentation:

La station UTGA (unité de traitement de gaz associés) est conçue pour la récupération des gaz initialement torchés au niveau des centres de séparation CS1, 2, 3, 4, 5 et Amassak. la chaîne de process est composée de :

1. La compression.
2. La déshydratation
3. La récupération des condensats.
4. La recompression

Le gaz produit est utilisé comme suit :

- ❖ Une partie pour les besoins de la station et la centrale électrique.
- ❖ Une partie comme gaz lift pour la production d'huile et de l'eau.
- ❖ Une partie commercialisée vers HASSI R'MEL. [\[1\]](#)

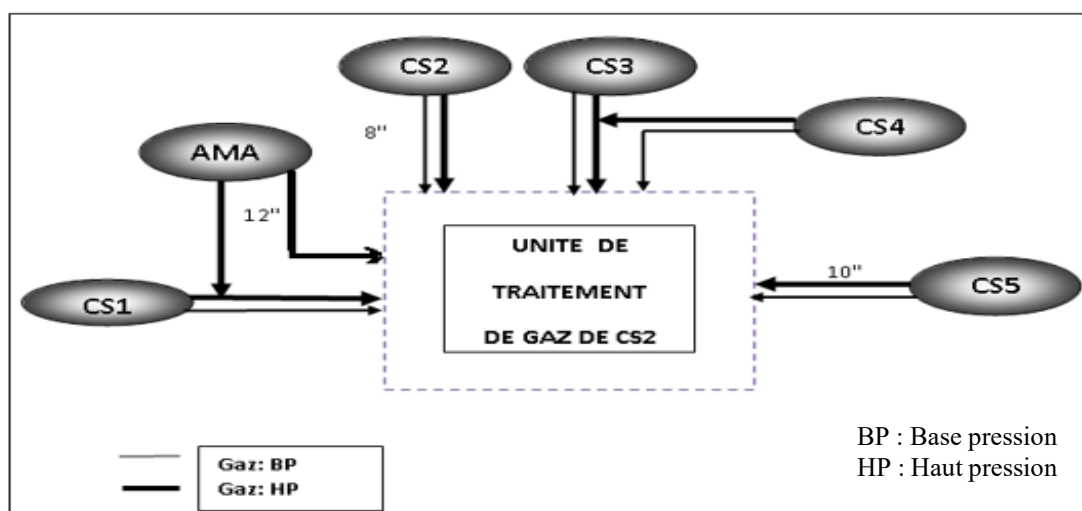


Figure II.1 : collecte des gaz associés

I.2.2 Spécifications de gaz associé et des produits :

II.1 .2.1 Capacité de l' UTGA

Tableau II.1 : capacité de la station

STATION MISE EN SERVICE	EN JUIN 1987
TRAITEMENT	4 400 000 m^3 / j, Soit 2 200 000 m^3 /j / train
GAZ LIFT	1 420000 m^3 / j
FUEL GAZ	360 000 m^3 / j
CONDENSAT	170 T/J (hiver) ; 500 T/J (été)

II.1 .2.2 Spécifications du gaz associé :

❖ Composition:

Tableau II.2 : composition du gaz

Composants	Gaz associé HP		Gaz associé HP	
	Eté	Hiver	Eté	Hiver
	Mol %	Mol %	Mol %	Mol %
N₂	1.78	2.46	0.91	2.41
CO₂	0.97	1.06	1.28	0.98
C₁	75.32	77.59	52.83	63.88
C₂	10.53	10.33	18.67	14.47
C₃	5.98	5.62	14.39	11.30
i-C₄	0.67	0.57	1.84	1.26
n-C₄	2.00	1.50	5.42	3.44
i-C₅	0.70	0.26	1.17	0.66
n-C₅	1.01	0.32	1.53	0.89
C₆	0.72	0.19	1.23	0.50
C₇	0.32	0.10	0.59	0.21
C₈	-	-	0.14	-
Total	100.00	100.00	100.00	100.00

❖ **Paramètres du gaz :**

Tableau II.3 : Paramètres de gaz

Pression de sortie	80 kg/cm ²
Température de sortie	50 à 60 °C
Pression d'entrée HP	6 kg/cm ²
Pression d'entrée BP	0,6 kg/cm ²

II.2. Description du procédé :

II.2.1 Réception des gaz associés :

Les gaz associés envoyés à la station sont réceptionnés par :

- Un séparateur d'entrée gaz BP (D-201) par l'intermédiaire d'un collecteur BP.
- Un séparateur d'entrée gaz HP (D-101) pour les gaz associés HP par



Figure II.2 : Point de collecte des différents centres de séparation

II.2.2 Les sections de l'UTGA :

La station est composée essentiellement des sections et installations suivantes :

❖ **SECTION 100** : Contient les équipements suivants pour les deux trains :

- Les turbines **KT 101 A/B** : entraînent les compresseurs HP.
- Les compresseurs **K101-102-103 A/B** : compriment le gaz de **6 à 80 kg/cm²**.
- Le séparateur d'entrée commun **D101** : sépare les liquides du gaz et les envoie vers le ballon torche.
- Les scrubbers d'aspiration premier étage **D 102A/B** : Séparation des liquides.
- Les scrubbers d'aspiration deuxième étage **D 103A/B** : Séparation des liquides.
- Les scrubbers de refoulement deuxième étage **D 104A/B** : Séparation des liquides.
- Les scrubbers d'aspiration troisième étage **D 105A/B** : Séparation des liquides.
- Les aéro de gaz premier étage **E101 A/B** : Refroidissement du gaz de **162C° à 55C°**.
- Les aéro de gaz deuxième étage **E102 A/B** : Refroidissement du gaz de **153C° à 55C°**.
- Les aéro de gaz troisième étage **E103 A/B** : Refroidissement du gaz de **170C° à 55C°**.

❖ **SECTION 200** : Contient les équipements de compression **BP** :

- Les compresseurs **K201 A/B** : compriment le gaz de **0.6 kg/cm² à 6 kg/cm²**.
- Les aéro de gaz **E201 A/B** : Refroidissement du gaz de **150 C° à 55C°**.
- Un séparateur horizontal commun **D201** : Séparation des liquides.
- Les scrubbers d'aspiration **D202 A/B** : Séparation des liquides.

- Les scrubbers de refoulement D203 A/B : Séparation des liquides.
- ❖ **SECTION 300** : Contient les équipements assurant le séchage :
 - Les tours **D301 A/B/C** : assurent le séchage du gaz en trois cycles (adsorption, chauffage et refroidissement)
 - Les réchauffeurs **H301A/B** : chauffent le gaz de régénération de la tour.
 - Les filtres **V301A/B** : filtrent les particules solides du gaz contaminé par le tamis moléculaire.



Figure II.3 : Tours de déshydratation

- ❖ **SECTION 400** : Contient les équipements permettant d'assurer la



Figure II.4 : Filtre V301A/B

récupération des condensat :

- Les échangeurs **E402** (gaz-gaz) et **E403A/B** (gaz-liq) : refroidissement du gaz de

55C° à 20C°.

- Le séparateur horizontal **D401** : Séparation et récupération du condensât.
- Le séparateur **D402** : séparation du gaz et du condensât.
- Le réchauffeur **H401** : Chauffage du fond de stripper.
- Le stripper **C401** : récupération et stabilisation du condensât.
- Les pompes **G401A/B** : circulation fermée du condensât pour chauffer le fond du stripper. [2]



Figure II.5 : Echangeur gaz-gaz E403A/B E403A/B



Figure II.6 : Echangeur gaz-liquide



Figure II.7 : Réchauffeurs H301A/B



Figure II.8 : Stripper C401 [2]

❖ **SECTION 500** : Contient :

- Les scrubbers **D 501-502** : pour séparation des liquides contenus dans le gaz combustible.

- Le ballon torche **D511** : reçoit les liquides ainsi que toutes les purges de gaz ou des liquides [3].

Le séchage du gaz (la deshydrartion)

a) Le cycle d'adsorption

Le gaz provenant du compresseur 2^{ème} étage (K102A/B) à une pression de 80.6 kg/cm^2 est dirigé par l'intermédiaire des vannes d'adsorption XV301/302 vers le sécheur. Les particules d'eau seront captées par le tamis moléculaire, alors que le gaz sec est envoyé vers la section traitement en passant par les filtres V-301A/B.

b) Le cycle de refroidissement

Cette opération se déroule en 3 heures et 45 minutes, le gaz utilisé provient du gaz traité de la sortie du compresseur 3^{ème} étage où il subit une détente de 78 kg/cm^2 à 32 kg/cm^2 , par la vanne automatique PCV108. Un piquage de gaz est réalisé en amont de l'aéroréfrigérant E-103A/B et en aval de la PCV108 pour maintenir la température du fluide de refroidissement à 50°C par la TCV112.

Une fois que le gaz refroidi la tour du tamis moléculaire, il est dirigé vers les fours H301A/B pour être utilisé dans le cycle de chauffage.

c) Le cycle de chauffage.

Le gaz sec froid provenant du cycle de refroidissement subit un chauffage au niveau des fours H-301A/B jusqu'à une température de 290°C puis il passe dans la tour en chauffage pendant 3 heures et 45 minutes afin qu'il désorbe la tour saturée en eau, ensuite il sera réinjecté au refoulement des compresseurs K101A/B en amont des aéroréfrigérants E101A/B.

d) Système de pressurisation /dépressurisation des sécheurs

A la fin de chaque cycle et pour permettre aux sécheurs de fonctionner aux conditions favorables (Adsorption : 80.6 kg/cm^2 , refroidissement /régénération : 30 et $28,5 \text{ kg/cm}^2$.), un système de vannes est prévu dans ce sens. [4]

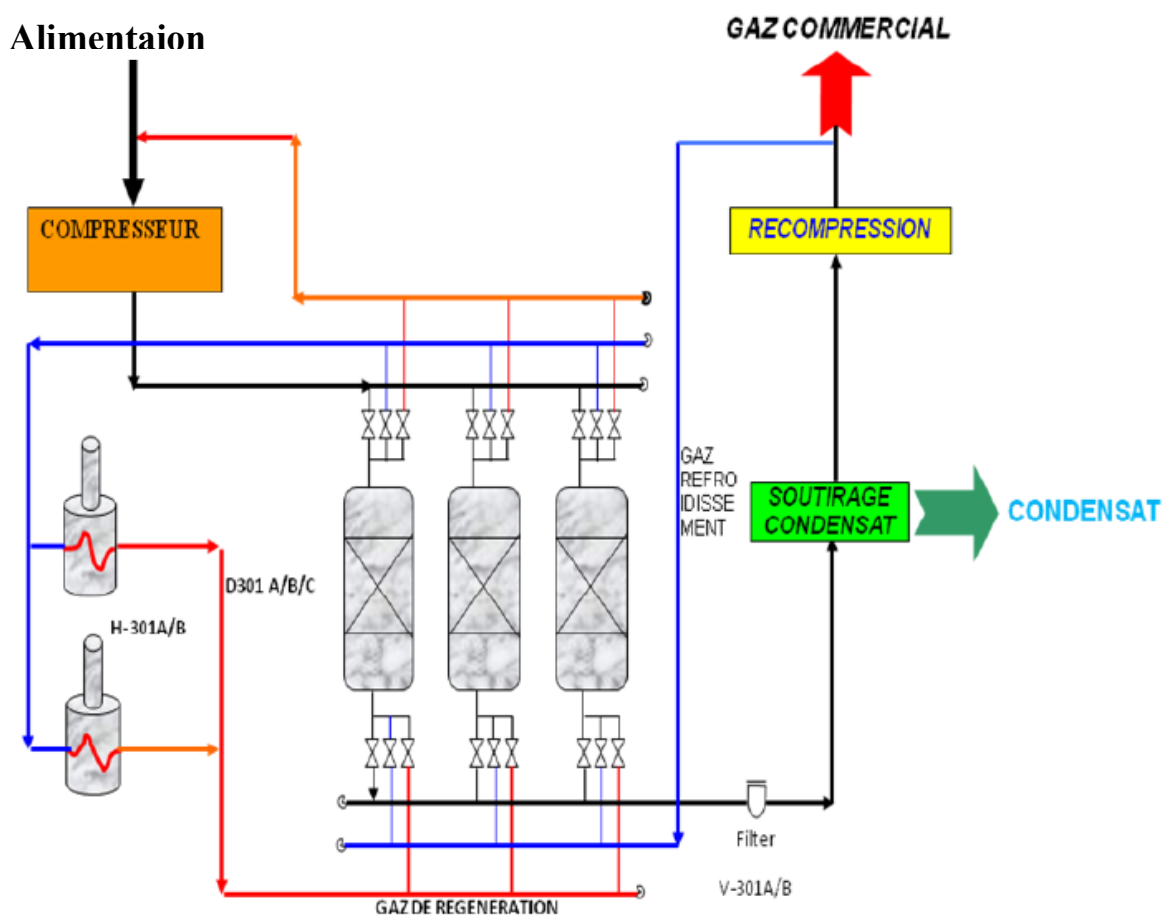


Figure II.9 : Schéma simplifié de la section déshydratation du gaz

II.2.3 Le processus de traversée de gaz dans l'UTGA

Le gaz venant des centres de séparation **HP** et **BP** est reparti comme suit:

- Le gaz **BP** entre dans le séparateur horizontal **D-201** pour la séparation des liquides, qui seront évacués vers le séparateur torche **D-511** pour être expédié vers **CS2** huile.
- Le gaz partagé en deux parties, rentre dans les scrubbers verticaux **D202 A/B** pour éliminer l'eau et être comprimé dans les deux compresseurs **K201 A/B** de $0,6 \text{ kg/cm}^2$ à 6 kg/cm^2 ; le gaz chaud à 150°C est refroidi dans les aéros **E 201A/B**, Il passe dans les scrubbers **D203 A/B**. A la sortie il se mélange et rejoint les arrivées **HP**.
- Le gaz **HP** entre dans le séparateur horizontal **D-101** pour la séparation des liquides qui seront évacués vers le séparateur torche **D-511** afin d'être expédié de la même manière vers **CS2** huile. Le gaz **HP** partagé en deux parties, rentre dans les scrubbers verticaux **D - 102 A/B** pour la séparation des liquides et être comprimé dans les deux

compresseurs **K101 A/B de 6 à 28kg/ cm²** (premier étage de compression) le gaz chaud à **150°** est refroidi dans les aéro **E-101A/B**.

