

N° d'ordre : / Faculté / UMBB / 2016

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Mémoire de fin d'études

En vue de l'obtention du diplôme :

MASTER

Présenté par :

GRIM Lyes

DERROUCHE Hamza

Filière : Hydrocarbures

Option : transport et distribution des hydrocarbures

Thème

Etudes des différents paramètres liés à l'exploitation du terminal marin de Bejaïa

Devant le jury :

	UMBB	Président
TIKOBAINI Mourad	UMBB	Encadreur
	UMBB	Examineur
	UMBB	Examineur

Année universitaire 2015 / 2016



REMERCIEMENTS

Au premier temps, nous tenons à remercier le bon Dieu, qui nous a donné la force et le courage pour arriver à ce jour.

Nous aimerions bien exprimer notre plus profonde gratitude à tous ceux qui, de près ou de loin ont contribué à l'élaboration de ce travail leur aide fort appréciable a été enrichissante et déterminante lors de toutes les étapes de travail et en particulier cette période de Master.

Nous tenons tout d'abord à remercier notre promoteur Mr. Tikobaini pour ses conseils, orientation. Nous le remercions vivement pour ses remarques et pour le temps qu'il nous a accordés le long de cette période malgré ses occupations.

En s'adresse aussi nos sincères remerciements à l'ensemble des enseignants de l'INHC qui ont contribué à notre formation en particulier les enseignants de département Transport et Equipements des hydrocarbures.

Enfin, tous nos remerciements vont à nos familles et à tous nos amis de l'INHC qui ont été nombreux à nous aider et qui nous ont portés un soutien moral.





Dédicaces :

Je tiens à dédier ce modeste mémoire de Master à :

Ma très chère mère qui a tant sacrifié pour que je sois là où je suis aujourd'hui.

À mon père qui m'a toujours soutenu et orienté.

À ma sœur et à mes frères Ghiles, Abdellah et Faiz

À mon promoteur monsieur : Tikobaini Mourad pour son soutien inconditionnel.

À tous mes ami(e)s de l'université M'hamed Bougara de Boumerdes (UMBB), de la Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie (FHC)

LYES GRIM

Dédicace

J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail :

*A mes chers parents qui m'ont soutenu et
contribué pleinement dans l'aboutissement et la
réussite de mon parcours scolaire,*

*A mes chères frères et sœurs et à toute ma
famille,*

A tous mes amis,

A tous ceux que j'aime et je respecte

Hamza

Sommaire

Liste des tableaux

Liste des figures

Introduction générale	01
------------------------------------	-----------

Chapitre I : Présentation du lieu de stage

I- 1 Historique de la ligne HEH-Bejaia (OB1).....	02
I -2 -Généralités sur l'OB1.....	03
I -3-Description du terminal marin de Bejaia.....	03
I- 3-1 Situation géographique.....	03
I- 3-2 Installations et équipements constituant le terminal marin de Bejaia.....	04
I- 3-2-1 Les bacs de stockage.....	04
I- 3-2-2 Le Manifold.....	05
I- 3-2-3 La Gare racleur.....	05
I- 3-2-4 Dispositifs des robinetteries.....	06
I- 3-2-5 Unités de pompages.....	06
I- 3-2-6 La tour de contrôle.....	08
I-3-2-7 Laboratoire du terminal.....	08
I-3-2-8 Le système de sécurité.....	14
I-3-2-9 Le port pétrolier.....	15

Chapitre II : Généralités sur le pétrole et les réservoirs de stockage

II-1Généralités sur le pétrole brut.....	18
II-1-1-Définition du pétrole brut.....	18
II-1-2 Origine de pétrole brut.....	18
II-1-3-La composition des pétroles bruts.....	18
II-1-4 Caractéristiques générales de pétrole brut.....	19
II-2-Généralités sur les réservoirs.....	21
II-2-1 Le but de stockage.....	21
II-2-2-Classification des réservoirs de stockages.....	21
II-2-3-Accessoires des réservoirs.....	29

II-2-4 Les joints d'étanchéité pour les réservoirs à toit flottant.....	31
II-3-perte par évaporation dans les bacs de stockage.....	34
II-3-1-Les différents paramètres influençant l'évaporation de liquide.....	34
II-3-2-les différents types de pertes par évaporation.....	35

Chapitre III : Les risques liés aux stockages des hydrocarbures

III -1- Introduction.....	37
III -2- Les différents risques et phénomènes liés au stockage des hydrocarbures.....	37
III-2-1- Feu et incendie.....	37
III-2-2- les feux de nappes.....	39
III-2-3- L'explosion.....	40
III-2-4- Boil-over.....	41
III-2-5- Froth-over.....	44
III-2-6- phénomène de Blève « boiling liquid expanding vapour explosion »	45
III-2-7- UVCE « UNCONFINED VAPOUR CLOUD EXPLOSION »	48
III-2-8- Back-draft.....	50
III-2-9- Débordement.....	50

Chapitre IV : Calcul hydraulique du terminal marin de Bejaïa

IV -1 Rappels théoriques.....	51
IV -1-1 L'écoulement d'un liquide a travers une conduite.....	51
IV -1-2 Les pertes de charges.....	52
IV -1-3 Le coefficient de perte de charge.....	54
IV -1-4 Les régimes d'écoulement.....	55
IV -2 Calcul des pressions d'expédition des pompes.....	57
IV -3-Assemblage des pompes.....	63
IV -3-1 Couplage en parallèle.....	63
IV -4- Calcul énergétique de l'expédition.....	64
IV -4-1-La puissance de la pompe.....	64
IV -4-2-Calcul de la puissance du moteur électrique.....	66
IV -5- Les problèmes majeurs rencontrés lors des expéditions vers les pétroliers.....	67

Chapitre V : Evaluation des pertes par évaporation

V-1- Introduction.....	68
V-2- Les données nécessaires au calcul des pertes par évaporation.....	68
V-3- Calcul des pertes par évaporation en utilisant la méthode de l'AM86 moderne.....	69
V-3-1-Réservoir à toit fixe.....	69
V-3-2-Réservoir à toit flottant.....	70
V-4 Calcul des pertes par évaporation par la méthode AP42.....	72
V-4-1- Réservoir à toit fixe.....	72
V-4-2- Réservoir à toit flottant.....	79
V-5- Les pertes totales par évaporation dans le terminal de Bejaia.....	84
V-6- L'influence des différents paramètres sur les pertes de pétrole par évaporation.....	85
V-6-1- Influence de la vitesse du vent sur les pertes dans le bac à toit flottant.....	85
V-6-2- Influence des joints sur le phénomène d'évaporation dans le bac à toit flottant.....	86
V-6-3- Comparaison de la quantité perdue annuellement entre un bac à toit fixe et un Bac à toit flottant.....	87
V-6-4- L'influence du diamètre sur les pertes totales.....	88
V-6-5- l'influence de la hauteur du liquide sur l'évaporation au bac à toit fixe.....	88

Chapitre VI : Calcul d'une fuite dans un réservoir

VI-1- Introduction.....	90
VI-2 Rappels théoriques.....	90
VI-2-1- La masse initiale du liquide a l'intérieur de réservoir.....	90
VI-2-2- Le volume initial du liquide stocké.....	90
VI-2-3- Le niveau initial du liquide a l'intérieur du réservoir $h_0(m)$	91
VI-2-4- Le pas de temps δt	91
VI-2-5-Le débit massique de liquide fuit.....	91
VI-2-6- La pression totale dans le trou.....	92
VI-2-7- La réduction de la masse de liquide dans le réservoir δM	92
VI-2-8- La réduction du volume de liquide dans le réservoir	92
VI-3- Evolution des différents paramètres de la fuite en fonction du temps.....	96
Conclusion générale.....	99

Introduction générale :

Depuis sa découverte, l'utilisation de pétrole ne cesse d'augmenter et sa valeur influence tout le système du marché de l'économie mondiale. Le pétrole est la première source d'énergie utilisée dans les différents domaines de la vie. Il est considéré comme une matière première précieuse qu'on doit préserver.

Le stockage de cette ressource énergétique est non seulement nécessaire pour compenser les fluctuations d'approvisionnement dues à toutes sortes d'aléas lors de la production, du transport et du raffinage, où les variations de la consommation dépendent notamment des conditions météorologiques. Il est aussi stratégique pour assurer un minimum d'autonomie énergétique du pays consommateur, comme il joue un rôle d'élément régulateur entre les opérations de réception et d'expédition vers les ports pétroliers, afin d'assurer une continuité de transport et de la satisfaction des clients.

L'objectif principal de ce modeste travail se base en général sur l'exploitation d'un terminal marin de stockage et d'expédition de pétrole brut.

Mise à part des études qui sont faites sur l'acheminement du brut à travers l'oléoduc OB1 reliant HEH-Bejaïa, les études sur le réseau de chargement des navires citernes sont nécessaires afin d'assurer les conditions d'exploitation de la ligne. Pour cela on a consacré une partie de ce mémoire pour le calcul hydraulique de la ligne reliant la station de pompage du terminal marin nord de Bejaïa et le port pétrolier (**CH IV**)

Vue l'ampleur des problèmes et les dangers d'ordres sécuritaires, économique et environnementaux causés par l'exploitation des terminaux de stockages en particuliers les réservoirs de pétroles brut et les graves conséquences engendrées, on a recours à l'étude des problèmes majeurs rencontrés fréquemment lors du stockage et l'exploitation de ces réservoirs qui se résume d'une part, dans l'évaluation des pertes de pétrole brut par évaporation dans le terminal marin de Bejaïa en se basant sur des normes de calcul développés par l'institut américain du pétrole (API) qui tiennent comptes des types de réservoirs et leurs caractéristiques qui sont présentés dans le (**chapitre V**).

D'autre part, on se concentre sur l'étude d'une fuite et l'évolution de ses différents paramètres en fonction du temps présenté dans le (**chapitre VI**).

I- 1 Historique de la ligne HEH-Bejaia (OB1)

L'OB1 est le premier oléoduc installé en Algérie, il est construit par la société de gérance SOPEG, son rôle principal est le transport de pétrole brut de Haoud-el-Hamra jusqu'au terminal marin de Bejaia.

A la fin de l'année 1957 un baby pipe d'un diamètre de (6 pouces) a été construit pour transporter le brut de HEH jusqu'a Touggourt, ensuite il est transporté par voie ferrée jusqu'au terminal marin de Skikda.

En parallèle le projet de construction de l'OB1 a été mis en place et les travaux de pose du pipeline ont commencés en janvier 1957.

Deux stations de pompages ont été construites entre janvier 1957 et novembre 1958 :

SP1 : terminal départ de HEH (Hassi messaoud) avec une hauteur de 150 m.

SP3 : Msila avec une hauteur de 450 m.

Pour augmenter la capacité de la ligne, Une autre station principale a été construite

En avril 1959 :

SP2 : Biskra avec une hauteur de 220 m.

En 1960 une quatrième station a été construite entre SP1 et SP2

afin d'augmenter le débit transporté :

SP1' : a une hauteur de 89 m.

Au cours de l'année 1968 quatre stations intérimaires (appelées stations satellites) ont été installés : SPA, SPB, SPC, SPD.

I -2 -Généralités sur l'OB1

- ✓ L'OB1 est de diamètre 24" (606.6mm) d'une longueur totale de 660.72km et d'un débit maximal de 1800 m^3/h , il fonctionne avec des débits réduits en raison de la corrosion.
- ✓ il est composé de deux tronçons principaux :
- ✓ Un tronçon reliant le terminal départ de HEH au col de Slatna dont le diamètre est de 24" et de longueur de 533.217 Km.
- ✓ le deuxième tronçon relie le col de Slatna au terminal marin de Bejaia dont le diamètre est de 22" et de longueur de 127.551 Km ou l'écoulement se fait par gravité.
- ✓ Au niveaux de Béni Mansour un piquage a été fait a partir de la ligne principale de 24" Reliant la station de pompage de Béni Mansour (constituée d'un groupe électropompes et deux bacs de stockage de 12000 m^3 chacun) à la raffinerie D'Alger, avec un pipeline d'un diamètre de 16"et d'une longueur de 131 Km.
- ✓ L'OB1 est caractérisé par trois points kilométriques qui jouent un rôle important dans l'acheminement de brut de HEH jusqu'à TMB :
 - Le col de chefa dont l' altitude est de 238 m.
 - Le col de Mtlili au PK 386 dont l'altitude est de 538m
 - Le col de slatna au PK 533 dont l'altitude est de 1032 m.

I -3-Description du terminal marin de Bejaia

I- 3-1 Situation géographique

Le terminal marin de Bejaia est situé a l'entrée sud-est de la ville il s'étend sur une superficie de quatorze hectares, coupé en deux parties nord et sud par la route nationale N° 09.

Il comprend également un port pétrolier qui se trouve à 5 km au nord-est de parc de stockage.

Le stockage au terminal marin prend la plus grande part d'importance avec son bord.

- 1) Schéma, plan de situation :
Altitude 2.67 m.
Point kilométrique : 660.72 km.
- 2) Schéma des tuyauteries :
Vanne de sectionnement amont est a 2.271 km.

I- 3-2 Installations et équipements constituant le terminal marin de Bejaia

I- 3-2-1 Les bacs de stockage

a) Terminal Nord

Il est composé de 12 bacs de stockage à toit flottants notés (A, B, C, D, E, F)

- D'une capacité maximale $35000m^3$.
- D'un volume utile de $32500m^3$.
- Le stock mort est de $5000m^3$.
- Le diamètre nominal est 56 m.
- La hauteur maximale est de 14.4 m.
- Le niveau minimum du bac est de 2m et le niveau maximum est de 13.5m.

Un bac de purge a toit fixe de capacité $2900 m^3$: il est utilisé pour :

- Recevoir les résidus de la gare racleur arrivée.
- Recevoir les décharges des soupapes de sécurité.
- Récupérer les purges des collecteurs et des Manifolds.

Ce bac doit être maintenu a un niveau bas entre 0.6 et 0.8m pour cela le produit contenu doit être refoulé vers un autre bac de stockage.

b) le terminal sud :

Il est composé de 04 bac de stockage à toit flottant notés (R, N, M, P) :

- La capacité maximale de $50000m^3$.
- Le volume utile est de $46000m^3$.
- Le diamètre nominal est 66.75 m.
- La hauteur maximale est de 14.65m.
-

❖ Les opérations effectuées sur les réservoirs

- les réservoirs subissent des opérations de transfert d'un bac à un autre de la même unité ou d'une autre unité.
- les purges d'eau.
- les prises de la température.

❖ Les problèmes rencontrés lors de l'exploitation du parc de stockage

- Le surstock.
- La rupture de stock.

Le surstock au niveau du terminal marin peut nécessiter l'arrêt de la ligne sur une période prolongée, alors que la rupture de stock peut se traduire par la formation des filles d'attente des navires programmés

❖ Les facteurs provoquant les problèmes d'exploitation

- Réduction des débits de pompage de la ligne suite à une panne ou un stock de haut niveau de terminal marin.
- Problème au niveau de la production ou au niveau des réseaux de collectes.
- L'interruption de l'exploitation de pipeline suite à un problème de durée prolongée.
- Stock trop bas au niveau de terminal départ.
- L'état de la mer (la houle).
- Une mauvaise synchronisation entre les différents maillons de la chaîne.
- D'autres problèmes dans la ligne (fuites, pannes,...)