- Ensuite il entre dans les scrubbers verticaux **D-103 A/B** pour être comprimé dans les deux compresseurs **K-102 A/B de 28 à 80kg/ cm²** (deuxième étage de compression) le gaz chaud à **150°** est refroidi dans les aéro **E-102A/B**. Après le refroidissement, il passe dans le scrubber **D-104 A/B** pour éliminer toute particule de liquide. A la sortie du deuxième étage, le mélange de gaz est conduit vers l'échage dans les tours **D-301 A/B/C** à tamis moléculaire fonctionnant à **03** phases :
 - Adsorption (production)
 - Chauffage (Régénération)
 - Refroidissement
- Le gaz en passant par la tour de production où les molécules d'eau sont adsorbées, il ressort sec et il est filtré dans les filtres **V-301 A/B**.
- Après les filtres, le gaz est refroidi de **55° à 20°C** dans deux échangeurs :

E-402 (gaz-gaz) et E-403 A/B (gaz-liquide)
- A la sortie des échangeurs, il passe dans le séparateur **D-401** pour la récupération d'une grande partie de condensât qui sert de fluide de refroidissement pour l'échangeur gaz/liquide et ensuite récupéré à la sortie du stripper **C-401**.
- Après le ballon **D-401**, le gaz subit une détente de **80 à 20 kg/ cm²** à travers les **PCV-401A/B**, le liquide restant est séparé au niveau du stripper.
- Le fond du stripper est chauffé à **150°C** pour stabiliser le condensât, c'est à dire éliminer les particules légères. Le chauffage est assuré par le rebouilleur **H-401**, et la circulation fermée par les pompes **G-401 A/B**. Le condensat stabilisé est envoyé au centre **CS2** après son refroidissement dans l'aéro **E-401**.
- A la sortie du stripper le gaz à une température de **-3 °C** est utilisé pour le refroidissement dans l'échangeur gaz-gaz, la régulation de température au niveau du ballon **D-401** est assurée par la **TCV-401** qui règle le débit de gaz utilisé par l'échangeur gaz-gaz.
- Le gaz de sortie du stripper et échangeur, se partage en deux, et passe par les scrubbers **D-105 A/B** pour être comprimé de **20 à 80 kg/ cm²**. Après refroidissement dans les aéro **E-103 A/B**, le gaz à **55°C** est prêt pour l'expédition. La pression de sortie est réglée par la **PCV-110 à 78 kg/ cm²**. Une partie du gaz est utilisée pour le gaz lift et le reste est expédié vers Hassi R'Mel ainsi que pour l'alimentation de la centrale électrique en gaz combustible.

- Les tours sont régénérées par le gaz pris du troisième étage à une pression de **35 kg/cm²** réglée par la **PCV 108**, il passe par la tour de refroidissement, et à la sortie le même gaz est chauffé par les fours **H- 301A/B** pour sécher la tour en chauffage. A la sortie chauffage, le gaz est conduit vers le refoulement de premier étage. [5]

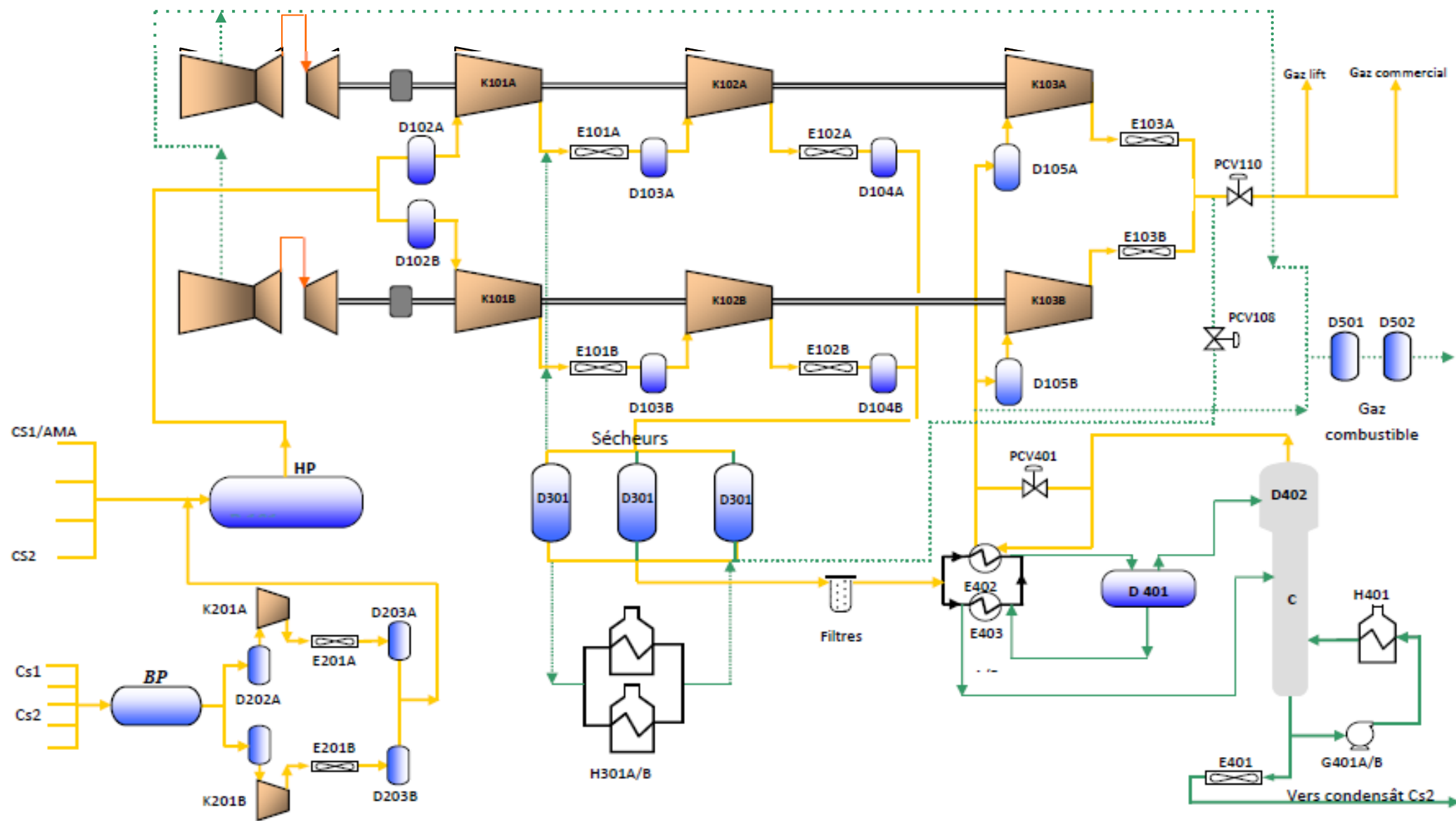


Figure II.10 : Schéma simplifié de l'UTGA [3].



Chapitre III

Ballons séparateurs



Chapitre III

III.1. Définition de la séparation

L'opération de séparation est destinée à séparer l'huile du gaz et de l'eau afin de permettre la livraison au client des produits conformes à des normes et des spécifications telles que : la Densité, la Viscosité, le B.S.W (Basic and sediment water), la Salinité, et la Tension de vapeur. [6]

III.2. Les Séparateurs

III.4.6. Définition d'un séparateur :

Un séparateur est une capacité sous pression qui fonctionne à pression constante grâce à un système de vannes à ouverture réglable sur les sorties huile et gaz.

Les fluides se trient par différence de densité. Les liquides s'accumulent dans le bas de la capacité où ils sont évacués à travers des vannes de sorties liquides et le gaz s'échappe par le haut.

Par un système de grillages et de chicanes convenablement disposés à l'intérieur, l'écoulement du mélange est retardé de façon à éviter l'entraînement de gouttelettes liquides dans le gaz et des bulles de gaz dans l'huile.

Selon l'usage désiré, on distingue :

- ♦ Les séparateurs de détentes utilisés pour le traitement du gaz à condensât.
- ♦ Les séparateurs gaz / huile.
- ♦ Les séparateurs d'eau libre.
- ♦ Les scrubbers. [6]

Un séparateur quel que soit le modèle, comprendra les éléments suivants :

- Une entrée des effluents dans la partie haute de la capacité, équipée d'une plaque brise jet (déflecteur) pour ralentir la vitesse d'écoulement.

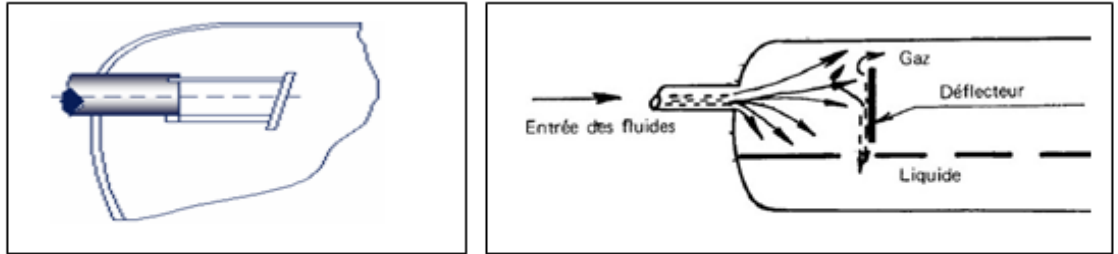


Figure III.1 : Déflecteur

- Une série des plaques anti-vagues (chicane) dans la partie basse pour supprimer les vagues et les remous de la phase liquide.
- Une sortie gaz dans la partie supérieure de la capacité, opposée à l'entrée des effluents, pourvue également de chicanes (Demister) pour éviter les entraînements de liquides avec la phase gazeuse.
- Une sortie de liquide au point bas de la cuve, il y aura deux sorties à des niveaux différents, la plus basse destinée au produit le plus lourd.[\[1\]](#)

III.4.6. Sections d'un séparateur

Indépendamment de la forme, les séparateurs contiennent d'habitude quatre sections principales en plus des commandes et contrôles nécessaires :

- Section de la séparation primaire
- Section de la séparation secondaire
- Section de coalescence
- Section de collecte

Les emplacements de ces sections, quelque soit le type de séparateur, sont figurés dans la vue ci-dessous.[\[1\]](#)

➤ La section de la séparation primaire A

Elle est utilisée pour séparer la partie principale de liquide libre du fluide d'entrée en rencontrant un déflecteur, le liquide tombe au fond de séparateur.

➤ La section de la séparation secondaire B

Par gravité, les fluides constituant les liquides se séparent, donc cette section utilise l'effet de la pesanteur pour augmenter la séparation de gouttelettes entraînées

➤ **La section de coalescence C**

Utilise un coalesceur ou un extracteur de brouillard, cette section enlève les très petites gouttelettes de liquide du gaz par la collision sur une surface où elles coalescent.

➤ **La section de collecte D**

Le puisard ou la section de collecte du liquide agit comme le récepteur pour tous les liquides enlevés du gaz dans les sections primaires, secondaires et de coalescence.

Selon les exigences (conditions), la section liquide devra avoir un certain volume, pour le dégazage ou les arrivées de bouchon liquide.[1]

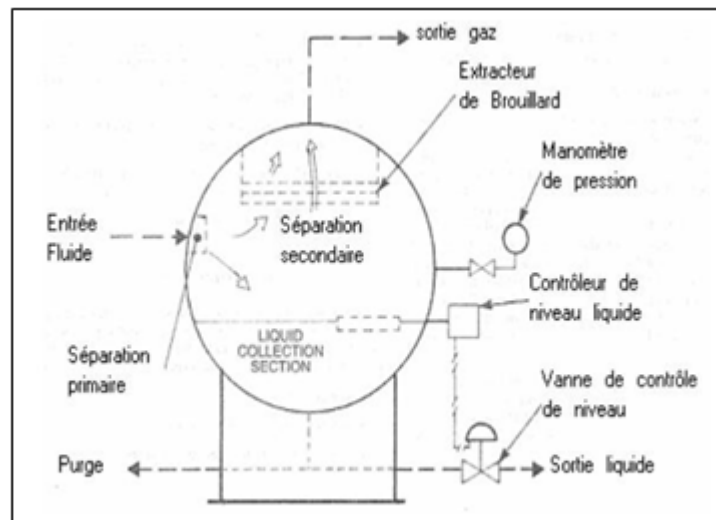


Figure III.2 : Différentes sections sur un séparateur sphérique

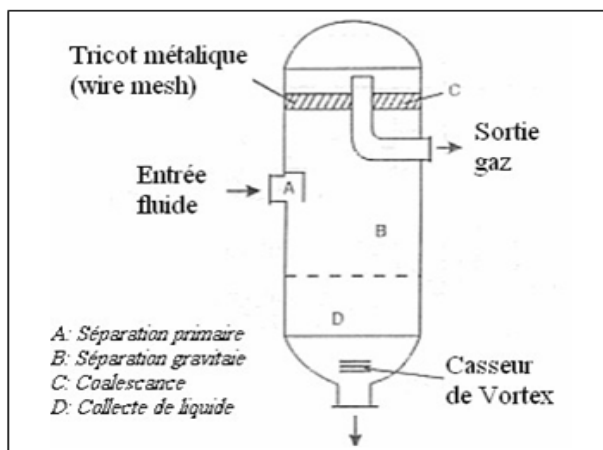


Figure III.3 : différentes sections sur un séparateur vertical

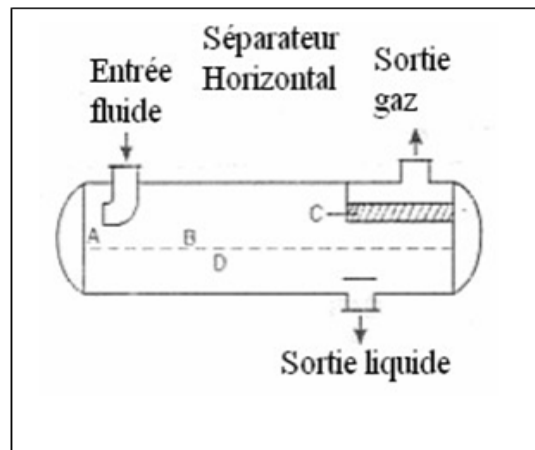


Figure III.4 : Différentes Sections sur un séparateur horizontal

III.3. Fonctionnement des séparateurs

➤ Principe de fonctionnement d'un séparateur :

- ❖ L'appareil est constitué par une enveloppe cylindrique résistant à la pression et fermée à chaque extrémité par des fonds bombés (1).
- ❖ L'effluent est amené par la conduite (2) dans la chambre de séparation primaire (3).
- ❖ Le jet liquide se brise contre le déflecteur (4).
- ❖ Par gravité, le liquide tombe sur le plancher perforé (5) et s'accumule dans la chambre de décantation (6) où des cloisons brise-vagues (7) tranquilisent les liquides et permettent la séparation par différence de densités de l'eau et de l'huile.
- ❖ Le gaz séparé de la phase liquide pénètre dans la chambre de séparation secondaire (8) par les perforations du plancher (9) et s'y débarrasse des liquides maintenus en suspension qui tombent par gravité. Certains séparateurs sont équipés de plaques de tranquillisation (10) qui, par projection sur les parois, favorisent la coalescence des gouttelettes d'huile et leur ruissellement vers le bas.
- ❖ Les brouillards formés de particules trop fines pour être précipitées par gravité sont retenus dans un filtre (10). Le gaz traité est évacué par la conduite (11).
- ❖ Les liquides récupérés dans la chambre de décantation sont purgés par deux conduites. Au point le plus bas est piqué le soutirage de l'eau (12) dont la densité est supérieure à celle de l'huile. L'huile est prise par un tube crépiné placé au-dessus du plan d'eau (13). [2]

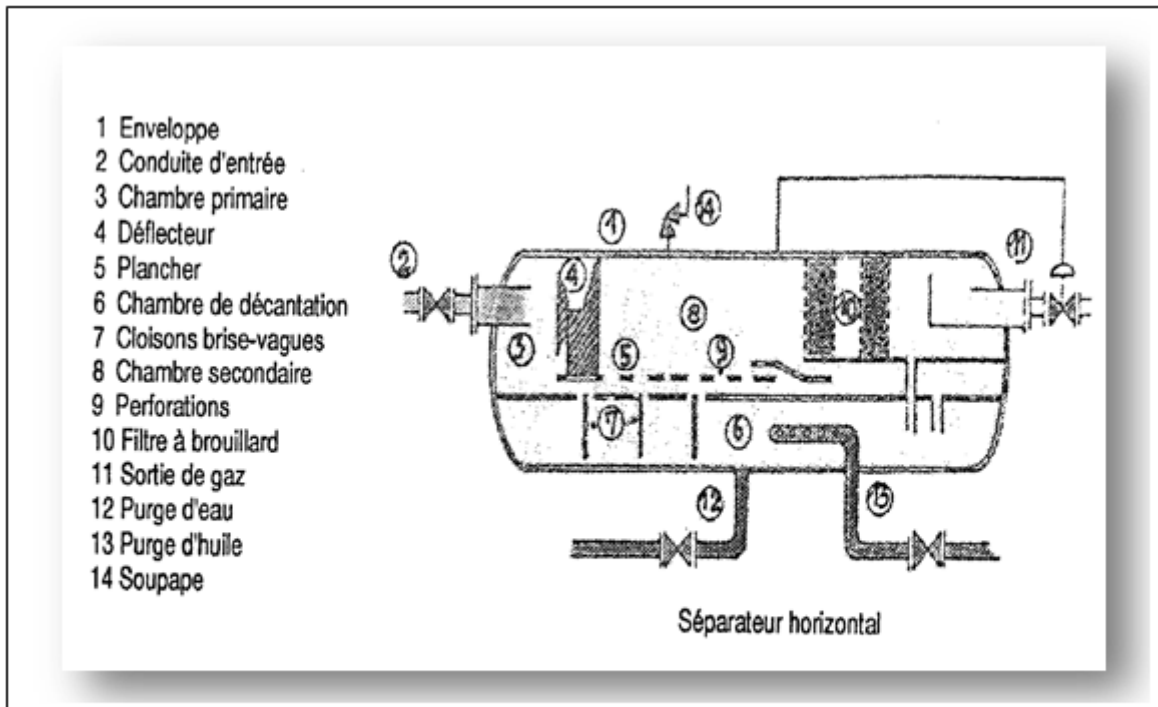


Figure III.5 : schéma de principe de fonctionnement de séparateur

III.4. Différents types de séparateurs

Il existe trois principaux types de séparateurs vertical, horizontal et sphérique dont le choix dépend de l'application envisagée, qu'ils soient verticaux ou horizontaux, les séparateurs peuvent être bi-phasiques ou tri-phasiques.

Un séparateur deux phases sépare l'effluent entre le gaz et les liquides, le gaz étant soutiré en haut et le liquide en bas

Un séparateur tri-phasique permet le soutirage sélectif du gaz en tête, de l'huile dans la zone intermédiaire et de l'eau en bas.

Il existe cependant différents types de séparateurs selon les fluides qui circulent dans ces ballons. [3]

III.4.6. Séparateur vertical

L'avantage principal de ce séparateur est qu'il peut accepter des bouchons liquides plus importants sans entraînement excessif dans le gaz. Vu la distance importante en général entre le niveau du liquide et la sortie du gaz, il y a moins tendance à l'entraînement de gouttes liquides. Il est, par contre, plus gros en diamètre pour une capacité en gaz donnée.

Le séparateur vertical sera donc bien adapté pour des quantités importantes de gaz (GOR fort) ou au contraire quand il n'y a que du gaz (l'espace liquide minimal du ballon vertical est trop faible).

Des exemples typiques d'application sont les scrubbers, ballons d'aspiration ou de refoulement de compresseurs, les ballons de gaz de chauffe, et certains séparateurs d'huile contenant des sédiments.

Ils sont aussi utilisés pour les puits comportant des dépôts solides (faciles à nettoyer). Donc on peut utiliser des séparateurs verticaux, en particulier dans les cas suivants:

- Très faible débit,
- Production avec bouchons de liquides,

- Traitement complémentaire sur un gaz qui sort déjà d'un premier séparateur afin d'essayer de piéger les liquides ou les solides entraînés, on parle alors de « scrubber ». [3]

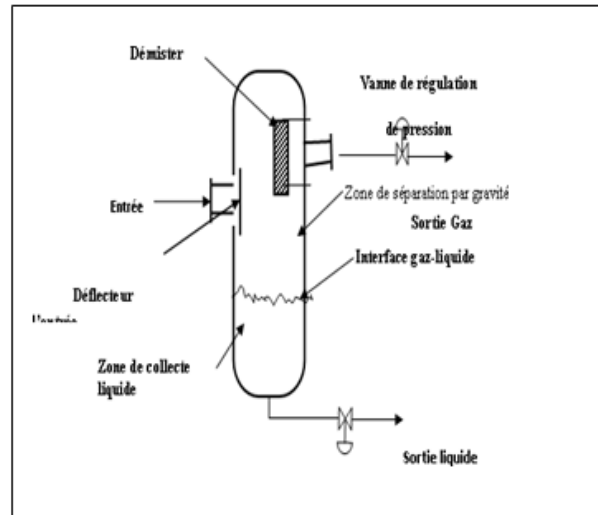
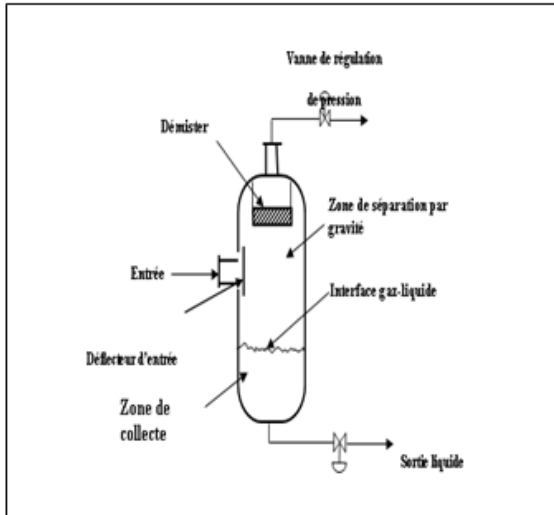