I- 3-2-2 Le Manifold

Il existe deux manifolds au terminal arrivé l'un se trouve au nord et l'autre se trouve au sud.

Le Manifold est un ensemble de canalisations, pompes, moteurs, électrovannes, la conduite d'étalonnage et le skid de comptage .ces pompes aspirent le pétrole ou bien le condensat ensuite refoulent vers les postes de chargement qui se trouvent au port.

C'est un système qui est constitué de deux nappes de tuyauteries superposées l'une sur l'autre et orthogonales qui sont reliées entre elles par le nombre de vannes nécessaires (06 collecteurs dans le terminal nord et 04 dans le terminal sud).

a) Les opérations assurées par le Manifold

- La réception de brut venu de HEH.
- Remplissage et vidange des réservoirs.
- Transfert du produit pétrolier d'un bac a un autre.

I- 3-2-3 La Gare racleur

La ligne venant de SP3 débouche a la gare racleur pour aller vers la zone sud en direction de la vanne ligne L4 et la zone nord en direction de la vanne L2.

Ces deux vannes sont en permanences ouvertes.

A l'entrée, trois vannes L1, L2, L5 et une batterie de soupapes de sécurité tarée respectivement 14.7 kg/cm^2 , 27 kg/cm^2 et 83 kg/cm^2 , qui sont communiqués directement avec le réservoir 4y1 dont le but de recevoir le produit qui est en surpression, de fausse manœuvre et de produit de purges, Assèchement des collecteurs de manifold.

I- 3-2-4 Dispositifs des robinetteries

Il existe deux vannes manuelles pour le circuit de transfert à l'arrivée du pipe qui sert à évacuer le produit soit vers l'un des bacs de terminal nord (L2) Ou vers le terminal sud (L4), dans le manifold on trouve aussi des vannes manuelles de transfert du collecteur K (KA, KB, KC, KD, KE, KF, KM, KN).

Toutes les autres vannes du manifold ou celles du pied des bacs sont équipées d'un moteur électrique asynchrone à vitesse fixe et elles sont commandées à distance à partir de la tour de contrôle, mais elles peuvent aussi être commandées manuellement en cas de problème d'ouverture.

➤ **Dans le terminal nord, on trouve :**

- 06 vannes de lignes et chaque ligne est reliée à deux bacs.
- 06 vannes pour chaque pompe.
- 01 vanne pour pied du bac.
-

➤ **Dans le terminal sud, on trouve :**

- 04 vannes de lignes reliée a chaque réservoir
- 04 vannes pour chaque pompe.
- 01 vanne de pied de bac pour chaque réservoir
- 01 vanne d'arrêt d'urgence.

Les soupapes de sécurité

Elles sont destinées à empêcher les surpressions dans les équipements contenant un fluide, (collecteurs, pompes, bacs), dans le cas d'une surpression ces dernières s'ouvrent pour évacuer le produit vers le bac a toit fixe (4Y1), le manifold du terminal marin est équipé de trois soupapes de sécurité :

- La première s'ouvre à 7 bars.
- La deuxième s'ouvre à 14 bars.
- La troisième s'ouvre à 21 bars

I- 3-2-5 Unités de pompages

a) Les pompes principales

Le terminal est composé au total de 10 électropompes , dans le terminal marin nord on trouve 7 pompes centrifuges notées (M, N, O, P, R,S ,T),Elles sont placées en parallèle et entraînées par des moteurs électriques dont :

- 04 pompes à grand débit.
- 02 pompes à moyen débit.
- 01 pompe à faible débit.

Les caractéristiques des pompes sont données par le tableau suivant :

Type de la pompe	Caractéristiques de la pompe
01 pompe centrifuge(R) a 3 étages	Type VB 1150-25 Q= 1800 m ³ /h, P=390 cv V=1470 tr/min, T= 5500 volt I=41.5 A, HMT= 70 m
02 pompes (S , T) centrifuges a 2étages	Type VB 0850-31 Q= 2300 m ³ /h, V= 1480 tr/min P=750 cv, HMT =85 m T=5500v I= 47.5 A
04 pompes (M,N,O,P) centrifuges	Type VB1850-30 Q=2500 m ³ /h, V=1500 tr/min P= 750 cv, HMT= 90m T=5500V , I=68 A

Tableau I 1: Caracteristiques des pompes terminal nord

Dans le terminal marin sud on trouve 04 pompes principales placées en parallèle et entraînées par des moteurs électriques dont :

- 03 pompes a grand débit.
- 01pompe a faible débit.

Leurs caractéristiques est données par le tableau suivant :

Type de la pompe	caractéristiques
01 pompes (W) centrifuge a trois étages	Type VB1150-31 Q=1280 m ³ /h P=390 cv T=5500 volt I=26 A
03 pompes (Y, X, Z) centrifuges a 2étages.	Type VB2650-30 Q=3500 m ³ /h P=860 cv. T=5500 volt. I=82 A.

Tableau I 2: Caractéristiques des pompes terminal nord

b) Les pompes secondaires

Trois électropompes de capacités successives : 250 m³ /h, 20 m³ /h, 7 m³ /h. La première pompe (250 m³ /h) permet d’aspirer le produit de l’un des bacs et de le refouler vers le bac tampon 4Y1 ou l’inverse. La pompe (7 m³ /h) permet d’aspirer le produit qui se trouve dans la fosse.

Pour le chargement offshore (sea-line) : on dispose de 3 électropompes placées en parallèle de capacité $5000 \text{ m}^3 / \text{h}$ chacune, qui se trouvent dans terminal sud.

Pour le chargement on-shore (à travers le port pétrolier) :

On dispose de quatre pompes (W, X, Y, Z) de capacités :

- La pompe W : $1800 \text{ m}^3 / \text{h}$.
- Les pompes X, Y, Z : $3500 \text{ m}^3 / \text{h}$.

I- 3-2-6 La tour de contrôle

Elle se trouve à une hauteur de 17 m avec télémétrie et télécommande, son rôle principal est :

- Ouverture et fermetures automatique des vannes du manifold du nord et de sud.
- Transfert du produit pétrolier d'un réservoir à un autre de la même unité ou d'une unité différente.
- Contrôler l'arrivée de la colonne de condensat, et cela grâce au densigraphe.
- Contrôler le débit et la pression d'arrivée du produit.
- Télé jaugeage automatique des réservoirs.
- La commande des pompes du nord et du sud.

I-3-2-7 Laboratoire du terminal marin

SONATRACH, dans le but de satisfaire les consommateurs de l'or noir doit respecter ce qu'on appelle les limites contractuelles qui consiste à contrôler la qualité du pétrole, et pour cela le terminal de Bejaia possède un laboratoire qui prend en charge la détermination de la quantité de brut arrivant par pipe tout en effectuant une série de tests.

A l'arrivée du pétrole à la gare racleur on prélève quatre(04) échantillons, celui de 03 :00h, 09 :00h, 15 :00h et 21 :00h, sur ces échantillons on effectue les tests suivant :

- La densité a $15 \text{ }^\circ \text{C}$
- La viscosité a $25 \text{ }^\circ \text{C}$.
- La salinité
- La TVR (tension vapeur Reid) a $37.8 \text{ }^\circ \text{C}$
- La BSW (teneur en eau et sédiments)
- La concentration des impuretés.

Ces tests sont imposés pour chaque chargement, et il faut que les caractéristiques répondent aux exigences des clients.

Les caractéristiques doivent répondre aux exigences suivantes :(pour le brut)

La densité a 15 °C : doit être entre 0.7902 et 0.8082

Degré API : doit être entre 43.5 et 47.5

T.V.R a 37.8 °c (gr/cm²) : minimum 10.5 et maximum 738.

B.S.W (%) : maximum 0.5.

Teneur en sel : (% poids) maximum 0.008.

Teneur en soufre : (% poids) 0.2 maximum.

❖ Les opérations effectuées au laboratoire

Le pétrole qui arrive à la station est plus au moins inconnu, donc pour analyser la qualité du pétrole qui vient d'arriver, on procède aux différents tests et analyses :

- Économique : pour mieux saisir la valeur du pétrole et de permettre à l'acheteur d'avoir une première idée sur sa qualité.
- Pratique : pour utiliser des installations adéquates à chaque type de pétrole sans trop perdre d'énergie inutilement ou user les appareils dans les raffineries.

Avant chaque chargement des navires comme à l'arrivée du pétrole, le laboratoire de DRGB doit effectuer les opérations suivantes :

- Échantillonnage
- Une série d'analyse

Et pour effectuer ces deux opérations le laboratoire de la DRGB; doit posséder des appareils et un équipement bien précis pour accomplir son travail.

a) Échantillonnage

L'échantillonnage est défini comme étant l'opération de prélèvement de quelques quantités minimales de brut venu de sud afin de pouvoir faire une série d'analyses et de tests qui permettent de définir la qualité de pétrole.

b) Les tests et les analyses effectués

1- La T.V.R (Tension de Vapeur Reid)

La tension de vapeur Reid est définie comme étant la pression développée par les vapeurs d'un produit pétrolier contenu dans une bombe normalisée, dans des conditions bien définies. Elle est directement liée à la quantité des fractions légères contenues dans ce

dernier, et plus notre produit contient des composés volatils plus sa tension de vapeur est grande, cette TVR dépend aussi de la température et elle est d'autant plus grande lorsque la température est élevée.

Principe :

En assimilant la mer à un bain thermostatique, le navire à une bombe Reid, on peut facilement connaître le degré d'influence de l'agitation et de la température sur notre produit.

On prend une bombe Reid normalisée dans laquelle on met notre échantillon à analyser, puis mettre le dispositif dans le bain thermostatique chauffé à 37,8°C et agiter jusqu'à l'équilibre de pression.

Appareillages :

- Chambre à air.
- Chambre à carburant.
- Bain thermostatique.

Mode opératoire :

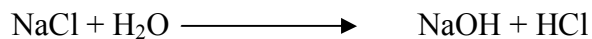
- 1) Refroidir la chambre à carburant ainsi que l'échantillon jusqu'à une température allant de 0°C à 4°C.
- 2) Rincer, purger et chauffer la chambre à air à 37,8°C pendant une dizaine de minutes.
- 3) Chauffer le bain thermostatique jusqu'à 37,8°C.
- 4) Relier la chambre à air à la chambre à carburant contenant l'échantillon à analyser.
- 5) Relier la bombe au capteur de pression du bain.
- 6) Plonger le dispositif dans le bain thermostatique, puis allumer l'agitateur.
- 7) Attendre environ un quart d'heure (15min), pour atteindre l'équilibre.
- 8) Une fois l'équilibre est atteint, on note la valeur affichée sur l'écran

NB : Convertir les résultats selon la valeur contractuelle.

2-La salinité :

Lors de forage, en premier lieu c'est toujours de l'eau salée qu'on récupère suivit du pétrole brut, de ce fait le pétrole sera toujours contaminé par ces sels (appeler aussi sel de table NaCl) aussi faible soit-il et qui ne peut-être négligé vu les conséquences qu'il peut causer.

En effet, ces sels ne sont pas nocifs mais en présence de l'eau il peut y avoir de graves conséquences car la réaction eau-sel peut nous donner un acide fort.



Le HCl est très dangereux (il peut engendrer un problème de corrosion) car il peut attaquer le métal des navires ou des pompes ou même les pipes...etc.

La masse de sel est calculée ainsi :

$$m_{\text{NaCl}} = \frac{V \cdot N \cdot M_{\text{NaCl}}}{10}$$

- N : normalité d'AgNO
- V : volume d'AgNO₃
- M_{NaCl} : masse molaire de NaCl
- 10ml : le volume de brut

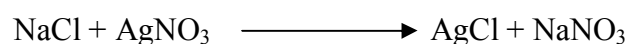
La détermination de la salinité suit la norme ASTM 6470, elle est exprimée en mg.

On mesure la salinité pour pouvoir déterminer la quantité des chlorures dans les produits pétroliers, cette détermination se fait en utilisant la méthode potentiomètre qui est basée sur le principe de neutralisation des sels (NaCl) par les nitrates d'argent (AgNO₃).

Objet : Après avoir déterminé la quantité des chlorures dans le pétrole, on doit s'assurer qu'elle n'est pas très grande, sinon on doit la diminuer pour éviter les problèmes de corrosion.

Principe :

La recherche des sels ce fait selon la méthode potentiomètre qui est basée sur la neutralisation des sels par le nitrate d'argent suivant la réaction ci-dessous :



Appareillages :

- Un potentiomètre.
- Un bécher.
- Une éprouvette.
- Pipette de 10ml.

Réactifs :

- Solution de nitrates d'argent 0,01N.
- Solvant organique Celui-ci est composé de :
- 39 % d'alcool isopropylique.
- 60 % de toluène ou benzène.
- 1 % d'acide nitrique dilue à 50%.

Mode opératoire

- Mettre dans un bécher 90 ml de solvant organique et 10 ml de pétrole brut, puis plonger l'agitateur magnétique (barreau magnétique).
- Placer le bécher dans la partie agitateur du titrino, après avoir allumé l'appareil.
- Plonger les électrodes du potentiomètre dans le bécher et s'assurer que les membranes des électrodes sont bien plongées dans la solution.
- Laisser agiter pendant deux minutes pour bien homogénéiser la solution.
- Appuyer sur « START » pour démarrer l'opération de titrage.
- Une fois que les sels sont neutralisés, on note la valeur lue sur l'écran.

3-La teneur en sel et en sédiments (BSW)

Le pétrole brut qu'on obtient lors du forage contient, en très faible quantité, de l'eau et des sédiments dont une grande partie est dissoute dans l'eau, la partie restante est sous forme de cristaux très fins, généralement des particules de sable et des métaux.

La détermination de la teneur en eau et sédiments est très essentielle pour les raffineurs et pour l'entreprise afin d'éviter des problèmes de transport et de commercialisation.

La mesure de la BSW se fait expérimentalement selon une méthode qui consiste à déterminer le volume d'eau et de sédiments séparés du brut par centrifugeuse, et elle se fait selon la norme ASTM 4007-95.

Objet :

On doit déterminer la teneur en eau et sédiments pour savoir si notre pétrole est de bonne qualité

Puisque le transport du brut est assuré par des pipelines, et pour assurer un bon débit il est très important de veiller à ce que ces pipelines soient en bon état, donc on doit minimiser la teneur en sédiment afin d'éviter la détérioration des canalisations (corrosion, dépôt et bouchage).

Sur le plan économique, un bon pétrole est celui qui contient le moins possible de sédiments et d'eau, donc on est obligé d'avoir un pétrole qui répond aux normes (limite contractuelle) pour avoir plus d'acheteurs.

Principe :

La prise d'essai est mélangée dans une toupie avec un volume égal de toluène (ou de benzène) pour dissoudre toute substance organique, l'eau et les sédiments sont séparés par centrifugation.