Figure III.6 : Ballon vertical avec un demister horizontal

figure III.7 : Ballon vertical avec un demister vertical



Figure III.8 : Vue extérieure d'un séparateur vertical

III.4.3. Séparateur vertical deux phases

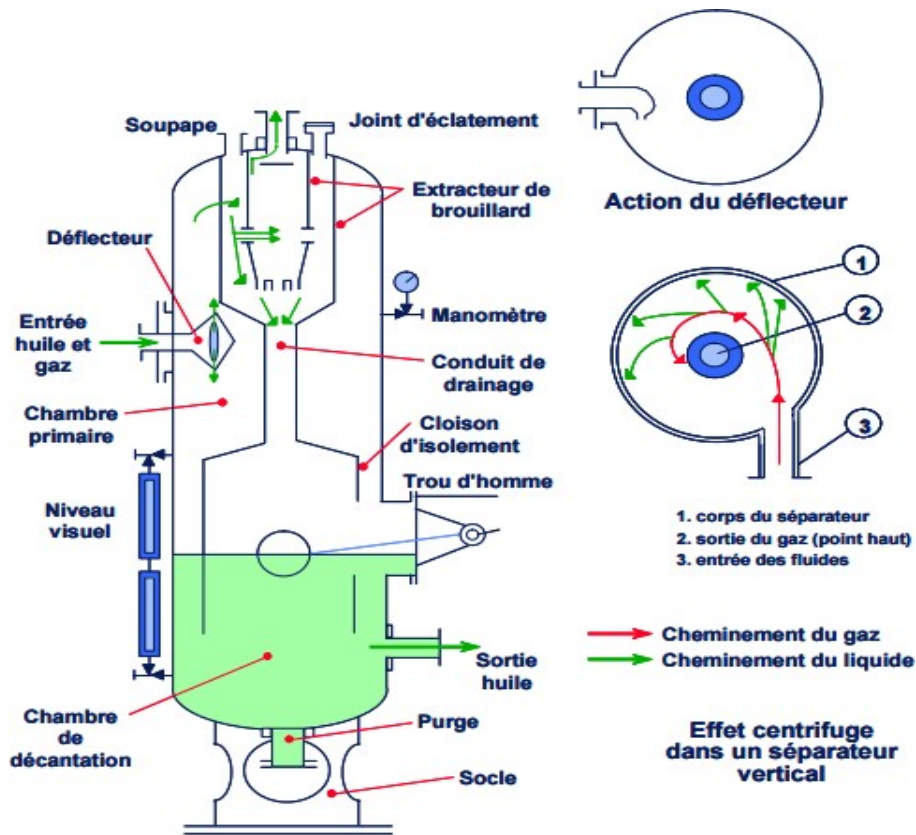


Figure III.9 : Vue détaillée séparateur vertical bi-phasique huile/gaz

✚ Scrubbers

Un autre type de séparateur vertical est le scrubber gaz. Il est généralement installé à l'aspiration et le refoulement des compresseurs. Le nom de « scrubber » est un nom

Provenant du champ pétrolier. Cela signifie simplement que les hydrocarbures gazeux qui entrent dans le ballon sont “scrubbed” (nettoyés) des liquides (appelés généralement condensats) ayant été entraînés avec. Les gaz arrivant dans ce type de séparateur sont des « wet gas » (gaz humide).

Les scrubbers contiennent encore des liquides. Si ces liquides ne sont pas séparés et entrent dans le compresseur gaz, ils entraîneront alors beaucoup de dégâts sur le compresseur.[\[1\]](#)

Un scrubber utilise la gravité pour séparer les liquides. Le gaz entrant dans le séparateur est dévié vers le bas par un déflecteur placé sur la ligne d'entrée du ballon. Ce changement de direction réduit la vitesse du gaz et permet ainsi aux gouttelettes de liquide de tomber en bas du séparateur. Dans le scrubber, la sortie liquide possède un « anti-vortex ». Ceci étant installé pour empêcher le gaz de quitter le séparateur avec les liquides. Tout liquide entraîné vers le haut du séparateur sera séparé par un extracteur de brouillard positionné proche du sommet de la capacité. [4]

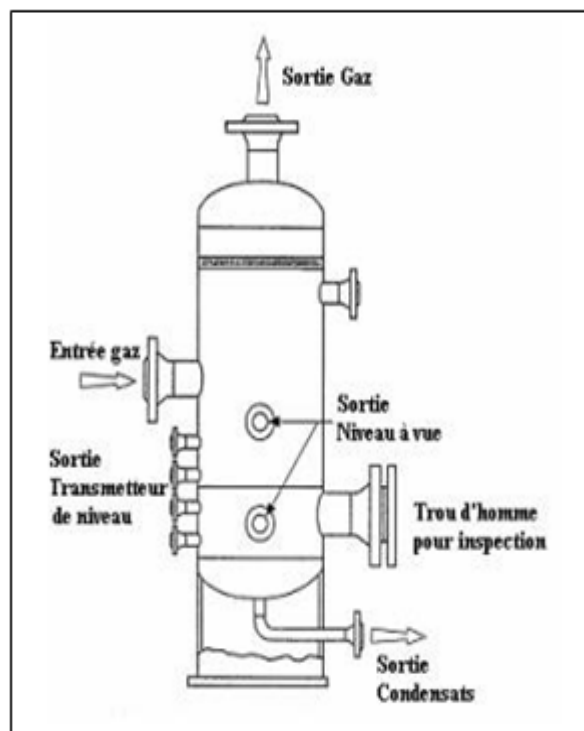


Figure III.10 : Exemple typique de Scrubber

III.4.3. Séparateur vertical Tri Phasique

En ce qui concerne le séparateur vertical tri-phasique les équipements internes sont à peu de choses près les mêmes.

On rajoute simplement une sortie eau et un régulateur de niveau. [4]

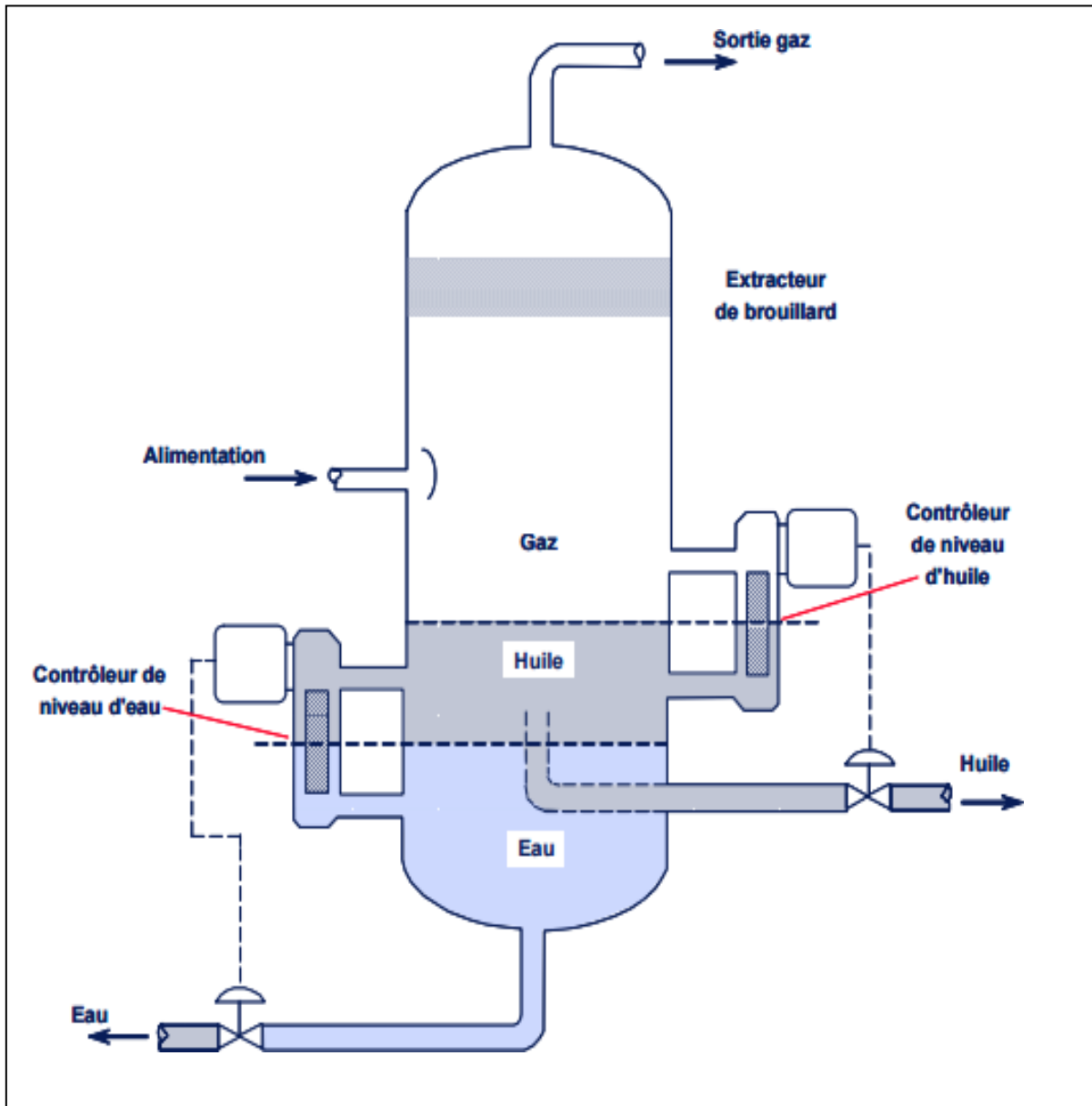


Figure III.11 : Vue détaillée d'un séparateur tri-phasique

➤ Avantages des ballons verticaux :

- Traitement possible des hydrocarbures salés.
- Nettoyage aisé.
- Faible encombrement.
- Hydrocarbures pauvres en liquides.
- Utilisé en moyenne et haute pression.
- Limite la tendance à la revalorisation du liquide dans la phase gazeuse et occupe une

surface réduite au sol.

- Les séparateurs verticaux sont le plus souvent utilisés pour des valeurs faibles ou moyennes de GOR et lorsque des arrivées de bouchons liquides peuvent se produire (entraînement anormal de liquide dans la phase gazeuse). [5]

➤ Inconvénients des ballons verticaux :

- Relativement coûteux à fabriquer.
- Transport difficile.
- Séparation triphasique difficile.
- Mauvaise séparation en cas d'hydrocarbures moussant
- Plus volumineux qu'un séparateur horizontal.
- Admettre certaines fluctuations du niveau de liquide. [6]

III.4.6. Séparateur horizontal

Ils sont très utilisés pour les puits à GOR faible car ils ont une très bonne surface d'échange.

Ces séparateurs sont en général d'un diamètre plus petit que les séparateurs verticaux pour une même quantité de gaz et présentent une interface plus large entre gaz et liquide. [7]

A noter que ces séparateurs sont, en général, montés sur skids complets avec leurs tuyauteries et instruments de régulation et de sécurité. Il existe: le séparateur horizontal diphasique et le séparateur horizontal triphasique. [7]

➤ Avantage des ballons horizontaux :

- Solution économique.
- Transport facile.
- Séparation triphasique aisée.
- Rempli à moitié, il offre un passage suffisant du gaz[8].

➤ Inconvénients des ballons horizontaux :

- Limité aux moyennes et basses pressions.

- Nettoyage difficile en cas de production de sédiments. [8]

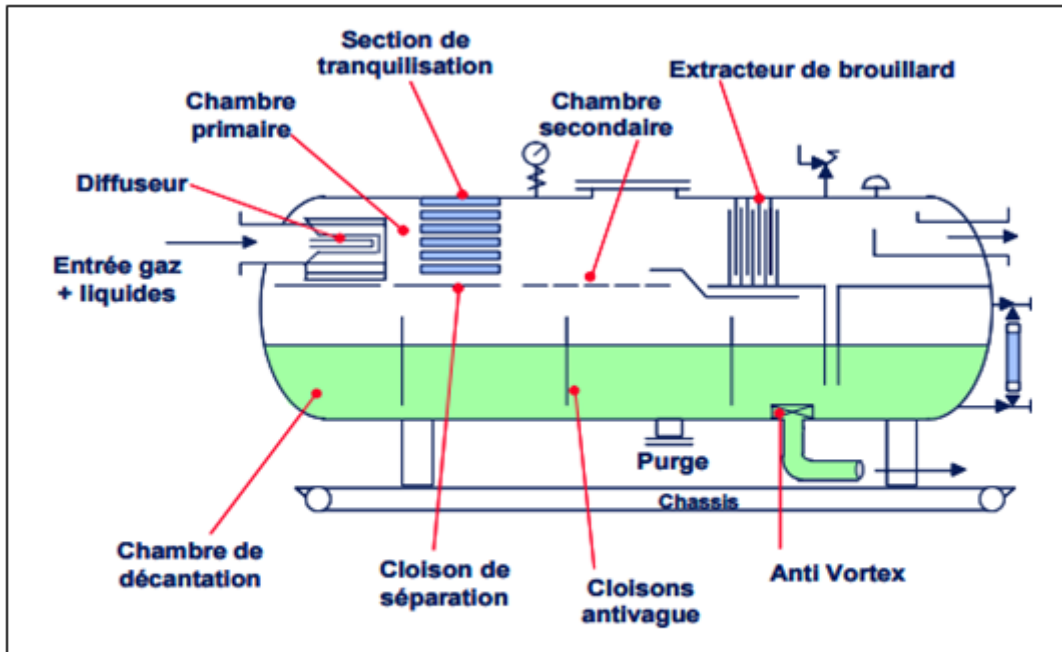


Figure III.12 : Vue détaillée d'un séparateur horizontal bi-phasique

III.4.6. Séparateur sphérique

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

Ces séparateurs sont relativement bon marché et compacts, mais avec un temps de rétention liquide et une section de décantation assez limitée ; la marche en séparation triphasique est donc très difficile sinon impossible. [9]