Appareillages :

- Centrifugeuse.
- Des toupies.
- Bain thermostatique.

Réactifs :

- Échantillon à analyser (brut).
- Toluène.
- Eau distillée.

Mode opératoire

- Mettre la centrifugeuse en marche, puis régler la température à 50°C.
- Introduire dans une toupie de 100 ml, 50 ml de brut et 50 ml de toluène.
- À l'aide du pouce boucher la toupie, puis agiter pour bien mélanger le contenu.
- Remplir une autre toupie avec de l'eau distillée.
- Quand la centrifugeuse atteint la température de 50°C, on met les deux toupies de manière opposée.
- Laisser la centrifugeuse tourner pendant 15 min, sans oublier de régler sa vitesse à 1500 tours par minute.
- Une fois que les 15 minutes sont écoulées on récupère les toupies, puis on note le volume du dépôt formé au fond de la toupie.

NB :

Le calcul de la BSW se fait comme suit :

$$BSW = X * 2$$

X : le volume lu sur la toupie.

I-3-2-8 Le système de sécurité

Le système de sécurité de terminal est composé essentiellement de :

- Un bassin incendie a 8000 m^3 avec une superficie de 2500 m^2 avec :
 - 04 Groupe Électro pompe ($Q=180 \text{ m}^3/\text{h}$ $p=12\text{Kg}/\text{cm}^2$).
- Une piscine d'une capacité de 6000 m^3 et d'un débit de $180 \text{ m}^3/\text{h}$, avec :
 - 02 Groupe Électro pompe ($Q=180 \text{ m}^3/\text{h}$, $p=12\text{Kg}/\text{cm}^2$).
 - 01 Groupe Électro pompe ($Q=20 \text{ m}^3/\text{h}$, $p=12\text{Kg}/\text{cm}^2$).
- 03 camions incendie dont :
 - 02 VMR 80 citernes émulseurs de 8000 litres.
 - 01 VMR 75 citernes émulseurs de 6000 litres+1500 litre d'eau.
- Un réseaux incendie à quatre lignes :
 - Une ligne de 4" pour l'eau avec longueur de 1000 m.
 - Une ligne de 6" pour l'eau avec une longueur de 1700 m.
 - Une ligne de 8" pour l'eau avec une longueur de 3500 m.
 - Une ligne de 10" pour l'émulseur de longueur de 900 m.
- 07 USD (unités de stockage et de dosage) avec une capacité de 1500 litres
Elles contiennent de l'émulseur à base de protéines, on trouve :
- 04 unités au terminal nord :
 - USD n°1 pour les bacs F5, F6, A7.
 - USD n°2 pour les bacs A8, C4, C9.
 - USD n°3 pour les bacs D3, D10, B11.
 - USD n°4 pour les bacs E1, E2, B12.
- 03 unités au terminal sud :
 - USD n°5 pour le bac N14.
 - USD n°6 pour le bac M20.
 - USD n°7 pour les bacs R14, P21.

- Les nourrices (borne incendie).
- Les détecteurs de fumée qui se trouve dans le centre informatique.
- Des extincteurs a poudre (10 Kg, 25 Kg, 50 Kg, 100 Kg et 150 Kg).
- Extincteur a CO2 de 6 Kg pour les salles électriques (salles de contrôle, salle des châssis).
- Extincteur a eau pulvérisée (dans les bureaux).
- Bain douche (pour les brulés).
- Des camions mixtes (ils contiennent de l'eau et de l'émulseur ils peuvent survenir sur place).
- Des cuves d'émulseur (placées a coté des camions).

A) Le système de sécurité dont disposent les bacs

- ✓ UN système de Halon : des bouteilles contenant de l'azote qui déclenche à une pression de 40 Kg/cm^2 afin d'étouffer le feu.
- ✓ Des couronnes de 4" et de longueur 3050 m.
- ✓ Tubes d'aluminium de 6" d'une longueur de 6000m.
- ✓ Tubes de vidange de la couronne d'une longueur 2200m.

I-3-2-9 Le port pétrolier

❖ Installations et équipement du port pétrolier

Dans le port pétrolier on trouve :

- Trois postes de chargement deux postes seulement sont utilisés pour le chargement de brut et le troisième poste est utilisé par NAFTAL.
- Deux cuves ouvertes pour recevoir le ballast avec une capacité e 12000 m^3 .
- Un réservoir de récupération des l'huiles avec une capacité de 2530 m^3 .
- Deux groupes électropompes pour le réseau incendie.
- Un groupe moto pompe pour le réseau incendie pour le cas d'une coupure d'électricité.
- Des barrages flottant pour le pétrole qui se diverse en mer.

a) Les conduites de chargement

Elles relient le terminal marin au port pétrolier dont les caractéristiques sont :

caractéristiques	Conduite 1	Conduite 2	Conduite3
La longueur (m)	4388,44	4513	4494
Le Diamètre (")	32"	32"	32"
Le Volume (m^3)	2548	2300	2300
Débit (m^3)	5000	8000	8000

Tableau I 3: Caractéristiques des conduites de chargement

b) Les conduites de déballastages

Dans le port pétrolier on trouve trois conduites de déballastage dont le diamètre est de 22 pouces.

c) Les flexibles

Dans le poste n°1 il y'a 05 flexibles dont les caractéristiques :

- La longueur est 8 m.
- Le diamètre est 10 pouces.

Dans le poste n°2 il y'a 03 bras de chargement dont les caractéristiques sont :

- La longueur 8 m.
- Le diamètre 16pouces.

Dans le poste n°3 il y'a 04 bras de chargement dont les caractéristiques sont :

- La longueur est 8 m.
- Le diamètre est 12 pouces.

- ✓ La vitesse maximale de fluide à l'intérieur des bras de chargement est : **12m/s**
- ✓ La pression d'essai est : **16Kgf/cm²**.
- ✓ La pression d'éclatement des conduites de chargement est : **96Kgf/cm²**.

d) Les pompes à piston

Dont les caractéristiques sont les suivantes:

- La marque : Guingnard.
- Type HDM 160X160.
- Année de construction 1960.
- Vitesse de rotation du moteur d'entraînement : 720 tr/min.

Trois pompes pour la reprise du sloop :

- La marque : Guingnard.
- Type v17-9.
- Année de construction 1960.
- Vitesse de rotation du moteur d'entraînement : 2850 tr/min.

Trois pompes de puisard :

- La marque : Guingnard.
- Type GB250-30.
- Année de construction 1960.
- Vitesse de rotation du moteur d'entraînement : 1470tr/min.

e) Le circuit canard

Le circuit canard relie les conduites des postes 2 et 3, il est utilisé pour :

- Augmenter le débit et diminuer la pression.
- Changer le produit transféré.

Deux citernes qui se trouvent dans les postes 2 et 3 d'une capacité de 9 m^3 utilisé pour récupérer le produit qui se trouve dans les bras de chargement.

❖ opérations effectuées au port pétrolier**a) Le déballastage**

Avant le chargement d'un navire pétrolier, on doit d'abord évacuer l'eau contenue dans les citernes (cette eau sert à maintenir l'équilibre de navire) vers des cuves utilisant des conduites de 22".

Après une décantation primaire, on effectue une décantation secondaire puis on vide cette eau vers le séparateur pour effectuer les opérations de purges.

On récupère le brut flottant sur l'eau et après avoir vérifié que le pourcentage de brut dans l'eau répond aux normes on évacue l'eau disposée au fond de séparateur vers la mer.

b) Le chargement en mer

Les étapes de chargement en mer sont les suivantes :

- L'arrivée du tanker vers le rade.
- Autorisation d'entrée dans le quai vers un poste de chargement.
- Une fois le tanker est à quai, on procède à l'appareillage C.-à-d. la connections des flexibles pour extraire de l'eau de ballast.
- Début de pompage du ballast vers l'une des cuves qui se trouvent au port.
- Fin de pompage de ballast.
- Contrôle des citernes.
- Connexion des flexibles pour le chargement.
- Le remplissage a grand débit.
- Fin de remplissage a grand débit.
- A l'entrée du navire, des papiers administratifs sont remplis par le capitaine et le commissaire de port.
- Fin de remplissage.
- Libération du navire.

II-1 Généralités sur le pétrole brut

II-1-1-Définition du pétrole brut

Le pétrole brut du latin Oléum Petra qui signifie huile de pierre, c'est un fluide constitué principalement d'hydrocarbures de différentes familles associé à des composants oxygénés, azotés et sulfurés ainsi que des traces de métaux particuliers (vanadium, molybdène, nickel) sa couleur varie de vert au noir .C'est un énergie fossile qui est l'un des piliers de l'économie industrielle actuelle, puisqu'il fournit la quasi-totalité des carburants liquides , il se trouve dans les bassins sédimentaires ou il occupe les vides des roches poreuses.

II-1-2 Origine de pétrole brut

Le pétrole brut provient de la décomposition de la matière organique accumulée il ya 500 millions d'années, il est composé essentiellement de carbone et de l'hydrogène mélangé a d'autres éléments souvent indésirables (azotes, oxygène, soufre ...).

Le pétrole est majoritairement constitué d'hydrocarbures et parmi ceux-ci, on trouve les alcanes, les cyclanes, les aromatiques, les produits sulfurés, azotés, oxygénés en quantité variable suivant le gisement.

II-1-3-La composition des pétroles bruts

Les pétroles bruts sont des mélanges complexe essentiellement composés de molécules résultant de la combinaison d'atomes de carbones et d'hydrogènes d'où l'appellation 'hydrocarbures'.

Les hydrocarbures sont regroupés en six différentes familles dont les composants ont des propriétés similaires.

a) paraffines

Ils sont constitués d'un enchaînement d'atomes de carbone combinés avec l'hydrogène et peuvent être structurés en chaînes droites ou ramifiées, leur formule générale est : $C_n H_{2n+2}$, exemples :

Méthane (CH₄), Ethane (C₂H₆), Propane (C₃H₈), n – Butane (C₄H₁₀).

b) Les naphènes

Dans ces hydrocarbures, il y a cyclisation de toute partie du squelette carboné, le nombre d'atomes de carbone du cycle ainsi formé peut varier, les cycles les plus fréquemment rencontrés sont ceux à cinq ou six atomes de carbone. Leur formule générale est: $C_n H_{2n}$

Exemples : Cyclopentane (C₅H₁₀), Méthylcyclopentane (C₆H₁₂), Cyclohexane (C₆H₁₂)

c) Les aromatiques

Ce sont des hydrocarbures cycliques poly insaturés présents en forte concentration dans les pétroles bruts. La présence dans leur formule d'au moins un cycle à trois doubles liaisons conjuguées leur confère des propriétés remarquables. En effet, les premiers termes

(Benzène, toluène, xylène) sont des matières premières fondamentales de la pétrochimie.

Leur formule générale est : $C_n H_{2n-6}$.

Exemples : Benzène (C₆H₆), Toluène (C₇H₈), Ethyle Benzène (C₈H₁₀).

d) Les composants autres que les hydrocarbures

1) Composés soufrés

Le soufre est l'hétéro élément le plus répandu dans les pétroles bruts, sa concentration peut aller de 0.1 à plus de 8 % en poids et cette teneur est corrélée avec la densité et la qualité du pétrole brut.

Le soufre peut être présent sous forme inorganique : S élémentaire, hydrogène sulfuré H₂S, oxysulfure de carbone COS ou engagé dans des molécules organiques tel que les mercaptans de formule générale $C_n H_{2n+1} SH$.

La connaissance de ces produits est très important car ils sont nocifs à divers titres : Odeur désagréable, corrosifs, empoisonnent les catalyseurs.

2) Composés oxygénés

Les bruts contiennent généralement moins d'oxygène que de soufre. Bien que peu abondant, l'oxygène peut jouer un rôle non négligeable, en particulier, il est responsable de l'acidité des pétroles.

3) Les composés azotés

Dans les pétroles bruts, l'azote se retrouve préférentiellement dans les fractions de point d'ébullition supérieur à 250 °C et est particulièrement concentré dans les résines et les asphaltènes. On trouve l'azote sous forme :

- d'amines : $R - NH_2$, $R - NH - R$.
- de pyridines : l'azote est incorporé dans un cycle hexagonal à trois doubles liaisons.

4) Composés organométalliques

Dans les fractions les plus lourdes des pétroles bruts se trouvent des atomes métalliques comme le Nickel et le Vanadium, ils appartiennent en partie à des molécules de la famille des porphyrines où le motif de base est constitué par un ensemble de quatre cycles pyrroliques, le métal étant au centre de cet ensemble sous la forme Ni⁺⁺ ou Va⁺.

Le Vanadium constitue plus de 75 % de la teneur globale en métaux.

II-1-4 Caractéristiques générales de pétrole brut

a) La densité

C'est le rapport entre poids d'un échantillon du brut a une température donné (T) et le poids de même volume d'eau a une température standard. Elle définit la légèreté ou la lourdeur du brut, elle est souvent exprimée en d_{4}^{15} (15°C par rapport a l'eau a 4°C) ou en degré API. tel que plus la densité d'un pétrole est faible plus sa gravité API est élevée.

$$API = \frac{141.5}{\text{la densité relative}} - 131.5$$

La densité relative : la densité de pétrole sur la densité de l'eau.

b) La viscosité

La viscosité est une grandeur physique qui mesure la résistance interne à l'écoulement d'un fluide, elle est due aux frottements des molécules qui glissent les unes sur les autres. Elle exprimée en mm^2/s .

Un brut moins visqueux nécessite moins d'énergie pour son traitement ainsi que pour son transport.

c) La tension de vapeur Reid

La tension de vapeur mesure la tendance des molécules à s'échapper d'une phase liquide pour engendrer une phase vapeur en équilibre thermodynamique, elle est exprimée en g/cm^2 .

d) Le point d'écoulement

C'est la température de passage du pétrole brut de l'état solide à l'état liquide, Il caractérise la fluidité à basses températures. Les points d'écoulement des pétroles bruts se situent généralement entre $-60\text{ }^\circ\text{C}$ et $+30\text{ }^\circ\text{C}$.

e) Le point d'éclair

C'est la température à laquelle la quantité de vapeur dégagée par le brut est assez importante pour provoquer une explosion, il est important de connaître sa valeur pour des raisons de sécurité.

f) La teneur en soufre

Les pétroles bruts contiennent des hydrocarbures sulfurés (mercaptans), de l'hydrogène sulfuré (H_2S) et parfois du soufre en suspension.

Le pétrole avec une faible teneur en soufre (inférieur à 0,5% en poids) est qualifié de doux, au de la de 0,5% le pétrole est dit sulfuré. Un brut sulfuré engendre la corrosion et diminuent la durée de vie de certains catalyseurs et détériore la qualité des produits finis.

g) La teneur en sel

Elle représente la concentration des sels dissous dans l'eau de contenue dans le brut, elle exprimé en (mg/l) ou (mg/Kg).

Les sels présent dans le brut sont essentiellement des chlorures dont la répartition est approximativement est la suivante :

- NaCl :70-80% (en pourcentage massique).
- $MgCl_2$:10-20%.
- $CaCl_2$:10%

II-2-Généralités sur les réservoirs

Pour répondre à la grande variété des produits liquides industriels à stocker, les constructeurs ont recours à des réservoirs de formes diverses et de conceptions différentes, étudiés pour s'adapter le plus rationnellement et le plus économiquement possible aux caractéristiques du produit à traiter. La configuration d'un réservoir dépend de deux impératifs essentiels qui sont d'une part, la conservation du produit en limitant ou en interdisant les évaporations et d'autre part, la tenue de la structure à la pression interne développée par le produit ou maintenue à un certain niveau pour faciliter l'exploitation. La forme cylindrique est la plus courante en raison de sa simplicité de mise en œuvre et de sa bonne résistance à la pression interne. Lorsque la pression interne est importante, on a recours à des formes sphériques mieux adaptées que les cylindres et qui permettent de réduire les épaisseurs de paroi.

Les réservoirs de stockages ont des capacités très variables, elles n'excèdent pas quelque centaines de mètres cubes pour nombreux produits chimiques, tandis que dans l'industrie pétrolière et gazière, les réservoirs de pétrole brut dépassent largement ces limites. C'est ainsi que sur les parcs de stockage de certain terminaux marins de chargement dans les pays du moyen orient existe des bacs de stockages de capacités de 240000 m³, sur les terminaux européens de réceptions sont de capacités de 10 000 à 150 000 m³. en Algérie il existe des bacs de 50 000 m³ pour le brut et le condensat .

II-2-1 Le but de stockage

L'opération de stockage des hydrocarbures liquides ou gazeux à pour but :

- ✓ Contrôler la collecte des champs de production en amont
- ✓ Régulation entre la production en amont et les exportations en aval.
- ✓ Mettre le produit au repos pour lui permettre l'opération de décantation pour éliminer les corps étrangers (sable ; eau)
- ✓ Contrôler la qualité du brut pour répondre aux spécifications de transport ou du marché avant l'expédition.
- ✓ Protection des installations pour permettre un écoulement monophasique dans les machines tournantes (pompes)

II-2-2-Classification des réservoirs de stockages

Dans l'industrie pétrolière, on désigne par un réservoir de stockage une cuve fermée de grande capacité. On retrouve des bacs à toit fixe et des bacs à toit flottant. Ces derniers sont utilisés pour les produits volatils tels que le pétrole brut et les essences

Les réservoirs de stockages peuvent être classés selon plusieurs critères de choix dont on trouve :

- Le type de matériaux utilisés
- Situation par rapport au sol (aérien, enterré, semi enterrée)

- Selon la forme (cylindrique, sphérique)
- La position (horizontale, verticale)
- Selon la nature du produit stocké

Les réservoirs utilisés pour le stockage du pétrole brut et les produits pétroliers (autres que GPL) sont des réservoirs cylindriques verticaux aériens en acier.ils sont classés selon le type de toit et on retrouve :

- Réservoirs à cuves ouvertes : ils sont utilisés pour les liquides non volatils a température ambiante car dans ce type de bac la surface du liquide est en contact avec l'air ambiant et elle est exposé au soleil et au vent.
- Réservoirs à toit fixe : équipés d'un toit soudé à la robe.ils sont utilisés pour le stockage des produits dangereux et polluants.
- Réservoirs à toit flottants : se sont des réservoirs dont le toit est de types flottant posé directement sur la surface du liquide et le mouvement de ce toit suit directement le mouvement du liquide. Ce type de réservoirs grâce à leurs grandes capacités à réduire les pertes de produit par évaporation lors du stockage, ils sont réservés aux stockages des produits volatils.

La capacité de stockage de ce type de réservoirs peut atteindre les 240 000m³ avec des diamètres supérieurs à 120m

II-2-2-1 Les réservoirs à cuves ouvertes

Ils sont principalement destinés aux stockages d'eaux de ballast et d'eaux d'incendie ;ils sont constitués essentiellement :

- D'un fond
- D'une robe
- D'une poutre raidisseuse.

a) fond

Le fond de bac est construit en plaques de tôle se recouvrant aux extrémités où elles sont soudées entre elles. Certains fonds de bacs sont protégés par une peinture bitumineuse interne. Le fond de bac doit être conçu pour permettre une vidange aussi complète que possible, ainsi que les purges d'eau et de dépôts. Pour cela on lui donne une pente d'environ 1 à 2 % qui est dirigée soit vers le centre (fond concave) soit vers la périphérie (fond convexe). Les bacs de petits diamètres (inférieur à 10 m) possèdent un fond concave. Les bacs de grands diamètres sont munis de fond convexe afin de faciliter les opérations de nettoyage ou d'extraction de dépôts au voisinage des trous d'hommes).Le fond repose souvent sur une galette de gravier ou de sable revêtue d'un enrobé bitumineux permettant une étanchéité et une adaptation au contact de l'assemblage des tôles de fond.

Le fond est réalisé à partir des tôles rectangulaires de 6 à 6.5mm d'épaisseur minimales, soudées par recouvrement sur leurs faces supérieures.

En fonction des critères fixés par les codes de construction, une tôle annulaire de bordures peut être nécessaire sous la robe. Elle est constituée de segments de tôles rayonnants, soudés bout à bout, en générale plus épais que le reste du fond.

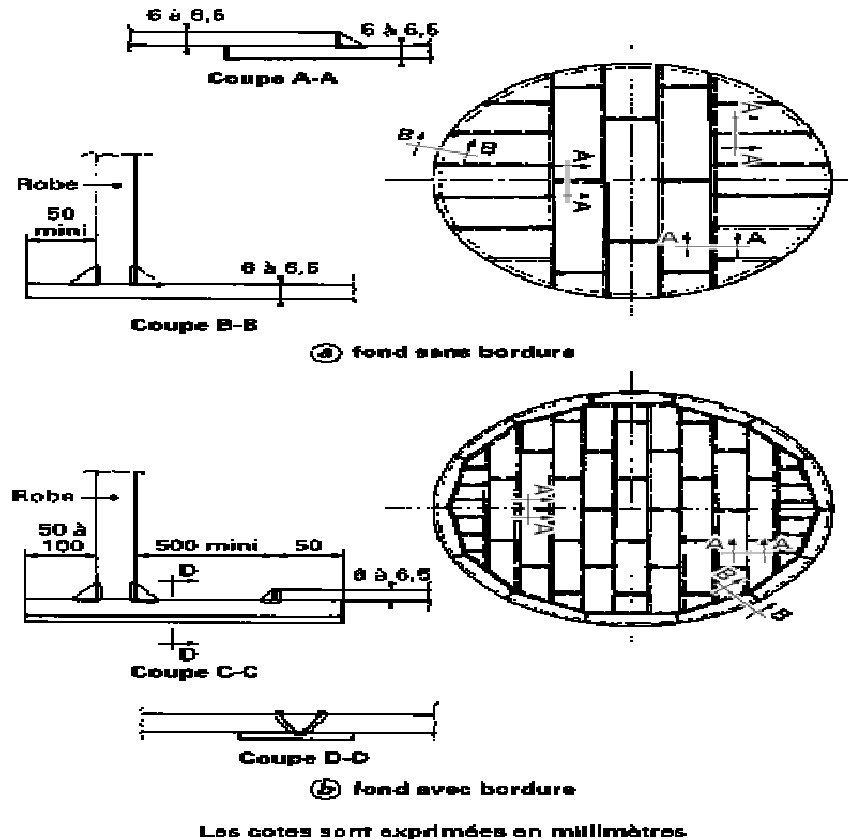


Figure II 1: fond de bac

b) Robe

La robe de bac est constituée par un empilage vertical de bandes de tôle soudées bout à bout, de largeur 1,8 à 2,4 m et de longueur pouvant atteindre 10 m avec des épaisseurs représentés d'une manière télescopique du fond vers le haut tout en assurant la résistance à la pression hydrostatique de liquide, vent latéral et tremblements de terre. L'épaisseur maximal autorisée par les codes de construction est de 45mm pour la virole inférieure par contre pour la virole supérieure est limitée à une épaisseur comprise entre 5 et 10mm.

Un réservoir de stockage est relativement vulnérable et peut s'affaisser en cas de grand vent, s'il n'est pas conçu pour y résister. Le schéma ci-dessous montre que l'épaisseur de la robe varie de la base au sommet. Sauf cas particuliers, les réservoirs ne sont pas calculés pour résister à une dépression supérieure à quelques millibars.

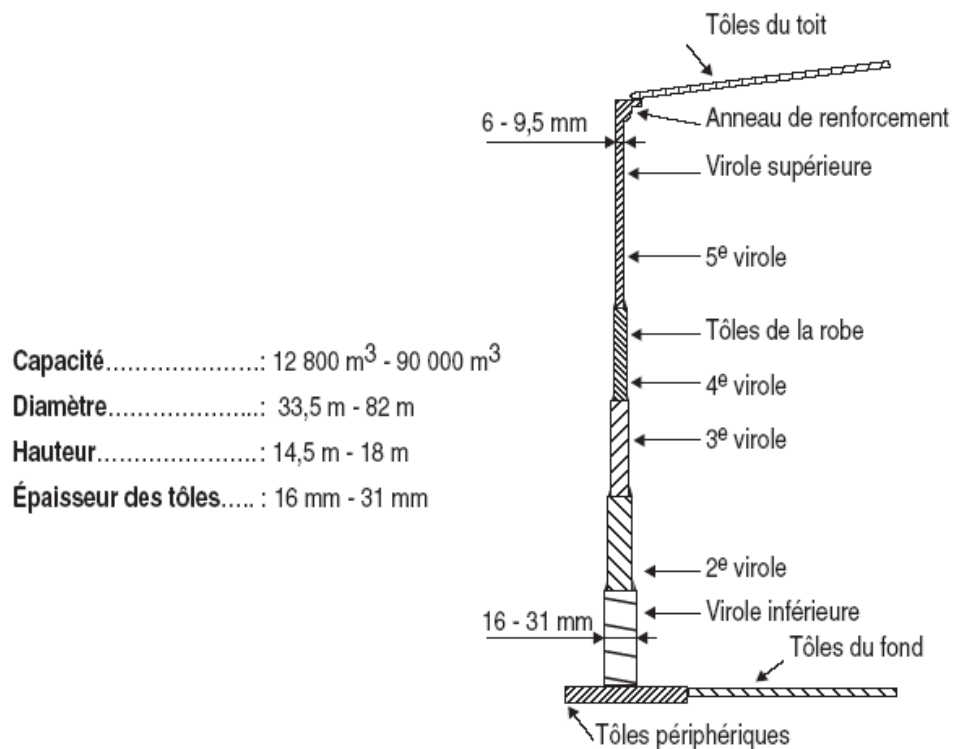


Figure II 2: Robe d'un réservoir

c) poutre raidisseuse :

Les ceintures de renforcement sont nécessaires sur tous les réservoirs pour qu'ils conservent leurs formes cylindriques lorsqu'ils sont exposés aux vents les plus violents. Pour les bacs à toit fixe, les plaques de toit sont fixées sur la ceinture de renforcement. Pour les bacs à toit flottant, la ceinture de renforcement est destinée à empêcher la déformation des parois.

Un raidisseur intermédiaire de dimension beaucoup plus modeste, peut être nécessaire sur la robe entre la poutre supérieure et le fond, pour assurer une résistance correcte au cloquage de la paroi cylindrique soumise à la pression dynamique du vent. On limite ce raidisseur ou en le supprimant par augmentation de l'épaisseur des viroles.

Dans le cas d'actions violentes du vent dominant sur la structure, on a recours à l'installation des boulons d'ancrage dans la partie inférieure de la robe, afin de s'opposer aux soulèvements du fond, lorsque le poids propre en pied de la robe est insuffisant pour avoir l'équilibre de l'ouvrage

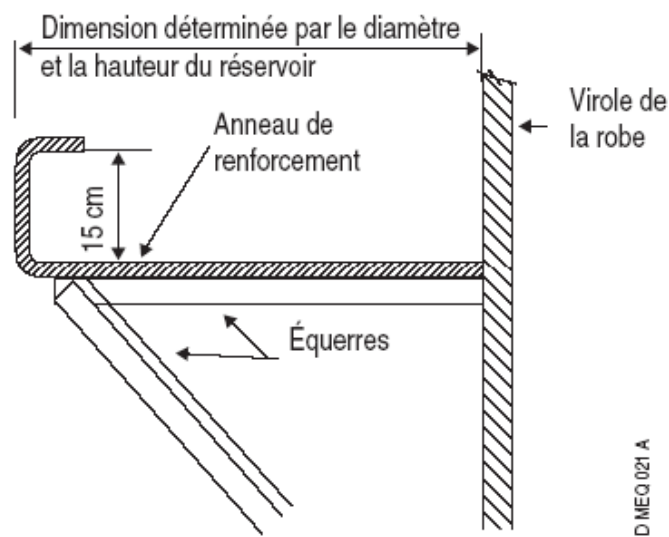


Figure II 3: Anneau de renforcement

II-2-2-2 Réservoirs à toit fixe

Ce type de réservoir est destiné aux stockages des produits peu volatils et à faible tension de vapeur ; ce dispositif de toit fixe empêche la contamination du produit par des agents extérieurs et assure la rigidité du sommet de la robe qui permet d'éviter l'installation d'un raidisseur.

Parmi les types de réservoirs à toits fixes qu'on retrouve :

- Les réservoirs à toit fixe supporté.
- Les réservoirs à toit fixe autoportant

a) Réservoirs à toit fixe supporté

Parmi les toits qu'on retrouve Le toit conique supporté a approximativement la forme d'un cône. Les tôles du toit sont supportées par des profilés disposés en parapluie, supportés eux-mêmes par des profilés concentriques reposant sur des rangées de poteaux intérieurs. Plus le réservoir est grand, plus il faut de rangées de poteaux pour supporter le toit.

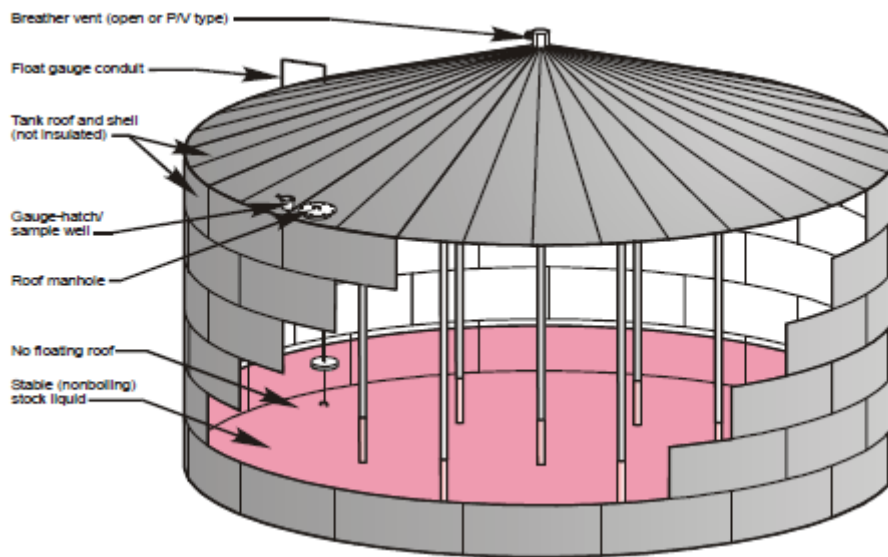


Figure II 4: Exemple d'un réservoir à toit fixe supporté

b) Réservoirs à toit fixe autoportants

Parmi les toits qu'on retrouve sont les toits hémisphériques et les toits coniques avec ou sans support en parapluie. Ces types de toits sont supportés uniquement sur la périphérie de la robe du réservoir.