Ils ont l'avantage d'être peu encombrants mais leur capacité est faible. Ils sont très faciles à manipuler. Autre intérêt important, ils supportent toutes les pressions par leur forme sphérique.[9]

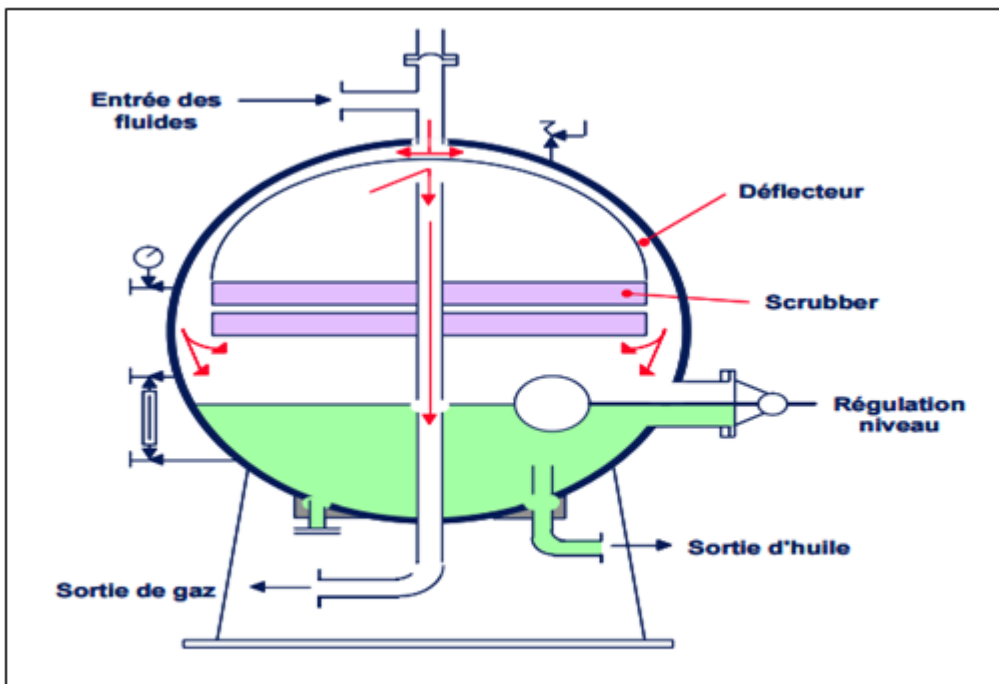


Figure III.13 : Séparateur Sphérique 2 phases

➤ Avantages de séparateur sphérique :

- Ce type d'équipement présente l'avantage d'être compact.
- Utilisation possible sur une unité de production OFF SHORE.
- Utilisé à des très hautes pressions. [10]

➤ Inconvénients de séparateur sphérique :

- Séparation triphasique difficile.
- Coût très cher.
- Mauvaise séparation en cas d'hydrocarbure moussant.
- L'utilisation de ce séparateur n'est pas courante.

Selon l'usage auquel on les destine, on distingue aussi: [10]

III.4.6. Séparateur horizontal haute pression avec capacité de rétention liquide

Le séparateur horizontal, deux tubes, possède un tube supérieur et un tube inférieur reliés entre eux par des tubes verticaux appelés « down comers ». [5]

Le tube supérieur étant la section de séparation du gaz et l'inférieur la section de collecte des liquides.

Le séparateur à deux tubes permet une meilleure séparation, que le séparateur horizontal à un tube, s'il y a beaucoup d'arrivée de bouchon dans l'effluent des puits. En plus, l'avantage d'une séparation à deux tubes évite les possibilités de réentraînement. [10]

Le tube supérieur, qui est donc la séparation du gaz, contient l'entrée du fluide, le déflecteur d'entrée, la section de transition et l'extracteur de brouillard. Cette section possède aussi une soupape de sécurité ou un disque de rupture. [11]

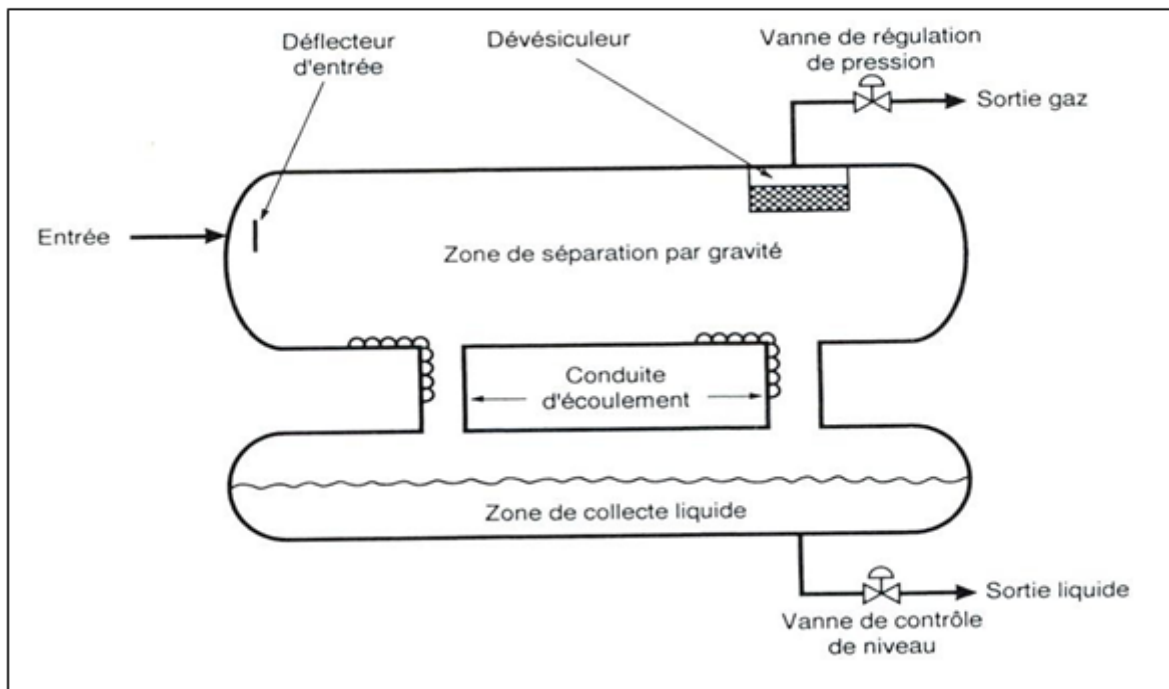


Figure III.14 : Vue détaillée d'un séparateur horizontal avec deux compartiments

III.5. Facteurs influents sur le choix des séparateurs

- Débit de gaz et de liquide.
- Pressions et température opératoires.
- Propriétés physiques des fluides tels que la densité et la compressibilité.
- Degré de séparation.
- Tendances d'augmentation des jets d'alimentation.
- Présence des impuretés.
- Tendance écumante des jets.

Les critères de choix du type de séparateurs du gaz, diphasique et tri phasique, ainsi que les avantages et les inconvénients de chaque type sont représentés sur le tableau suivant : [12]

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



Chapitre **IV**

Partie pratique



Chapitre IV

IV.1. Dimensionnement du ballon de refoulement D104

Le dimensionnement du ballon de refoulement se fait comme un séparateur vertical bi-phasique. Il est nécessaire de spécifier un diamètre du vaisseau et une longueur jointe à joint.

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

Pour dimensionner le séparateur vertical, il faut suivre les étapes suivantes :

Supposer une valeur initiale au coefficient de trainée ($C_d = 0,34$)

Calculer la vitesse totale $V_t = 0.019 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} * \frac{d_m}{c_d} \right)^{\frac{1}{2}}$ ρ_l : Masse volumique de l'eau (lb/ft^3).

d_m : Diamètre de la gouttelette en (μm).

Calculer du nombre de Reynolds $Re = 0.0049 \left(\frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu} \right)$ ρ_l : Masse volumique de gaz (lb/ft^3).

Calculer de la nouvelle valeur de coefficient de trainée $C_d = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + C_d \text{ supposé}$

Répéter ces étapes jusqu'à ce que C_d supposé égal à C_d calculé

Tableau IV.1 : Caractéristiques physiques des composants du gaz

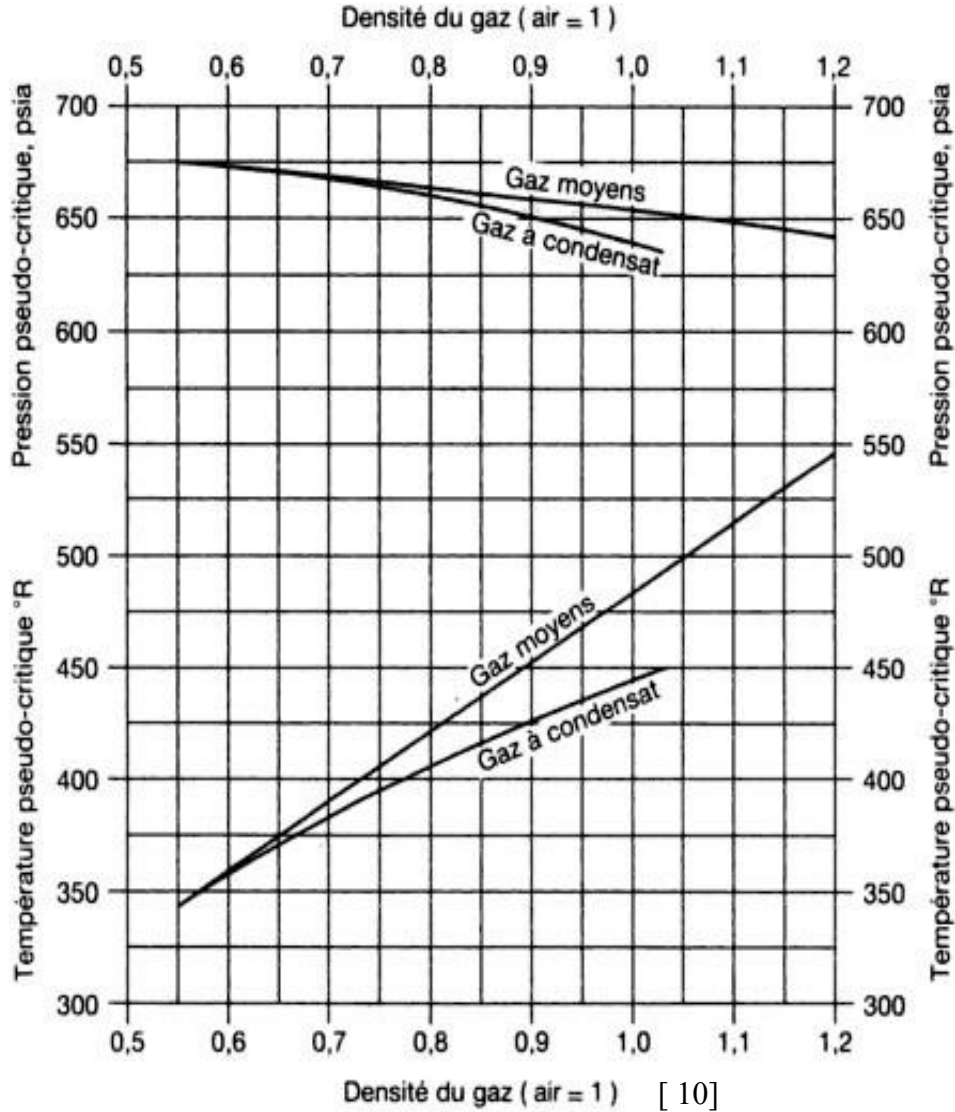
Composants	%y	M (g/mole)	Tc (K)	Pc (bar)
Azote	0.0171	28.013	126.194	33.944
Oxyde de carbone	0.0100	44.000	304.100	73.77
Méthane	0.7368	16.043	190.699	46.407
Ethane	0.1125	30.069	305.428	48.839
Propane	0.0668	44.097	369.898	42.567
n-butane	0.0075	58.124	408.096	36.476
i-butane	0.0221	58.124	425.199	37.966
n-pentane	0.0070	72.151	460.398	33.366
i-pentane	0.0099	72.151	469.800	33.751
Hexane	0.0070	86.178	507.898	30.316
Heptane	0.0031	100.205	460.158	27.368
Octane	0.0001	114.232	568.898	24.966