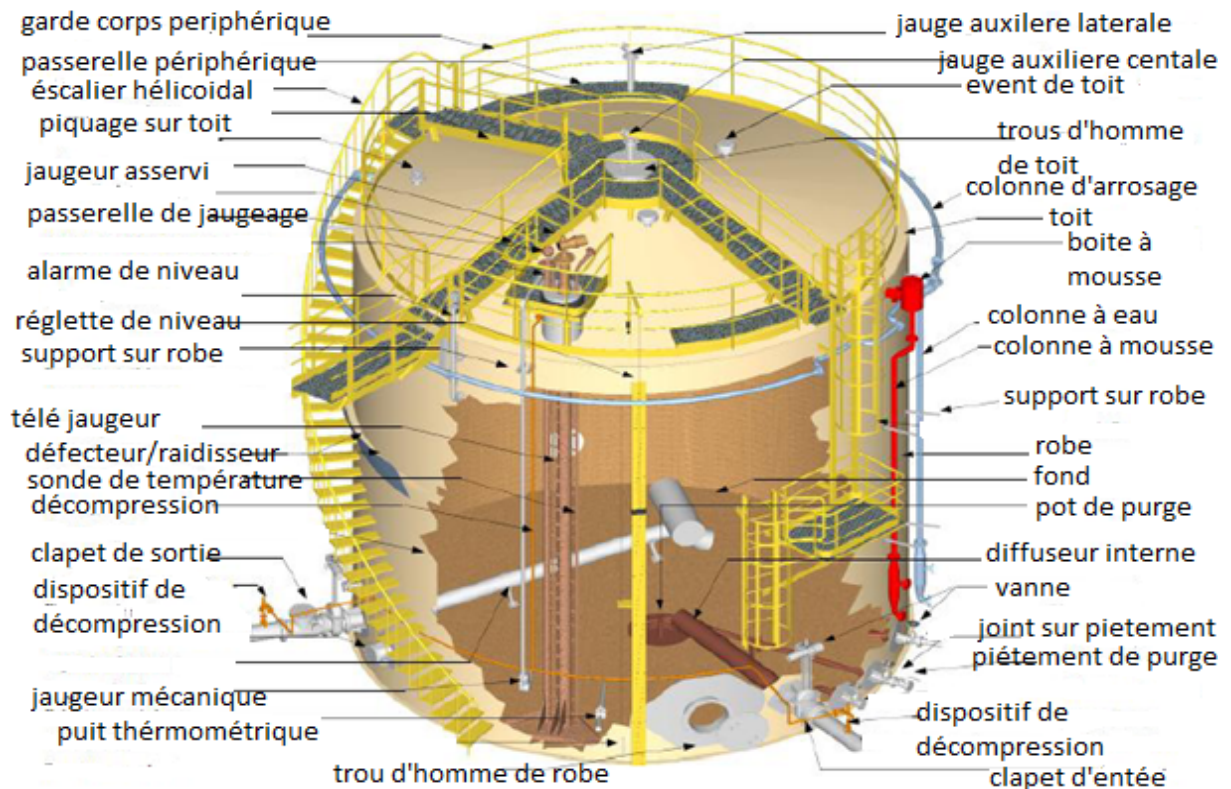


Figure II 5 : Exemple d'un réservoir à toit fixe auto portant

II-2-2-3-réservoirs à toit flottants

Les toits flottants couvrent et flottent sur la surface du liquide contenu dans les réservoirs équipés de ce type de toit.ils sont principalement utilisés pour le stockage de liquides volatils, dont la tension de vapeur absolue à température ambiante est comprise entre 0.1 et 0.75 bar et le point d'éclair est inférieur à 55°C tel que le pétrole brut, naphtas, des diverses essences et carburants. L'utilisation de ce type de réservoir représente trois avantages essentiels :

- Réduction des pertes par évaporation
- Diminution des risques d'incendie
- Diminution de la pollution atmosphérique (odeurs)

Ceci est obtenu par l'élimination presque totale de l'espace vapeur au-dessus du liquide. Les pertes à l'atmosphère de produits volatils par "respiration" (vidange et remplissage alternatifs et changement de température entre le jour et la nuit) sont ainsi pratiquement éliminées.

Il existe différents types de toits flottants :

a) Toit à "simple pont" (ponton annulaire)

Un toit flottant à simple pont est constitué d'un ponton annulaire formé de caissons compartimentés, l'intérieur de l'anneau étant bouché par une surface métallique étanche. Le rapport entre la surface des caissons et la surface totale du toit est fonction de la taille du réservoir, et aussi de la portance offerte par le liquide stocké. On sait que cette portance (poussée d'Archimède), dépend du poids du volume déplacé par le toit, donc de la densité du liquide stocké.



Figure II 6 : Toit flottant à simple pont

Les caissons de ponton constituent un matelas d'air qui protège le liquide contre une trop importante élévation de température due à la chaleur solaire. La partie centrale, d'une seule couche de tôles, est libre de gonfler pour libérer l'espace nécessaire aux vapeurs qui

peuvent se former. Les vapeurs ainsi emprisonnées sous le pont central constituent elles-mêmes une couverture isolante. Ces vapeurs se décondensent quand la température extérieure diminue.

Les pontons sont compartimentés par des cloisons radiales, ce qui assure la flottaison du toit, même si la partie centrale et deux compartiments au maximum sont percés.

Le drainage des eaux de pluie est nécessaire, car la pluie, la neige, qui tombent sur le toit flottant, diminuent la flottabilité, augmentent la corrosion. Ces eaux doivent être évacuées à l'extérieur du réservoir par un tuyau flexible.

b) Toit à double pont

Le toit à double pont est constitué par 2 couches de tôle d'acier, séparées par un espace vide d'environ 40 cm compartimenté en caissons indépendants renforçant la structure du toit.

Le pont inférieur est plus souvent plat, mais il peut être construit sous forme légèrement conique dirigée vers le haut. Quelque soit sa configuration, le toit à double pont possède une capacité de déformation suffisante pour piéger les évaporations au centre du toit. Les effets de la température extérieure sont aussi bien moindres car le matelas d'air entre les deux ponts constitue une bonne isolation thermique.

Le pont supérieur est posé sur des chevrons en profilés, installés radialement entre les couronnes concentriques qui séparent les deux ponts. Il comporte une pente favorisant le drainage des eaux vers le centre du toit. Par contre pour des diamètres supérieurs à 60m le pont supérieur est constitué de deux pentes opposées de forme conique afin de limiter la hauteur de la couronne extérieure sur laquelle est fixé le joint d'étanchéité. Dans ce cas, le point de drainage des eaux est situé sur un cercle intermédiaire où on installe les trois systèmes de drainages.

Les toits flottants à double pont sont équipés des dispositifs qui limitent la charge sur le toit qui s'appellent (trop pleins). L'utilisation de ces trop-pleins est inenvisageable sur les toits à simple pont à cause de la déformation importante du pont central sous la charge.

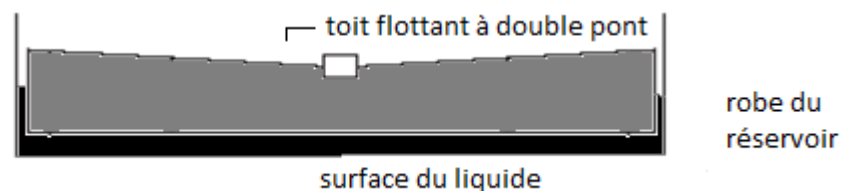


Figure II 7 : Toit flottant à double pont

Ce type de toit est préféré pour les bacs de grand diamètre pour les raisons suivantes :

- Meilleure flottabilité en cas de surcharge (neige, pluie, ...)

- Meilleur drainage des eaux de pluie
- Vulnérabilité moindre aux vents violents
- Meilleure isolation thermique durant la saison chaude limitant la vaporisation de produit

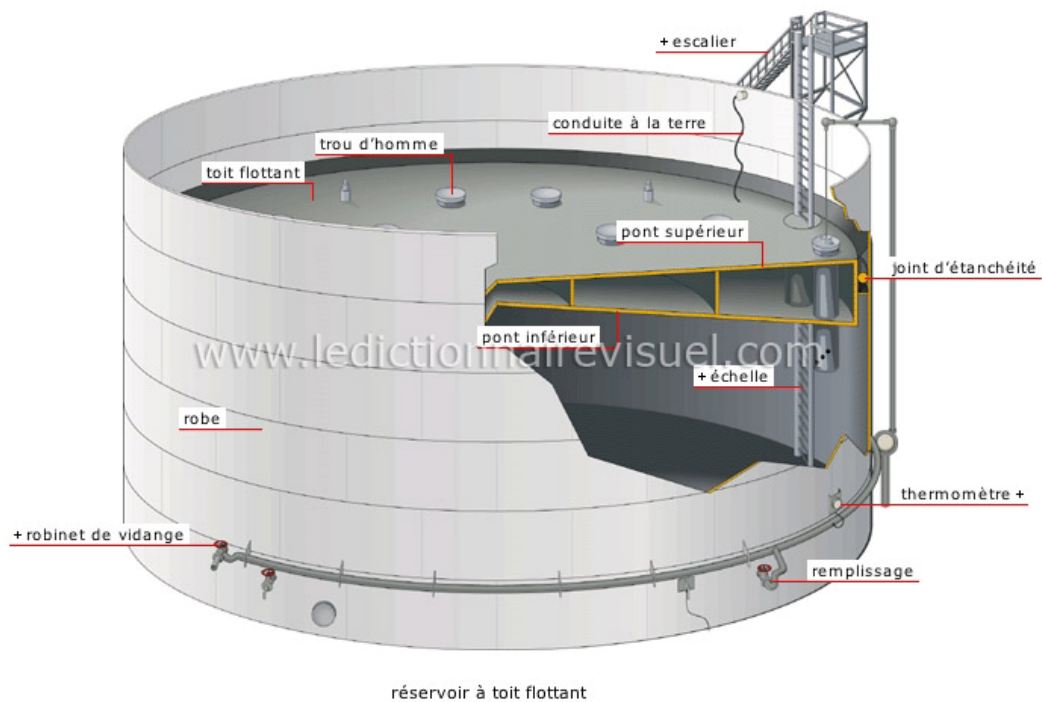


Figure II 8: Exemple d'un réservoir à toit flottant

II-2-3-Accessoires des réservoirs

a) Accessoires d'accès

- **Escaliers** : de forme hélicoïdale ou verticale, destinées aux opérations de vérification, contrôle et maintenance.
- **Echelle basculant** : celle-ci change de position selon le mouvement du toit flottant.
- **Trous d'homme** : ceux-ci permettent l'accès à l'intérieur du réservoir des agents pour le nettoyage et réparation. il existe deux types d'accès :
 - accès au réservoir à partir du toit (trou d'homme principal)
 - accès à partir de la robe du réservoir.

b) Accessoires de contrôle :

- **manomètre :** le manomètre d'indication de pression permet de maintenir la pression à l'intérieur du bac constante, de contrôler la pression d'épreuve et de vérifier l'étanchéité du bac à travers les joints lors de l'exploitation.
- **Dispositif de prise d'échantillon :** celui-ci sert à prendre des échantillons, relever la température du produit afin de procéder à des analyses dans le laboratoire.
- **Dispositif de purge :** il sert à évacuer les impuretés qui se trouve au fond du recevoir. le liquide drainé est acheminé à un séparateur pour récupérer le brut.
- **Indicateur de niveau :** celui-ci permet de relever le niveau du liquide dans le réservoir et au comptage du volume du produit lors du remplissage où de vidange. la détermination du niveau de produit s'effectue soit par un indicateur à flotteur qui suit le niveau du liquide ou par une jauge manuelle.

c) Accessoires de sécurité :

- **Vannes de sécurité :** elles sont destinées à la protection du réservoir contre les surpressions et les dépressions.
- Dispositifs d'alarmes : Ceux-ci envoient un signal sonore des que le réservoir atteint le niveau haut(NH) et le niveau bas (NB).
- Cuvette de rétention : elle est de capacité de 75% de la capacité du réservoir en question, elle est destinée à recevoir le produit on cas de fuite où rupture du réservoir.
- Réseau d'incendie : Celui-ci est équipé par des conduites d'eau et mousse relié en amont a des réservoirs d'eaux et des pompes pour l'isolement ou la protection des réservoirs contre les incendies.
- Un système de mise à la terre repartie chaque 120° tout au tour du bac
-

d) Accessoires de nettoyage

Ceux-ci permet l'évacuation des eaux de décantation par des tubulures de purge et les boues lors du nettoyage du réservoirs par la porte de visite et le trous d'homme après le dégazage du réservoir et la mise hors service.

e) Accessoires de protection contre la corrosion

La protection du réservoir contre le phénomène de la corrosion se fait par la protection passive par application d'une couche de peinture accompagnée d'une protection cathodique par anodes sacrificielles. la protection extérieure du réservoir est obtenue par soutirage du courant.

La surface intérieure du fond du réservoir n'est pas protégée cathodiquement, mais une couche de résine d'époxy existe contre la corrosion interne provoquée par la composition chimique du produit stocké par la présence des sels et le soufre qui sont des agents corrosifs.

II-2-4 Les joints d'étanchéité pour les réservoirs à toit flottant

L'accessoire le plus important pour un réservoir à toit flottant c'est bien le joint d'étanchéité. il est placé sur le périmètre du toit, il permet à la fois de compenser l'espaces annulaire entre la robe et le toit, la facilité du mouvement du toit et réduction des pertes du produit par évaporation.

Le joint possède une capacité de déformation radiale afin de compenser les défauts de rotondités et la verticalité de la robe, ainsi que les mouvements du toit sous l'action d'une force extérieure (vent, turbulence du produit).

L'espace annulaire est environ 200mm pour les toits flottants externes, et jusqu'à 300mm pour les grands diamètres (supérieur à 80m).

Pour les réservoirs à écrans flottants l'espace annulaire est compris entre 150 et 200mm pour les diamètres supérieur à 50m.

Les joints d'étanchéités sont conçus afin d'assurer la compression jusqu'à une largeur minimale de 75mm en un point de la périphérie, tout en restant en contact avec la robe sur toute sa longueur.

Le système d'étanchéité d'un toit flottant est habituellement constitué d'un joint unique appelé joint primaire. cette étanchéité peut être renforcée par un joint secondaire de conception simple placé au dessus du joint principal pour le renforcé et de réduire les pertes par évaporation du produit. L'installation des joints d'étanchéité est obligatoire en raison de la réglementation actuelle pour réduire la pollution atmosphérique.

II-2-4-1-Types de joints d'étanchéité

a) Joint mécanique à patins métalliques

Ces joints sont constitués de patins flexibles en tôles d'acier galvanisé ou inoxydable, de 105mm d'épaisseur, formant une ceinture dont la partie inférieure est trompée dans le produit stocké. Ils sont maintenus au contact de la robe par un système de pantographes et de contreponds.

Cette membrane doit avoir une bonne tenue au contact des vapeurs émises et à l'exposition atmosphérique, ainsi qu'un bon comportement en cas d'incendie. L'écoulement des charges électrostatiques et la mise à la terre du toit flottant se font par les lames d'acier inoxydables souples disposées à intervalle régulier entre le toit et les patins métalliques.

Ces joints sont très employés pour les réservoirs à toit flottant externes.ils sont robustes et assurent l'étanchéité .toutefois, ils sont employés pour les réservoirs dont la paroi non protégée par des revêtements de peinture

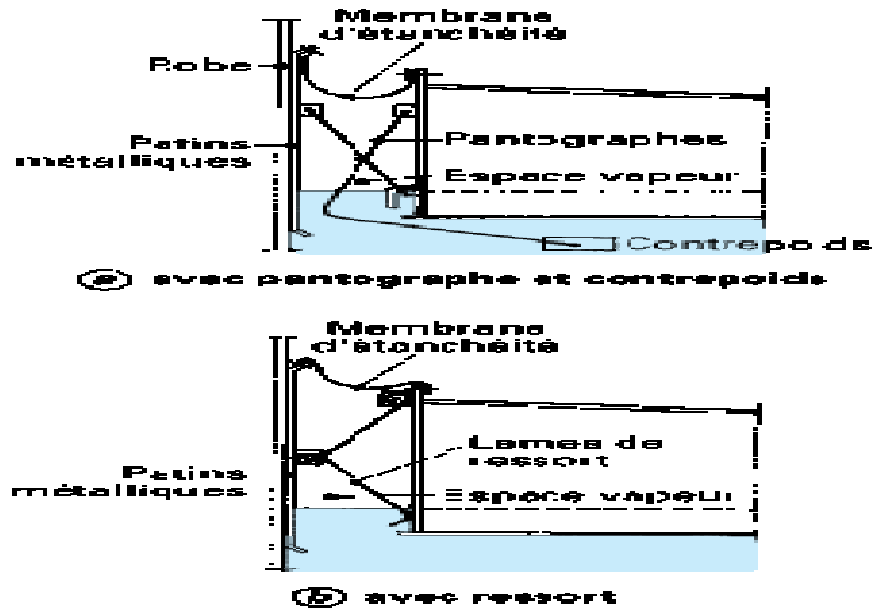


Figure II 9: Les joints mécaniques

b) Joint élastique en mousse ou avec liquide

Ils sont sous deux formes : joints en mousse et joints liquides. Ils comportent une enveloppe en tissu caoutchouté, fixée au toit flottant et remplie d'un matériau qui par expansion assure le contact entre la robe et le toit. Ce matériau est soit de la mousse de polyuréthane élastique comprimée ; ou un liquide selon les conditions thermodynamiques de température et de pression peut être un hydrocarbure ou de l'eau. Ce liquide est directement contenu dans l'enveloppe ou dans des tubes de caoutchouc, de longueur limitée pour former des sections indépendantes. Ce dernier système a l'avantage de préserver le liquide dans le cas de percement de l'enveloppe.

Les joints liquides ne sont utilisés que pour les réservoirs à toits flottants externes. Par contre, les joints en mousse peuvent être utilisés sur tous les types des toits flottant (externes et internes).

Ces joints peuvent être installés dans l'espace annulaire de telle manière que leur partie inférieure soit trempée ou non dans le produit stocké.

Les joints en contact du liquide sont beaucoup plus efficaces que les joints en contact de la vapeur car ils réduisent significativement les pertes de produit par évaporation mais le cout reste élevé à cause de leurs hauteurs importantes. Le volume de vapeur qui existe sous les joints à contact vapeur est en effet difficile à conserver ; en raison de l'étanchéité imparfaite de l'enveloppe sur la robe et des turbulences créées par le vent au dessus du joint. Sur les joints à contact liquide, en absence de la phase vapeur élimine cet inconvénient et permet donc une meilleure performance.

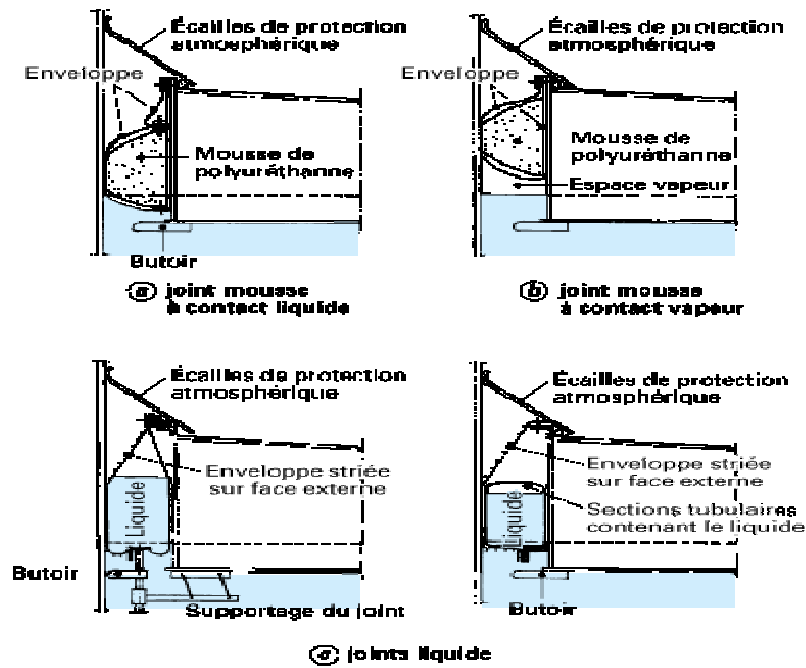


Figure II 10: Les joints liquides

c) Joint flexible à lèvre ou métallique :

Les joints flexibles à lèvres sont réalisés par une simple bavette en caoutchouc synthétique comportant ou non une armature métallique interne. Ils sont placés au-dessus de l'espace annulaire et maintenus en place contre la robe par flexion. Le matériau qui le constitue doit avoir un bon comportement à l'exposition atmosphérique et aux vapeurs du produit stocké.

L'armature interne lorsqu'elle existe, a pour objet de conserver le joint à lèvre tourné vers le haut lorsque la barrette n'est pas armée, le joint qui a une bonne position quand le toit descend, se retourne vers le bas dès que le toit monte et forme ainsi une gouttière qui favorise le passage des débris, sables et eaux de pluie dans le produit.

Les joints flexibles métalliques sont constitués par un ensemble d'écaillés, en tôles minces pliées, en acier galvanisé ou inoxydable, fixées sur le toit flottant. Par juxtaposition, elles forment une surface approximativement conique qui, par effet ressort, maintient contre la robe de la cuve un racleur en élastomère. L'étanchéité de ces écaillés entre elles est en général assurée par du ruban adhésif et des boulons.

II-3-perte par évaporation dans les bacs de stockage

Ce phénomène résultant un changement de phase du fluide est défini comme étant le passage d'un produit de l'état liquide à l'état vapeur tout en apportant des modifications dans les caractéristiques thermodynamiques de ce dernier.

II-3-1-Les différents paramètres influençant l'évaporation de liquide

Sous certaines conditions le phénomène d'évaporation s'accélère et donne à un nombre important de molécules le pouvoir de s'arracher de la surface du liquide en question et rejoindre la phase vapeur tout en changeant son comportement et propriétés thermodynamique. Parmi les paramètres qui favorisent ce phénomène on retrouve :

- Les paramètres liés aux conditions et modes de stockage.
- Les paramètres liés à la nature du produit stocké.
- Les paramètres liés à l'environnement.

a) Les paramètres liés aux conditions et modes de stockage.

- 1- **La grande surface** : une grande surface de liquide en contact de l'air libre accroît considérablement les pertes du produit car un grand nombre de molécules du liquide ont des tendances de s'échapper et de se détacher de la masse du liquide. Donc on retrouve :
 - ✓ Le stockage libre
 - ✓ Le stockage sous pleine pression
 - ✓ Le stockage réfrigéré pour les gaz liquéfiés
- 2- **La quantité transférée annuellement** : la connaissance des quantités transférées par les bacs est très importante pour la quantification de ces pertes due au mouvement du bac lors des opérations de remplissages et vidanges qui entraînent des pertes par mouvement

b) Les paramètres liés à la nature du produit stocké

1- **Tension de vapeur du produit** : lorsque l'évaporation a lieu en vase clos, que ce soit sous vide ou en présence d'une atmosphère gazeuse quelconque, elle se poursuit jusqu'à ce que la vapeur atteigne une certaine pression. La vapeur est alors dite saturante, et la pression à laquelle l'évaporation cesse est appelée tension de vapeur maximale du liquide. Jusqu'au moment où cette pression n'est pas atteinte, la vapeur est dite sèche ou encore non saturante.

2- Volatilité des produits stockés

La gamme des produits industriels stockés est très étendue et les caractéristiques de ces produits sont très différentes. Ils peuvent être stables, volatils, neutres, toxiques, corrosifs, inflammables, etc. Ils se présentent le plus souvent en combinant plusieurs de ces propriétés. Dans la plupart des cas, ils sont considérés comme des produits dangereux pour l'environnement. Leurs stockages sont généralement réglementés et contrôlés par l'administration.

De toutes les propriétés qui caractérisent ces produits, il en est une qu'il est essentiel de bien cerner : il s'agit du degré de volatilité du liquide à la température de stockage, dont va dépendre la quantité de vapeur émise à la surface du liquide stocké. C'est à partir de cette propriété que l'on définit le type de réservoir à employer.

c) Les paramètres liés à l'environnement

- 1- **La température** : un temps chaud permet à la masse du brut de réchauffer et faire augmenter l'énergie cinétique des molécules qui vont s'arracher de la surface du brut par évaporation direct
- 2- **Pression atmosphérique** : quand la pression atmosphérique de l'air libre est faible ce dernier pousse moins fort sur la surface du liquide ce qui permet aux molécules de se retrouver sous forme vapeur plus facilement.
- 3- **Le degré d'humidité** : lorsque l'humidité relative est faible, l'air est loin d'être saturé en vapeur d'eau, donc il est possible d'en ajouter plus de vapeur que lorsque l'humidité est élevée.
- 4- **Vent** : l'évaporation des produits volatils dans les bacs de stockage dépend aussi de la vitesse du vent qui arrache la couche superficielle du liquide en la transformant en phase vapeur. Plus la vitesse du vent est élevée, les pertes de produit par évaporation seront élevées dans les bacs à toit flottant.

II-3-2-les différents types de pertes par évaporation

a) Les pertes dans les bacs à toit fixe

Pour ce type de bac, les émissions de vapeur sont de deux types :

- ✓ Pertes par respiration.
- ✓ Pertes par mouvement qui est générée par le remplissage et vidange des bacs.

Ce type de bac est mal adapté aux stockages des produits volatils tel que le pétrole brut à cause des pertes importantes générées, aussi il est non autorisée par les autorités responsables de la protection de l'environnement.

❖ Pertes par respiration

Ce type de perte dans les bacs à toits fixes sont dues à la différence de température entre le jour et la nuit quand la température s'élève le jour le liquide s'évapore et la pression dans le réservoir augmente. les réservoirs à toit fixe sont conçus pour des faibles surpressions de l'ordre de 5 à 25mbar. ces valeurs ne permettent pas de contenir l'expansion journalière provoquée par ces échauffements alors le mélange air vapeur doit être évacué à travers des vents montés sur le toit.

Tout au contraire, la nuit quand la température baisse, les vapeurs se condensent donc l'air extérieur doit être admis dans le réservoir pour éviter le phénomène de dépressions internes.

❖ Pertes par mouvement

Lors de la vidange du réservoir de l'air entre dans la phase vapeur formant un nouvel équilibre du mélange air vapeur qui provoque une évaporation du liquide stocké. Par ailleurs, lors du remplissage le mélange air vapeur qui se trouve à l'intérieur du réservoir est expulsé vers l'extérieur par les événements (pertes par remplissage).

b) Bacs à toit flottants

Ce type de bacs permet de réduire significativement les pertes de produits par évaporation par la non présence de la phase vapeur au dessus du liquide à cause du toit qui se pose directement sur le liquide tout en assurant sa flottabilité. Les pertes provoquées par ce genre de bac sont :

❖ Pertes par mouillage

Elles sont dues au mouvement du liquide c'est à dire lors de la vidange du bac, une couche mince du liquide s'accroche sur les parois internes et les différents accessoires qui sera évaporé directement.

❖ Pertes par perméabilité ou évaporation directe

Elles sont dues aux imperfections au niveau du joint d'étanchéité du toit et les accessoires de services. Ces pertes sont permanentes même lorsque le toit est à l'état statique.

III -1- Introduction

L'ensemble des complexes à hydrocarbures implanté dans les zones industrielles utilisent des produits combustibles, solide, liquide ou gaz, l'inflammation de ces matières première engendre des phénomènes et des risques majeurs tels que Boil-over, BLEVE, incendie. la description de la phénoménologie de ces phénomènes dangereux et des effets qui leur sont associés est nécessaire, car on essayant de comprendre ces phénomènes dangereux, leur origine et leur effets, cela peut nous aider à éviter leurs survenue.

III -2- Les différents risques et phénomènes liés au stockage des hydrocarbures

- ✓ Les incendies (ou feu de nappe).
 - ✓ Jet enflammé (jet fire).
 - ✓ Explosion.
 - ✓ BLEVE.
 - ✓ UVCE.
 - ✓ Boil-over.
 - ✓ Froth-over.
 - ✓ Slop- over.
 - ✓ Détonation en phase condensée.
 - ✓ Explosion confinée de vapeur ou poussière.
 - ✓ Back draft (explosion de fumée).
 - ✓ Débordement.
 - ✓ Pollution.
-
- Ces différents risques menacent la vie des populations riveraines, des installations avoisinantes ainsi que l'environnement.ils provoquent dans la plupart du temps des catastrophes incontrôlables ni dans l'espaces ni dans le temps.
 - La prévention et le respect de la réglementation est primordiales pour éviter l'apparition de ces phénomènes majeurs qui posent de grand problème pour les équipes d'intervention et des sauveteurs .c'est dans ce contexte qu'on va essayer d'expliquer les mécanismes d'apparition de ces phénomènes.

III-2-1- Feu et incendie

Le feu est une réaction d'oxydation rapide et exothermique.

L'incendie est dû à une inflammation imprévue du produit.