IV.1.1. Cas design

IV.1.1.1. Calcul du coefficient de compressibilité Z du gaz :

$$P = 79.43 \text{ bar} , \quad T = 328.15 \text{ K}$$

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



Donc:

$$PPC = y_i * P_{ci} = 664.44 \text{ psia} (45.827 \text{ bar}). \quad \text{IV.1}$$

$$TPC = y_i * T_{ci} = 414.11 \text{ °R} (230.394 \text{ °K}). \quad \text{IV.2}$$

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

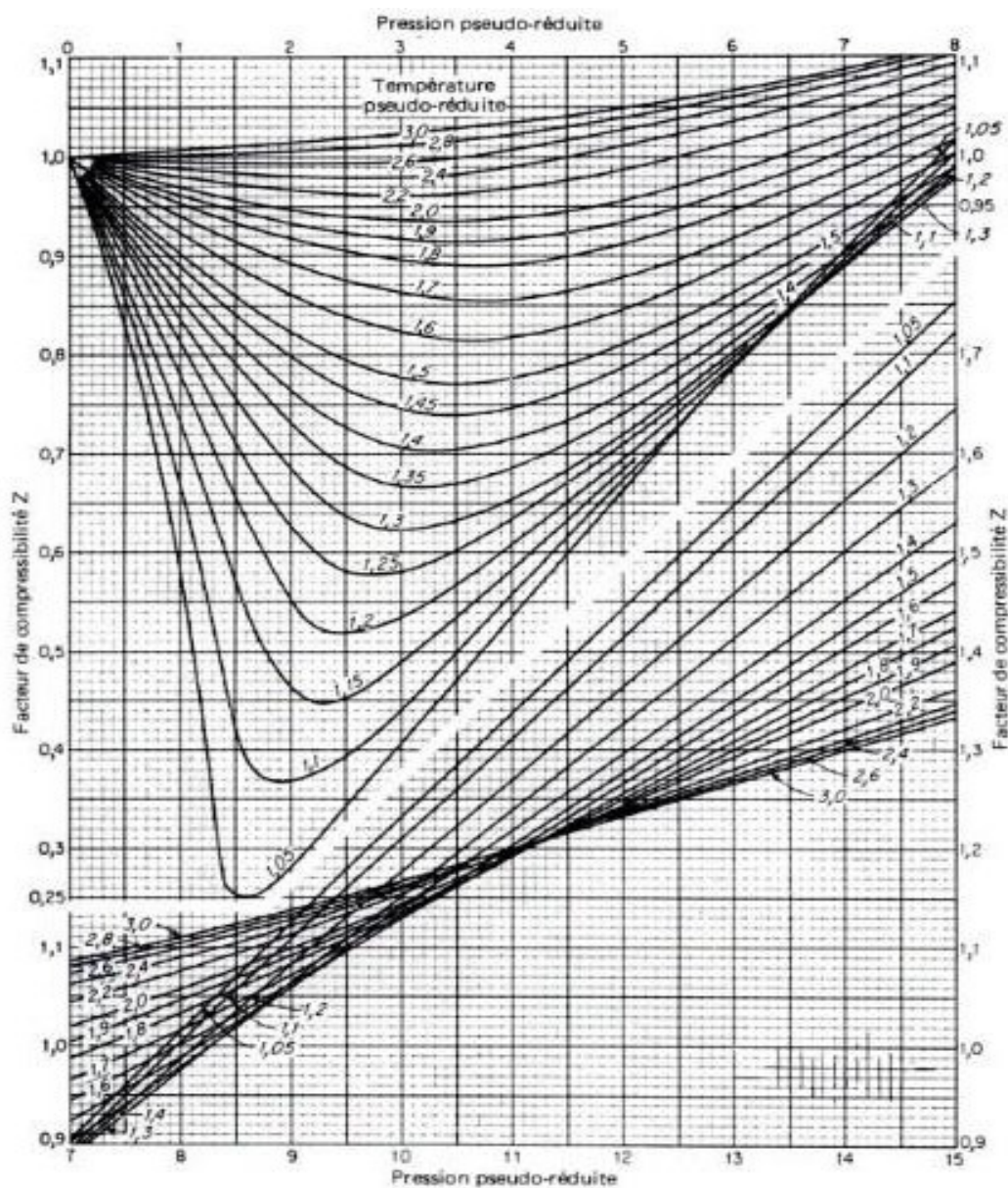
$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} , \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad T(\text{K}) = [\text{R}] \times 5/9 \quad \text{IV.3}$$

Alors

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{79.430}{45.827} = 1.73 \quad \text{IV.4}$$

$$T_{pr} = \frac{55+273.15}{230.394} = 1.42 \quad \text{IV.5}$$

(D'après l'ANNEXE A figure 2), on trouve : $Z = 0.81$.



Données :

Tableau IV.2: Données utilisées pour le dimensionnement du scrubber.

Paramètres	Valeurs	Valeurs converties pour le calcul
Débit de gaz	1819.72 m ³ /h	85.977 MMscfd
Débit de liquide	0.25 m ³ /h	37.87 bbl/d
Densité de gaz	0.7917	
Densité en °API d'huile	42	
Pression	71.43 bars	1152.177 psia
Température	41 °C	590.67 °R
Facteur de compressibilité	0.81	
Diamètre des gouttelettes	140 microns	
Temps de rétention	1 min	
Viscosité	0.0157 cp	

IV.1.1.2. Calcul des masses volumiques

$$\rho_l = 62.4 \left(\frac{141.5}{131.5 + ^\circ API} \right) = 50.891 \text{ lb/ft}^3 = 815.195619 \text{ kg/m}^3 \quad \text{IV.6}$$

$$\rho_g = 2.70 \left(\frac{S \cdot P}{T \cdot Z} \right) = 5.146 \text{ lb/ft}^3 = 82.431013 \text{ kg/m}^3 \quad \text{IV.7}$$

IV.1.1.3. Calcul de la vitesse totale des gouttelettes

$$V_t = 0.0119 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} * \frac{d_m}{c_d} \right)^{0.5}, \text{ avec } C_d = 0.34 \quad \text{IV.8}$$

Tel que : V_t : vitesse totale de gouttelette (ft/s)

ρ_o : Masse volumique d'huile (lb/ft³).

ρ_l : Masse volumique de l'eau (lb/ft³).

C_D : Coefficient de traînée.

d_m : Diamètre de la gouttelette en (μm).

IV.1.1.4. Calcul du nombre de Reynolds

$$Re = 0.0049 * \left(\frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu} \right) \quad \text{IV.9}$$

IV.1.1.5. Calcul du coefficient d'entraînement (coefficient de trainée)

$$C_d = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + C_{d \text{ supposé}}, \quad C_{d \text{ supposé}} = 0.34$$

C_d supposé	0.34	0.724	0.841	0.869	0.875
V_t (ft /sec)	0.719	0.493	0.458	0.45	0.449
Re	161.6 68	110.8 52	102.9 82	101.1 83	100.9 58
C_d	0.724	0.841	0.869	0.875	0.876

Les calculs de c_d calculé

On s'arrête lorsque la différence entre C_d supposé et C_d calculé égale 0.001, donc $C_d=0.875$

IV.1.1.6. Détermination de la hauteur et la longueur joint à joint du ballon

IV.1.1.6.1 Le temps de séjour

Le temps de séjour suffisant doit être accordé pour que le liquide tombe hors de la phase gazeuse et les bulles de gaz s'échappent de la phase liquide.

La norme API recommande les spécifications suivantes pour le temps de rétention :

Tableau IV.3 : Temps de rétention recommandé par l'API

Séparateur bi-phasique	
Densité	Temps de rétention (min)
>35	1
20-30	1 à 2
10-20	2 à 4

IV.1.1.6.2 Calcul de la hauteur et la longueur joint à joint pour chaque diamètre

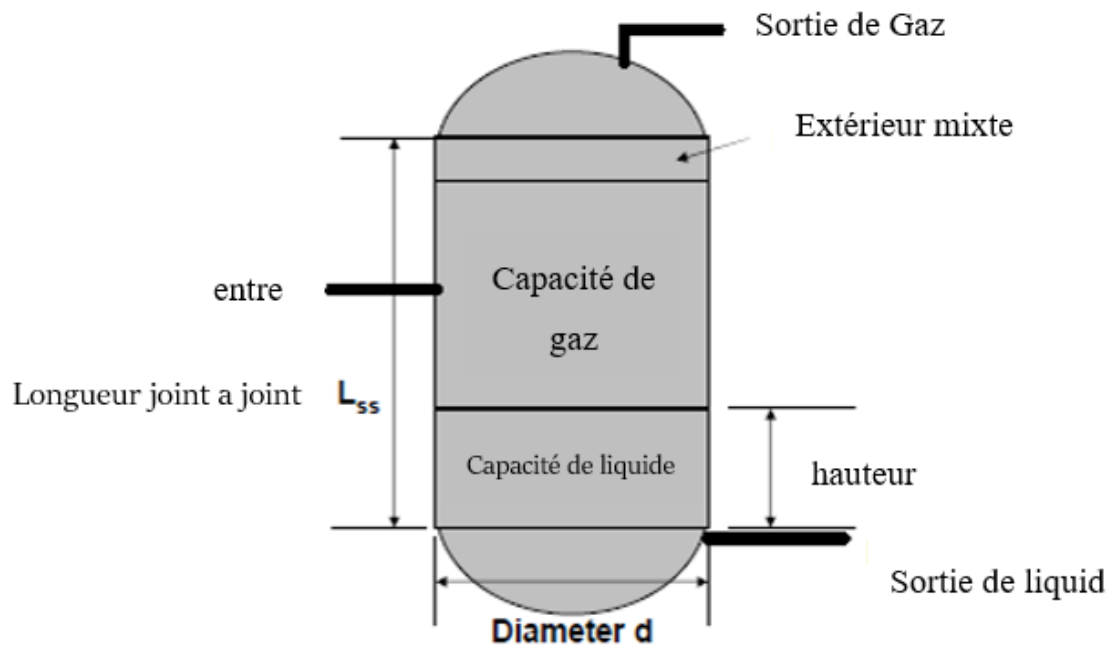


Figure V.1 : Séparateur vertical.

Cas capacité gaz :

$$d^2 = 5040 * \frac{T Z Q_g}{P} * \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} * \frac{C_d}{d_m} \right)^{0.5} \quad \text{IV.10}$$

$$d_{\min} = 70.2 \text{ in} = 1.8 \text{ m}$$

Cas capacité liquide :

$$d^2 h = \frac{t_r * Q_l}{0.12} \quad \text{IV.11}$$

Tel que :

d : diamètre intérieur du vaisseau, en in.

Ql : débit de liquide, en bbl/d

tr : temps de rétention de l'huile, en min.

h : hauteur de l'huile, en in.

On calcule la combinaison de d et h pour des valeurs de temps de rétention.

IV.1.1.6.3 Calcul de la longueur joint à joint L_{ss}

$$\text{(Pour des diamètres } \leq 36 \text{ in). } L_{SS} = \frac{h+76}{12} \quad \text{IV.12}$$

$$\text{(Pour des diamètres } > 36 \text{ in). } L_{SS} = \frac{h+d+40}{12} \quad \text{IV.13}$$

d : Diamètre nominal pour la capacité gaz.

IV.1.1.7. Calcul du SR (Slenderness ratio)

C'est le rapport entre joint à joint du ballon et le diamètre dont il doit être compris entre 3 et 4. Plus, le rapport et grand plus le ballon est plus cher.

$$S_R = \frac{12 * L_{SS}}{d} \quad (S_R \text{ doit être compris entre 3 et 4}) \quad \text{IV.14}$$

d (in/cm)	h (in)	L _{SS} (ft)	SR
15/38.1	1.4/3.556	6.5/198.12	5.2
16/40.64	1.2/3.048	6.4/195.072	4.8
25/63.5	0.5/1.27	6.4/195.072	3.1
26/66.04	0.5/1.27	6.4/195.072	2.9
27/68.58	0.4/1.016	6.4/195.072	2.8

D'après les résultats trouvés, pour un temps de rétention égal à 1 minute on a les dimensions suivantes : un diamètre de 25in (0.6m) et une longueur jointe à joint de 6.7ft (2m).

Tableau IV.4 : Caractéristiques du ballon de refoulement D104 (cas design).