Les causes de feu et incendie

Pour qu'une inflammation existe la réunion des trois éléments du triangle de feu sont indispensable simultanément :

✓ **Le comburant (l'oxygène, l'air) :**

Le comburant consiste le produit qui contient de l'oxygène présent dans l'air ou certains produits stockés à caractère comburant.

✓ **Le combustible :**

Le combustible représente l'élément qui va subir la réaction d'oxydation (pétrole, condensat)

✓ **Source d'inflammation :**

La source d'inflammation (initient) représente l'élément activateur qui permet le début de la réaction d'oxydation du couple (combustible/comburant), la réaction peut se développer sans source d'initient dans le cas où la température d'auto inflammation est atteinte.

Cette source d'initient peut se présenter sous différentes formes à savoir :

- Étincelle : engendrant l'inflammation du produit stocké.
- Action mécanique : frottement.
- Action électrique : qui peut se produit soit :
 - Électricité statique.
 - Electricité dynamique par échauffement des conducteurs ou court circuit
 - Electricité atmosphérique (la foudre).
- Action thermique
 - Flamme nue (cigarette, poste de soudure...).
 - Élévation de température.

Ces trois éléments sont réunis pour former un triangle de feu

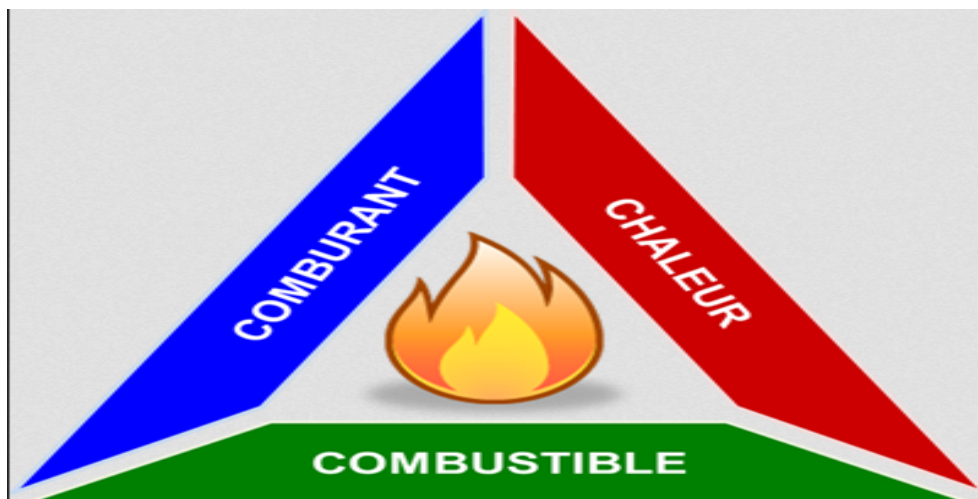


Figure III 1: Triangle de feu

Toute absence de l'un des éléments ; le risque d'incendie disparaît.

Les risques relatifs à l'explosion d'un parc de stockages des liquides inflammables sont principalement liés au caractère facilement inflammables des produits stockés. Les mesures permettant de réduire la probabilité d'occurrence d'évènements indésirables passent essentiellement par la mise en place de dispositifs de sécurité ainsi que par les procédures de contrôle et de maintenance des installations, visant à limiter la production des mélanges inflammables et la création de sources d'inflammation de ses mélanges. De plus, il n'y a pas une bonne politique de sécurité sans une définition claire des procédures d'intervention d'urgence.

III-2-2- les feux de nappes

Le terme « feu de nappe », ou « feu de flaque », décrit un incendie résultant de la combustion d'une nappe de combustible liquide. Ce phénomène implique principalement la surface de la nappe en contact avec l'air. Les dimensions et la géométrie de la nappe peuvent être tout à fait variables. Il convient ainsi de distinguer :

- **les feux de réservoir** : le feu est alors contenu dans une enceinte dont la surface est déterminée par les dimensions du réservoir
- **les feux de cuvette (de rétention)** : l'extension de la nappe peut alors être limitée par une cuvette de rétention dont le dimensionnement est imposé notamment par les exigences réglementaires applicables au stockage
- **les feux de flaque libre** : en l'absence de moyens physiques prévus pour limiter l'extension de la nappe ou lorsque la cuvette de rétention n'est pas complètement envahie ; l'extension de la nappe est alors principalement fonction des caractéristiques du terrain, des conditions météorologiques et des conditions de rejet du combustible.

2) Description du phénomène

D'une manière générale le phénomène de combustion d'un produit intéresse les vapeurs émises par le produit, pour qu'un produit brûle, il faut qu'il émette des vapeurs inflammables.

La combustion a ainsi lieu en phase gazeuse de la zone qualifiée de flamme. Une partie de l'énergie libérée par l'exo thermicité de la réaction de combustion est cédée au combustible, entretenant ainsi l'émission de gaz inflammable.

Les feux de nappes sont donc des phénomènes de combustion autoentretenu, quel que soit l'état du combustible en présence, se fait à l'état gazeux.

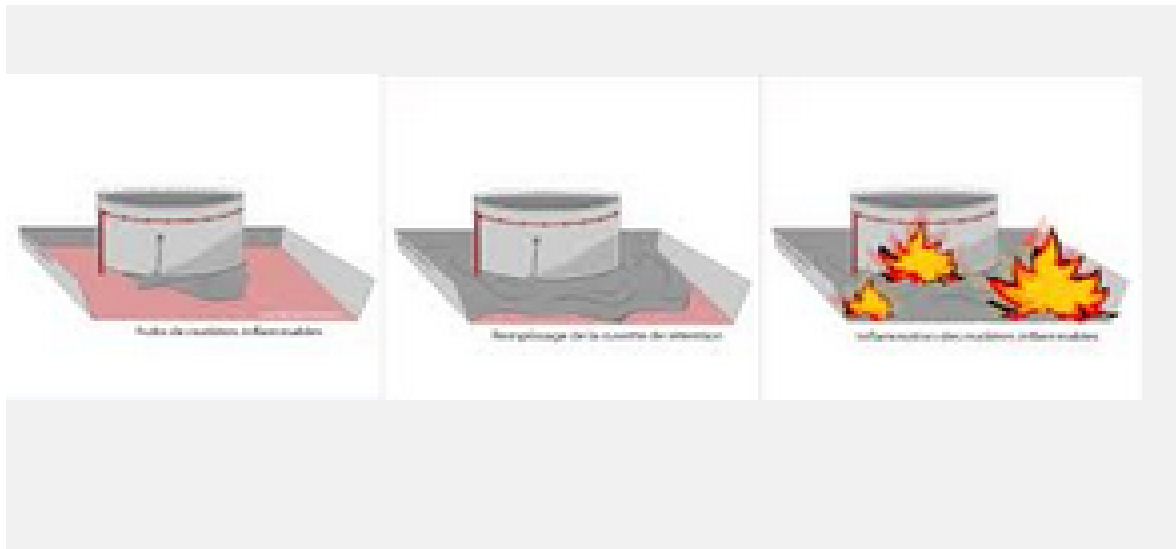


Figure III 2: exemple d'un feu de nappe

III-2-3- L'explosion

Une explosion c'est la transformation rapide d'un système matériel donnant lieu à une forte émission de vapeur accompagnée éventuellement d'une émission de chaleur importante.

Les explosions peuvent être d'origine physique (explosion pneumatique) ou d'origine chimique, ces dernières résultant d'une réaction chimique ou de nombreuses substances sont susceptibles dans certaines conditions de provoquer des explosions, ce sont dans la plupart des cas des gaz et des vapeurs mais on peut trouver des poussières ou des composés particulièrement instables.

L'explosion dans un bac à toit flottant est limitée par le fait de l'existence du contact permanent entre le toit et la surface du liquide, empêchant la formation dans un espace donné, d'air carburé d'où risque de surpression augmentant avec la température. Par contre, vu de l'étanchéité imparfaite des joints périphériques du toit, il peut y avoir stagnation du gaz sur le toit surtout dans le cas où il est en position basse entraînant de ce fait un mélange explosif. L'explosion peut survenir aussi au niveau des caissons dans le cas d'infiltration de vapeurs combustibles vers les caissons à cause des soudures défectueuses ou du phénomène de corrosion (caissons fuyards), d'où la détection permanente de ces caissons sont indispensables pour éviter tous risques que la vapeur soit dans les limites d'explosivité donc éviter les risques d'explosions.

2) Les conditions d'apparition d'une explosion

Six conditions doivent être réunies simultanément pour qu'une explosion soit possible à savoir :

- La présence d'un comburant (oxygène de l'air).
- La présence d'un combustible.
- Présence d'une source d'initiation.
- Le combustible sous forme gazeux, aérosol ou poussières.
- La concentration du mélange doit être dans la zone d'explosivité.
- Le confinement.

III-2-4- Boil-over

1) Définition

Le boil-over est un phénomène explosif dans la lutte contre les incendies d'hydrocarbures. En présence d'un réservoir d'hydrocarbures en flamme, l'eau utilisée contre l'incendie peut s'accumuler sous celui-ci du fait de la différence de densité des deux liquides. La chaleur de l'incendie est communiquée à l'eau qui peut se vaporiser brusquement en projetant des gouttelettes d'hydrocarbures enflammées dans l'air sous forme de boule de feu. C'est un phénomène de grande ampleur impliquant le feu du réservoir d'hydrocarbures et entraînant la vaporisation d'un fond d'eau libre ou en émulsion dans la masse.

2) Les Conditions d'apparition du boil - over

Pour qu'un boil-over existe, il faut la réunion des conditions suivantes :

a) Présence d'eau à transformer en vapeur :

La présence d'eau dans un bac en feu peut être liée notamment aux causes suivantes :

- ✓ L'hydrocarbure contient naturellement une fraction réduite d'eau susceptible de se poser au fond du bac lors de l'opération de décantation.
- ✓ Pénétration d'eau de pluie à travers les événements ou par les joints d'étanchéités
- ✓ Condensation de l'humidité de l'air due à la respiration du réservoir et des cycles jour/nuit
- ✓ Introduction d'eau de refroidissement ou d'extinction en cas de présence du feu de bac

b) Création d'une onde de chaleur :

Dans le cas de la combustion d'un hydrocarbure caractérisé par une plage étroite de température d'ébullition, la chaleur ne pénètre qu'une couche peu profonde de l'hydrocarbure sous la surface en feu.

En revanche, dans le cas de la combustion d'un hydrocarbure caractérisé par une large plage de températures d'ébullition, les fractions légères à bas point d'ébullition remontent à la surface et alimentent le feu, tandis que les coupes lourdes à haut point d'ébullition, coulent vers le fond et forment un fond chaud. Ce dernier réchauffe les couches d'hydrocarbure froid de plus en plus profondes, tandis que le feu continue de brûler en surface. Il se forme ainsi, sous la surface du feu, une zone de températures homogènes dont l'épaisseur va croître au cours du temps, ce phénomène est dénommé « onde de chaleur ».

Cette onde de chaleur n'est donc pas un phénomène exclusivement de conduction en provenance de la surface en feu, il s'agit d'un transfert de chaleur d'une particule chaude de masse spécifique plus élevée vers une couche plus froide située plus bas, l'onde de chaleur est alimentée en continu par les résidus de la combustion de surface et son épaisseur peut augmenter plus rapidement .

Ceci permet d'écrire les conditions nécessaires à la formation d'une onde de chaleur qui se résument dans :

- ❖ Naissance d'un feu dans le réservoir atmosphérique concerné ce qui implique la destruction ou l'expulsion du toit.
- ❖ Vitesse de propagation de l'onde de chaleur soit supérieure au taux de régression du foyer.
- ❖ Combustion d'un hydrocarbure à plage d'ébullition suffisamment large.

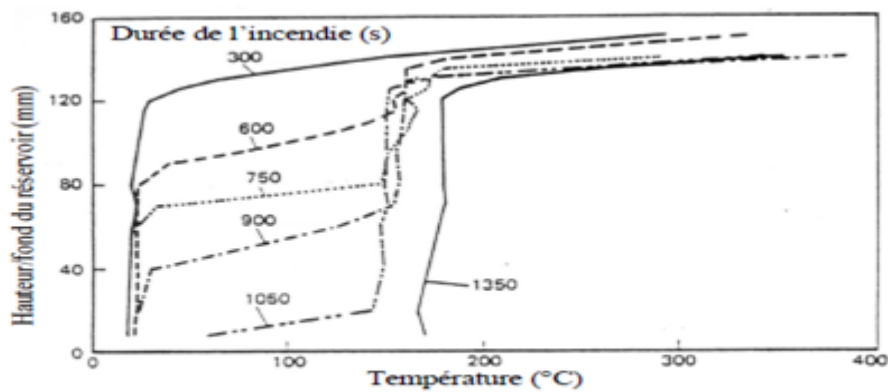


Figure III 3: Evolution de la température en fonction de la hauteur par rapport au fond du réservoir pour une huile

Pour le stockage d'hydrocarbures de grande hauteur, la valeur retenue le plus souvent pour la température d'ébullition de l'eau à la pression d'interface (hydrocarbure/fond d'eau) est de l'ordre de 120°C (393k).

Le point initial d'ébullition TIN

C'est la température à laquelle les hydrocarbures les plus légers du produit quittent la masse du produit sous forme de vapeurs, à l'air libre et sous pression atmosphérique (au niveau de la mer).

Le point final d'ébullition TFIN

C'est la température à partir de laquelle les hydrocarbures les plus lourds du produit vaporisent. Cette dernière température est souvent supérieure à la température d'auto-inflammation du produit.

La plage d'ébullition

C'est l'intervalle de températures de la plus basse jusqu'à la plus élevée, durant lequel toutes les fractions liquides de masse spécifique et de point d'ébullition différents, passeront à l'état vapeur.

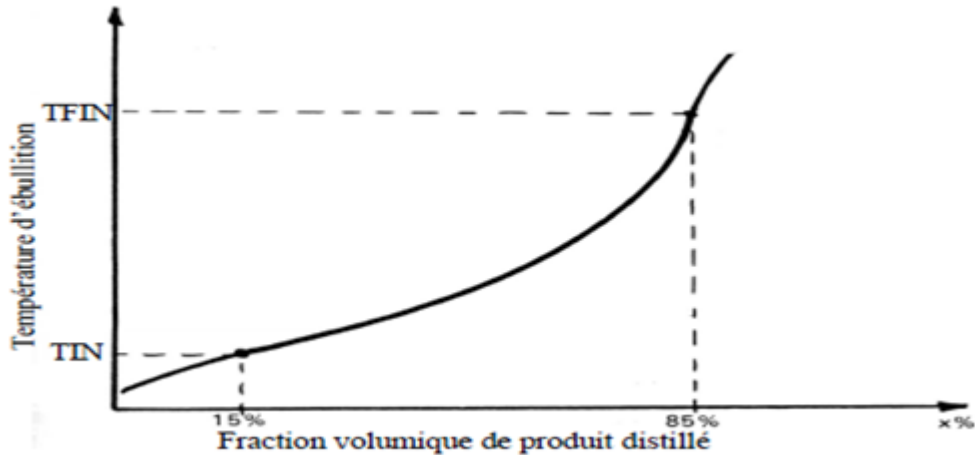


Figure III 4: Evolution de la température d'ébullition d'un produit composé de plusieurs éléments purs en fonction de la fraction volumique de produit distillé

3) Hydrocarbures susceptibles de produire un boil-over

Les paragraphes précédents ont montré que les différentes conditions nécessaires à la naissance d'un boil-over impliquent certaines caractéristiques des hydrocarbures, l'hydrocarbure doit principalement satisfaire deux critères :

- une plage de températures d'ébullition s'étendant sur 60°C au-delà de la température d'ébullition de l'eau à la pression d'interface hydrocarbure/fond d'eau, soit au-delà de 393K .
 - une viscosité cinématique supérieure à celle du kérosène à 393K , soit $\nu_{\text{HC}} > 0,73\text{ cst}$,
- Ces deux critères sur les caractéristiques de l'hydrocarbure permettent de préjuger des types de produits pouvant être l'objet d'un boil-over.