Pression opératoire (bar)	71.43
Température opératoire (°C)	55
La longueur joint à joint (m)	2
Le diamètre (m)	0.6

IV.1.2. Cas actuel

IV.1.2.1. Calcul du coefficient de compressibilité Z du gaz :

$$P = 63.73 \text{ bar} \quad , \quad T = 328.15 \text{ K}$$

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

Donc : $P_{PC} = y_i * P_{ci} = 664.44 \text{ psia (45.827 bar)}$. IV.15

$$T_{PC} = y_i * T_{ci} = 414.11 \text{ °R (230.394 °K)}. \quad \text{IV.16}$$

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

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}}, \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad \text{IV.17}$$

Alors $P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{63.73}{45.827} = 1.39$ IV.18

$$T_{pr} = \frac{55+273.15}{230.394} = 1.42 \quad \text{IV.19}$$

(D'après l'ANNEXE A figure 2), on trouve :

$$Z = 0.83$$

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

Paramètres	Valeurs	Valeurs converties pour le calcul
Débit de gaz	1494.3 m ³ /h	58.03 MMscfd
Débit de liquide	0.0026 m ³ /h	0.394 bbl/d
Densité de gaz	0.7337	
Densité en °API d'huile	42	
Pression	63.73 bars	924.5 psia
Température	55 °C	590.67 °R
Facteur de compressibilité	0.83	
Diamètre des gouttelettes	140 micron	
Temps de rétention	1 min	
Viscosité	0.015 cp	

IV.1.2.2. Calcul des masses volumiques

$$\rho_l = 62.4 \left(\frac{141.5}{131.5 + ^\circ API} \right) = 55.872 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{IV.20}$$

$$\rho_g = 2.70 \left(\frac{S * P}{T * Z} \right) = 4.03 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{IV.21}$$

IV.1.2.3. Calcul de la vitesse totale des gouttelettes

$$V_t = 0.0119 \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} * \frac{d_m}{C_d} \right)^{0.5}, \quad \text{Avec : } C_d = 0.34 \quad \text{IV.22}$$

Tel que :

V_t : vitesse totale de gouttelette (ft/s)

ρ_g : masse volumique de gaz

ρ_l : Masse volumique de l'eau (lb/ft³).

C_D : Coefficient de traînée.

d_m : Diamètre de la gouttelette en (μm).

IV.1.2.4. Calcul du nombre de Reynolds

$$Re = 0.0049 * \left(\frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu} \right) \quad \text{IV.23}$$

IV.1.2.5. Calcul du coefficient d'entraînement (coefficient de traînée)

$$C_d = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + C_d \text{ supposé} \quad \text{IV.24}$$

$C_d \text{ supposé} = 0.34$

$C_d \text{ supposé}$	0.34	0.728	0.847	0.875	0.882
V_t (ft /sec)	0.866	0.592	0.549	0.540	0.538
Re	159.608	109.109	101.184	99.525	99.156
C_d	0.728	0.847	0.875	0.882	0.883

On s'arrête lorsque la différence entre $C_d \text{ supposé}$ et $C_d \text{ calculé}$ égale à 0.001, donc $C_d = 0.882$

IV.1.2.6. Déterminer la hauteur et la longueur joint à joint du ballon d'aspiration

IV.1.2.6.1. Le temps de séjour

Le temps de séjour suffisant doit être accordé pour que le liquide tombe hors de la phase gazeuse et les bulles de gaz s'échappent de la phase liquide.

La norme API recommande les spécifications suivantes pour le temps de rétention :

Tableau IV.6 : Le temps de rétention recommandé par l'API

Séparateur bi-phasique	
Densité	Temps de rétention (min)
>35	1
20-30	1 à 2
10-20	2 à 4

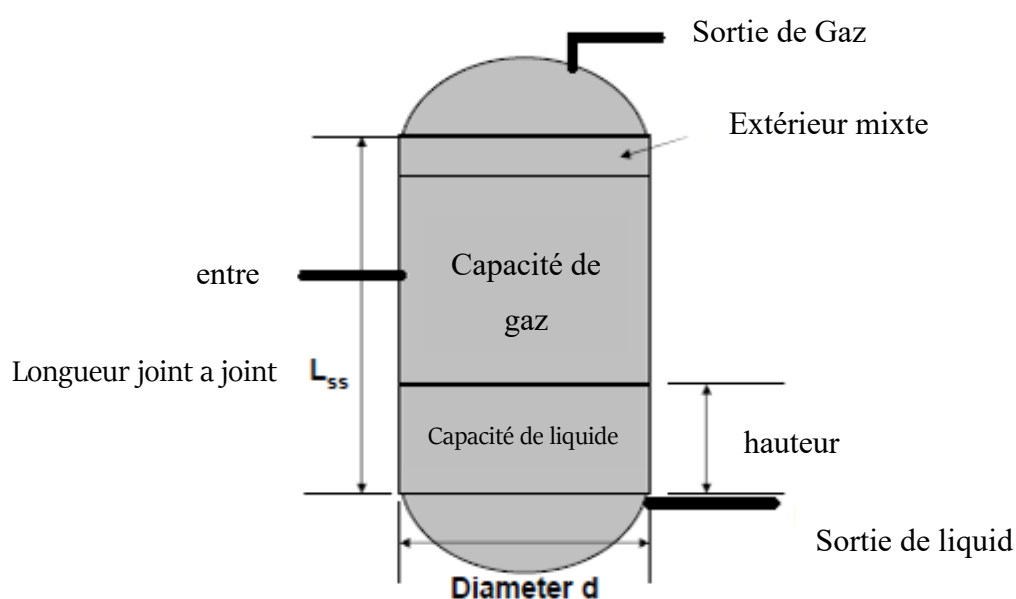


Figure V.2: Séparateur vertical.

IV.1.2.6.2. Calcul de la hauteur et la longueur joint à joint pour chaque diamètre

Cas capacité gaz :
$$d^2 = 5040 * \frac{T Z Q_g}{P} * \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} * \frac{C_d}{d_m} \right)^{0.5} \quad \text{IV.25}$$

$$d_{\min} = 59.4 \text{ in} = 1.5 \text{ m}$$

Cas capacité liquide :
$$d^2 h = \frac{t_r * Q_l}{0.12} \quad \text{IV.26}$$

Tel que :

d : diamètre intérieur du vaisseau, en in.

Q_l : débit de liquide, en bbl/d.

t_r : temps de rétention de l'huile, en min.

h : hauteur de l'huile, en in.

On calcule la combinaison de d et h pour des valeurs de temps de rétention.

IV.1.2.7. Calcul de la longueur joint à joint

$$\text{(Pour des diamètres } \leq 36 \text{ in)} \quad L_{SS} = \frac{h+76}{12} \quad \text{IV.27}$$

$$\text{(Pour des diamètres } > 36 \text{ in)} \quad L_{SS} = \frac{h+d+40}{12} \quad \text{IV.28}$$

d : Diamètre nominal pour la capacité gaz.

IV.1.2.8. Calcul du SR (Slenderness ratio)

C'est le rapport entre joint à joint du ballon et le diamètre dont il doit être compris entre 3 et 4
Plus le rapport est grand plus le ballon est plus cher.

$$S_R = \frac{12 * L_{SS}}{d} \quad \text{(SR doit être compris entre 3 et 4)} \quad \text{IV.29}$$

d (in/cm)	h (in/cm)	L _{SS} (ft/cm)	SR
15/38.1	1.83/4.6482	6.3/192.024	5.145
16/40.64	1.76/4.4704	6.3/192.024	4.854
17/43.18	1.70/4.318	6.3/192.024	4.565
20/50.8	1.37/3.4798	6.3/192.024	3.868
25/63.5	0.80/2.032	6.3/192.024	3.072

D'après les résultats trouvés, pour un temps de rétention égal à 1 minute on a les dimensions suivantes : un diamètre de 20 in à 25 in (0.5m à 0.6 m) et une longueur jointe à joint de 6.7 ft (2m).

Tableau IV.7 : Caractéristiques du ballon de refoulement D104 (cas actuel).

Pression opératoire (bar)	63.73
Température opératoire (°C)	55
longueur joint à joint (m)	2
diamètre (m)	0.5 - 0.6

IV.2. Comparaison et vérification des résultats

Tableau IV.8 : comparaison des résultats.

Grandeurs	Cas design	Cas actuel
Longueur joint à joint (m)	2	2
Diamètre (m)	0.6	0.5 - 0.6

D'après les résultats obtenus et en comparaison avec les deux résultats, on remarque que les résultats du design sont presque les mêmes que ceux qui sont calculés dans le cas actuel

Conclusion générale

Cette étude, nous a permis de conclure que parmi les causes principales de la dégradation des tamis moléculaires au niveau de la section de déshydratation est le phénomène d'entraînement des liquides ce qui provoque l'effritement, le bouchage, le colmatage rapide des filtres et la réduction de la capacité d'adsorption ,par voie de conséquence la formation des hydrates ou le givrage au niveau de l'unité qui peut provoquer un déclenchement général de la station et au niveau des puits GL ce qui affecte négativement la production d'huile de la région TFT.

Ceci est dû principalement à une mauvaise séparation ce qui nous a conduit à revoir le fonctionnement et le dimensionnement du ballon de refoulement D104 situé en amont des sécheurs.

A partir de l'analyse des résultats de calcul de dimensionnement du ballon D104, nous pouvons conclure que :

- ❖ Les dimensions du ballon de refoulement D104 avec les paramètres actuels correspondent aux dimensions design du ballon, donc il n'ya aucune utilité d'ajouter un autre ballon coalescer en amont des sécheurs tant que les paramètres de process sont loin des paramètres design.

Perspectives

Afin d'assurer le bon fonctionnement de la section de déshydratation et éviter le phénomène d'entraînement des liquides, il est nécessaire de :

- ❖ Vérifier et entretenir périodiquement les ballons de rétention de liquides D104A/B et la réparation en cas d'apparence d'anomalies.
- ❖ Installer un analyseur d'humidité à la sortie des sécheurs pour suivre précisément les paramètres de fonctionnement de sécheurs.
- ❖ Respecter les paramètres de fonctionnement design afin d'assurer un effluent monophasique à l'entrée des sécheurs.
- ❖ Installer des cartouches au-dessus de démister pour coalescer les gouttelettes de liquide.
- ❖ Régler le problème de passage de l'huile d'étanchéité vers le ballon et les sécheurs.

Annexes

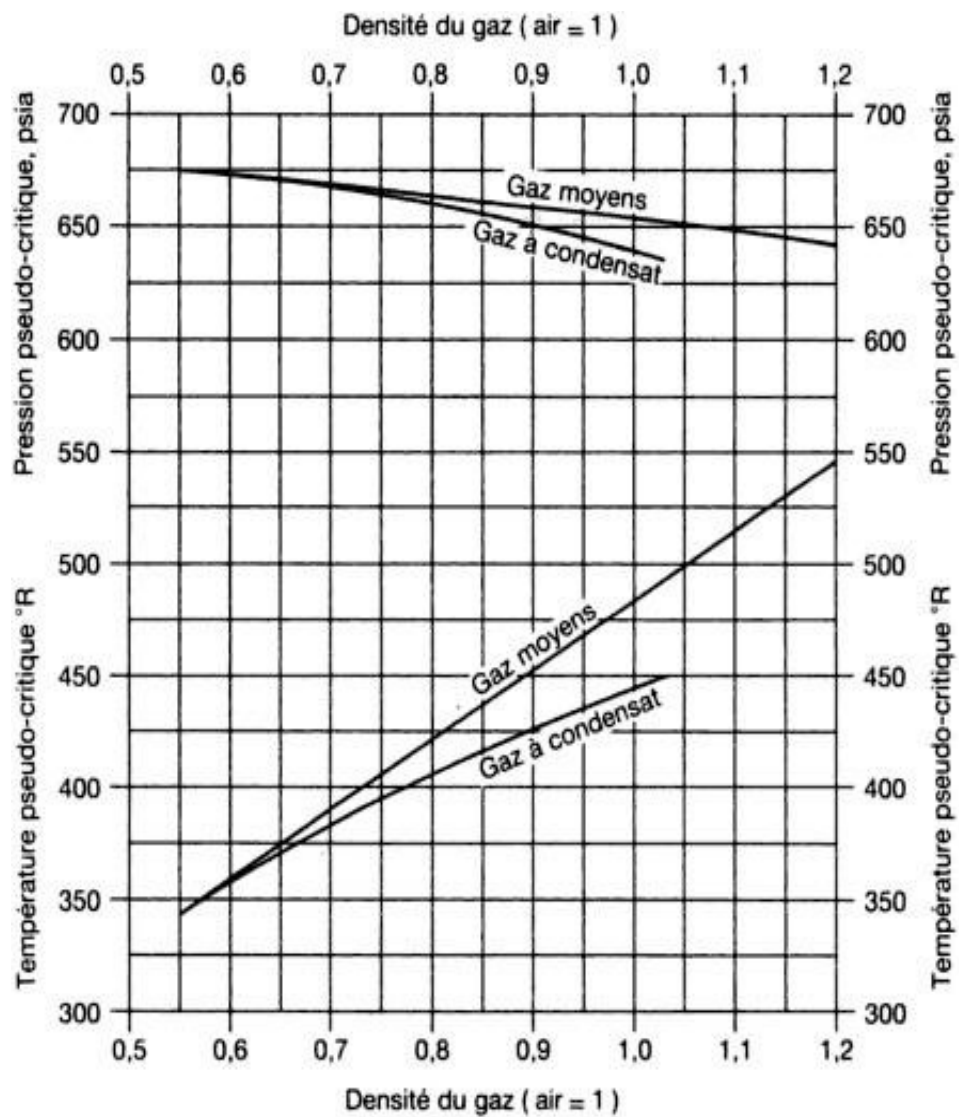


Figure 1 : constantes pseudo-critique des gaz naturels d'après leur densité. [10]

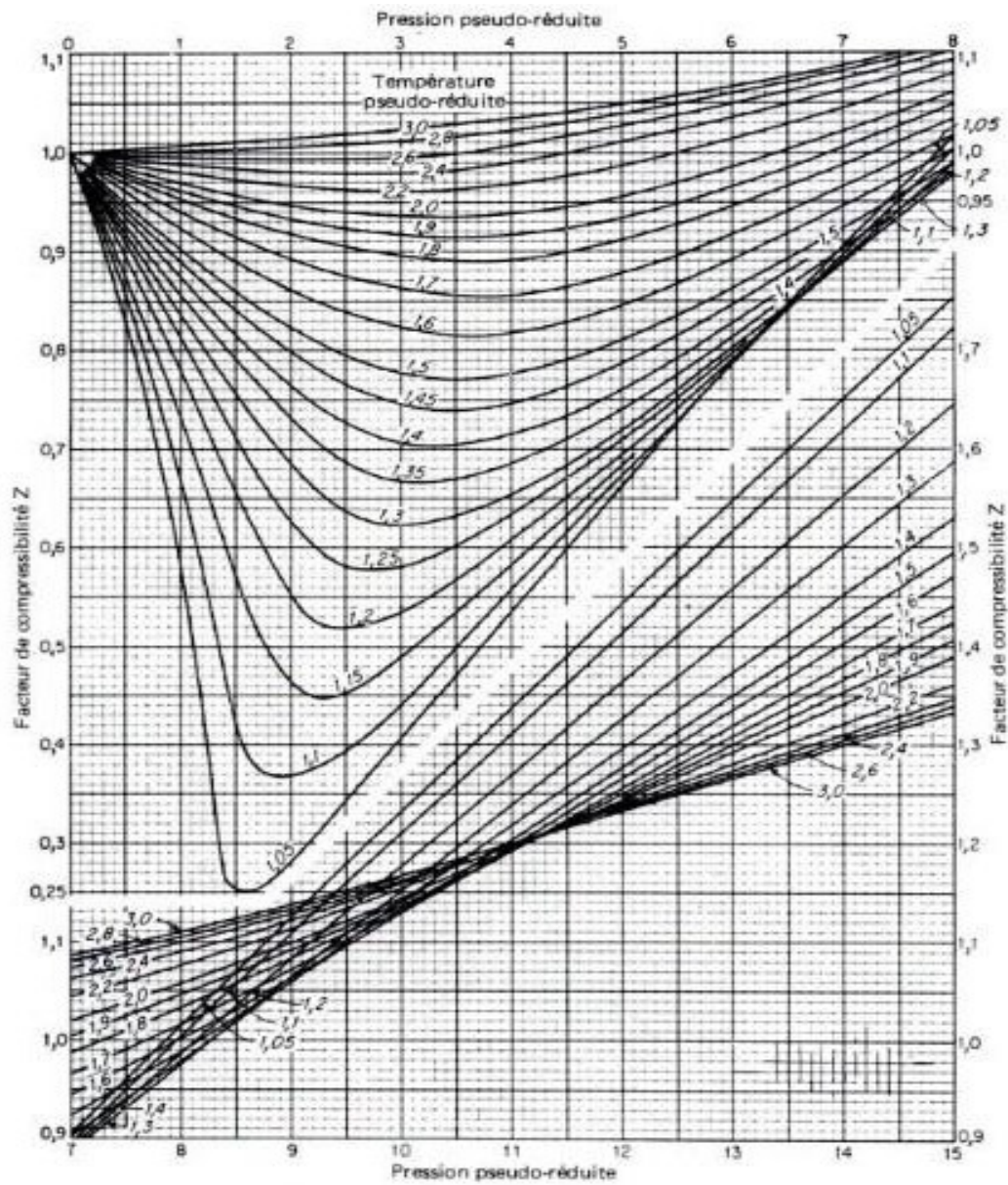


Figure 2 : Coefficient de compressibilité de gaz naturel. [10]

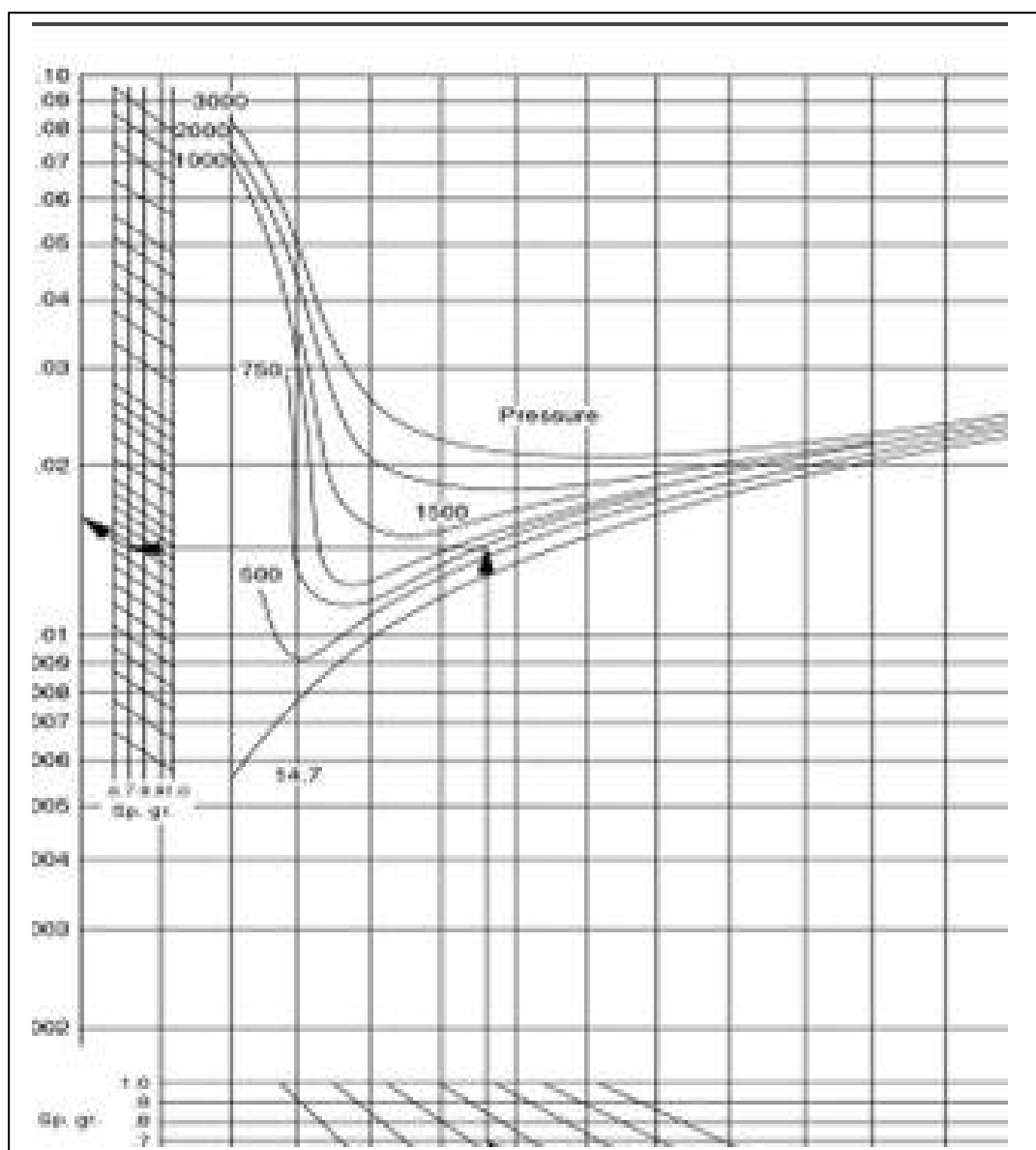


Figure 3 : viscosité des gaz. [10]

ملخص:

إن من أهم المشاكل التي أصبحت تشكل عائقا كبيرا على منطقة تفت (تين فوين تين كورت) ويهدد انتاجها، هو الانسداد المتكرر للمرشحات (V301A/B) و انسداد المبادلات الحرارية (E402, E403A/B)، والتي من المحتمل سببها الانفصال الأولي للسوائل في كرة الفصل (البالون) (D104A/B) ولذلك في دراستنا هذه قمنا بتحديد الأبعاد المثالية لكرة الفصل والتحقق من كرة الفصل (D104 A/B).

من تحليل نتائج حساب الحجم للبالون (D104)، يمكننا أن نستنتج أن أبعاد بالون التفريغ D104 مع المعلومات الحالية تتوافق مع أبعاد تصميم البالون، لذلك لا فائدة من إضافة بالون فحم آخر في المنبع من المجففات طالما أن معلومات العملية بعيدة عن معلومات التصميم.

الكلمات المفتاحية: تي اف تي، أي تي جي أي، كرة الفصل دي 104 بي، تحديد الأبعاد، انسداد المرشحات، انسداد المبادلات الحرارية.

Résumé :

L'un des problèmes les plus importants qui est devenu un obstacle majeur à la zone de TFT (Tin Fouyé Tabankort) et menace sa production, est le colmatage fréquent des filtres V301A/B et le bouchage des échangeurs de la chaleur (E402, E403A/B), qui est possible causé par la première séparation des fluides dans le ballon de séparation (D104 A/B) ainsi, dans cette étude, nous avons identifié les dimensions idéales du ballon de séparation et vérifié le ballon de séparation (D104 A / B) .

A partir de l'analyse des résultats de calcul de dimensionnement du ballon (D104), nous pouvons conclure que les dimensions du ballon de refoulement (D104) avec les paramètres actuels correspondent aux dimensions design du ballon, donc il n'ya aucune utilité d'ajouter un autre ballon coalescer en amont des sécheurs tant que les paramètres de process sont loin des paramètres design.

Mots calés : TFT, UTGA, Ballon D104B, dimensionnement, le colmatage fréquent des filtres, le bouchage des échangeurs de la chaleur.

Abstract:

One of the most important problems that has become a major obstacle to the TFT area (Tin Fouyé Tabankort) and threatens its production, is the frequent clogging of V301A/B filters and the plug of heat exchangers (E402, E403A/B), which is possibly caused by the first separation of fluids in the separation balloon

(D104 A/B) Thus , In this study, we have identified the ideal dimensions of the separation tank and verified the separation balloon (D104 A / B) .

Based on the analysis of the balloon dimensioning calculation results (D104), we can conclude that the dimensions of the discharge tank (D104) with the current parameters correspond to the design dimensions of the ball, so there is no utility of 'Add another Ballo Coalescer upstream of the dryers as long as the process settings are far from the design parameters.

Key words: TFT, UTGA, D104B balloon, dimensioning, frequent clogging of filters, The plug of heat exchangers.

Références

1. Wuithier, P., *Raffinage et génie chimique, Tome II*. Edition technip, 1972.
2. GPSA engineering databook 13th edition.
3. L.Mailhe, Cours de Production Collecte -Traitement – Stockage, Tome 13th edition Technip.
4. Campbell petroleum series, Gas conditioning and processing ,7th edition,volumell.
5. Ken Arnold et Maurice Stewart, Surface production Operations volume 1, 2nd edition.
6. American Petroleum Institute 1220 L Street, Northwest Washington, Specification for Oil and Gas Separators, API SPECIFICATION 12J (SPEC 12J,7th edition,1989.
7. Techniques d'ingénieur volume J3.
8. Jean Pierre WAUQUIER, Procédés de séparation.
9. PALL corporation, Audit sur la contamination particulière et la présence des liquides sur les modules des gaz associées de la région de TFT (UTGA) ,2017.
10. Manuel opératoire_UTGA_TFT.
11. PFE, Dimensionnement d'un ballon bi-phasique de récupération de condensat à l'UTBS, REKIS. Mohamed amine et REZEG Amar ,2012.
12. Mémoire de fin de stage, Dimensionnement d'un centre de séparation à TFNE, BENDO.B. Abdelouahab, 2015.