Afin de mesurer l'aptitude d'un hydrocarbure à développer un boil-over, Michaelis & al. (1995) ont développé de façon semi-empirique un facteur de propension au phénomène de boil-over. Ce facteur s'exprime en fonction des deux critères susmentionnés et d'un troisième critère défini par Michaelis & al. (1995) concernant la température moyenne d'ébullition de l'hydrocarbure qui doit être supérieure à celle de l'eau à la pression d'interface fond d'eau/hydrocarbure, soit supérieure à 393K . Dans la mesure où le principe général du phénomène de boil-over est la vaporisation d'un fond d'eau susceptible d'éjecter une partie de la masse d'hydrocarbure située au-dessus de lui, il est indispensable que la température de l'hydrocarbure soit supérieure ou égale à la température d'ébullition de l'eau.

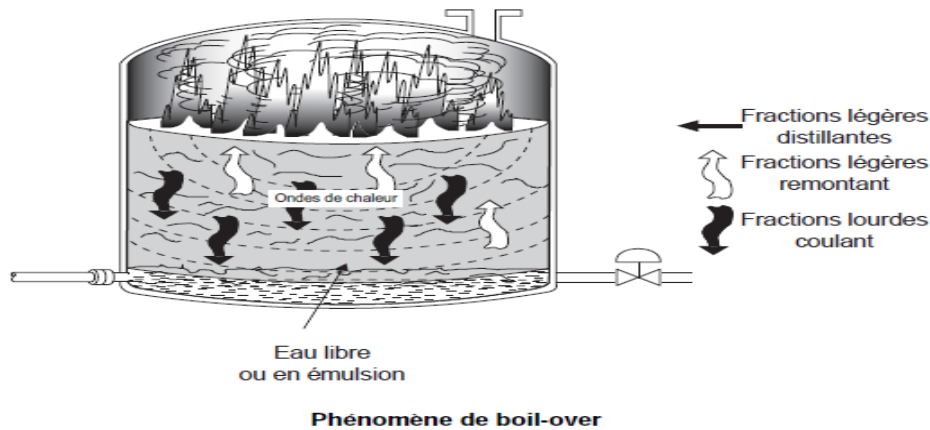


Figure III 5:phénomène de boil-over

III-2-5- Froth-over

En français ‘Débordement par moussage’ c’est un Phénomène qui peut se produire au cours de l’extinction d’un feu d’hydrocarbures lorsque de l’eau ou de la mousse sont projetées sur la nappe enflammée. Il y a alors, dans les couches supérieures du liquide, formation d’une émulsion, accompagnée d’une production de vapeurs qui entraîne le débordement.

Par exemple, lors de la rupture d’un serpentin dans un bac de stockage de produits réchauffés, on trouve un débordement avec moussage à cause de l’ébullition d’eau dans le produit chaud non en feu.

Ce phénomène n’est pas causé par incendie mais seulement se produit pour les produits réchauffés. L’expansion de l’eau en vapeur, environ 1680m^3 pour 1m^3 d’eau est suffisante pour arracher la toiture de certaine capacités. Dans ce cas, l’émulsion peut être transformée en aérosol et s’enflammer au contact d’une source de chaleur.

Le froth over peut survenir dans le cas d’introduction accidentelle d’un produit léger dans un produit lourd réchauffé.

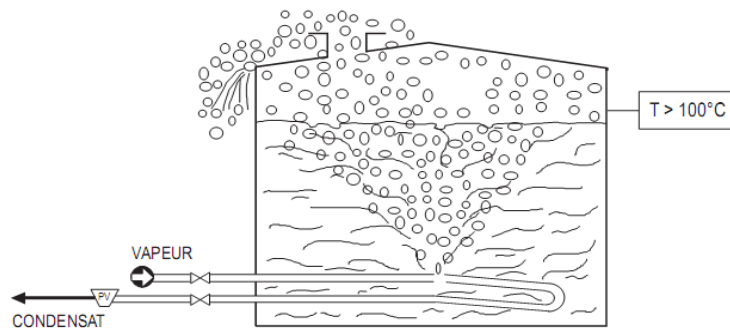


Figure III 6:Rupture d’un serpentin dans un réservoir

III-2-6- phénomène de BLEVE « boiling liquid expanding vapour explosion »

Le BLEVE est un type d'explosion qui se produit à la rupture d'un équipement contenant un liquide dont la tension de vapeur est très supérieure à la pression atmosphérique

La température limite de surchauffe

La définition du phénomène de BLEVE a longtemps fait appel à la notion de température limite de surchauffe (T.L.S.) présentée ci-dessous.

Lorsqu'on transfère, à pression donnée, de la chaleur à un liquide, celui-ci subit une augmentation de température, jusqu'à atteindre son point d'ébullition et à former des bulles de vapeur qui se développent sur les sites actifs que sont les impuretés et les interfaces avec les solides. Lorsqu'il n'y a pas suffisamment de sites de nucléation dans le liquide, le point d'ébullition peut être dépassé sans qu'il n'y ait d'ébullition. Dans ce cas, le liquide est dit surchauffé. Il existe cependant une limite de température, à une pression donnée, au-delà de laquelle se développent des bulles de vapeur dans tout le liquide, même en l'absence de sites de nucléation. Cette limite est la limite de surchauffe d'un liquide, appelée encore température de nucléation homogène. Ceci est illustré sur la figure ci-dessous qui donne, à titre d'exemple, la température limite de surchauffe en fonction de la pression d'un gaz liquéfié pur.

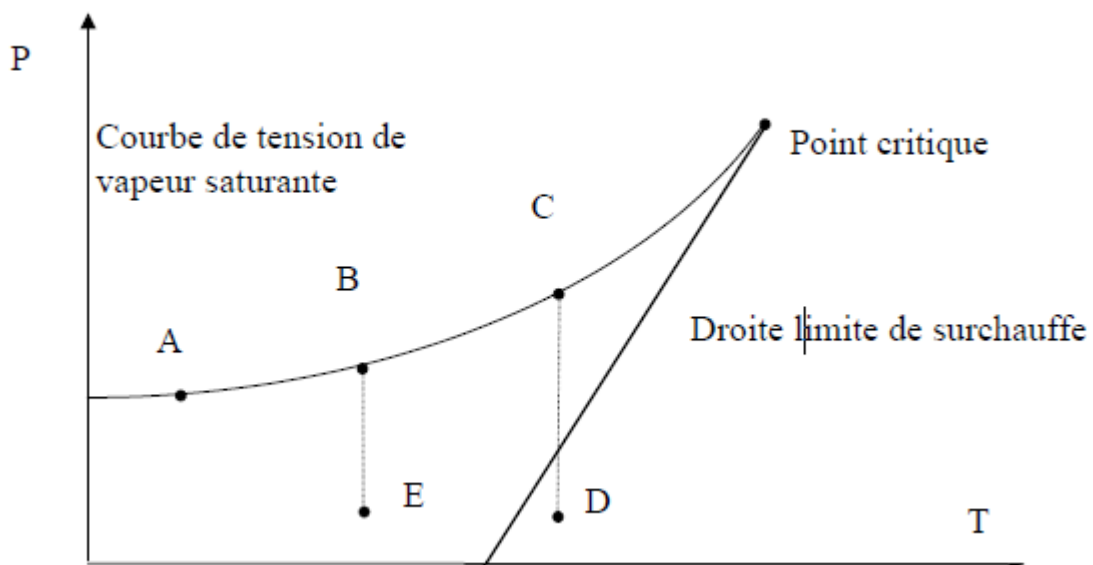


Figure III 7: Courbe de tension de vapeur

Considérons, par exemple, un gaz liquéfié pur à l'équilibre thermodynamique dont l'état est présenté par le point A de la figure précédente. Si on lui fournit de la chaleur, le point représentatif de son état se déplace sur la courbe de tension de vapeur saturante jusqu'à rejoindre le point B. Le gaz peut alors passer, par dépressurisation brutale, à l'état représenté par le point E en restant, au moins momentanément, surchauffé, à l'état liquide avant de se vaporiser plus ou moins rapidement. En revanche, du gaz dont l'état est représenté par le

point C de la courbe de tension de vapeur, ne peut subir une dépressurisation brutale amenant la droite verticale représentative de cette transformation à couper la droite limite de surchauffe sans subir une vaporisation homogène et rapide, pouvant même avoir un caractère explosif.

On notera que la température limite de surchauffe d'un produit à pression donnée est le point

vérifiant : $\left(\frac{dp}{dv}\right) = 0$

Il n'existe toutefois pas d'équation d'état avérée décrivant le comportement d'un liquide surchauffé. On pourra retenir, de façon suffisante pour la pratique, la formule de Reid établie à partir de l'équation d'état de Redlich-Kwung, qui donne la température limite de surchauffe à la pression atmosphérique en fonction de la température critique du produit :

$$T_{LS} = 0,895.T_c \text{ (K)}$$

2) Les étapes essentielles du BLEVE

Un BLEVE est donc organisé en six étapes :

- ✓ Échauffement du gaz liquéfié à l'intérieur du réservoir.
- ✓ Monté de la pression à l'intérieur du réservoir.
- ✓ Affaiblissement de la paroi du réservoir.
- ✓ Rupture du réservoir.
- ✓ Passage de l'état liquide à l'état gazeux instantanément.
- ✓ Si le produit est inflammable et sous certaines conditions, il s'enflammera.

Déroulement du BLEVE chaud

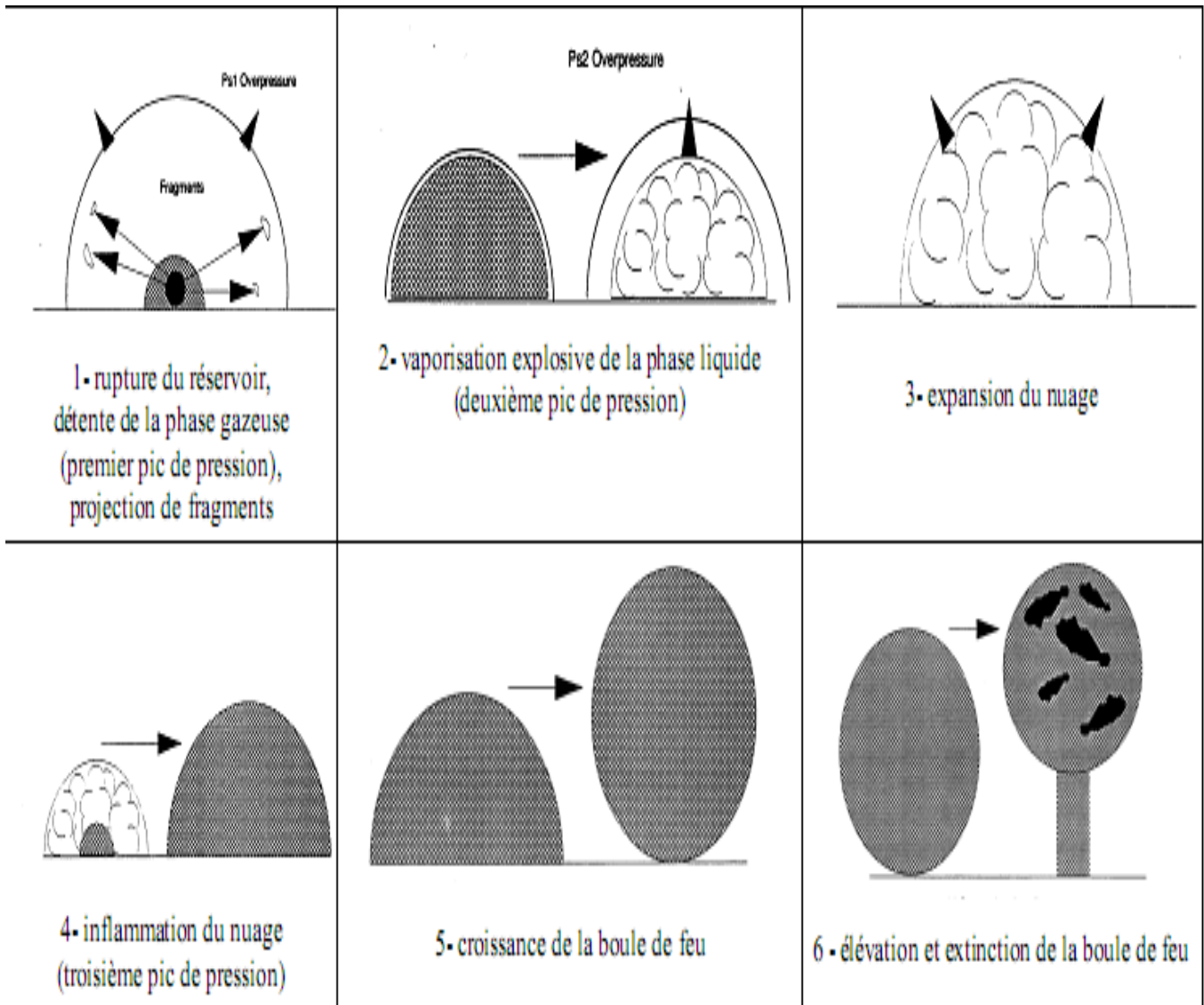


Figure III 8: Les étapes essentielles du phénomène de BLEVE

3) Comparaison entre le BLEVE chaud et le BLEVE froid

	BLEVE chaud	BLEVE froid
Instants initiaux	<ol style="list-style-type: none"> 1. Température du liquide initialement au-dessus de la température limite de surchauffe 2. Le réservoir se rompt localement 3. Formation d'un jet 4. Dépressurisation 5. Remontée en pression du réservoir du fait de 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Liquide en dessous de la limite de surchauffe 2. Ruine du réservoir due à des Effets essentiellement mécaniques.

	l'ébullition 6. Ruine du réservoir	
Durée entre la rupture initiale et le rejet à caractère explosif.	Quelques dixièmes de secondes après la formation d'une fissure de 20 cm.	Quelques centièmes de secondes.
Géométrie du réservoir après le BLEVE	Le réservoir est aplati au sol avec émission possible de missiles.	Le réservoir est aplati au sol avec émission possible de missiles.
Mode de rejet	Tout ou majeure partie du liquide est vaporisée instantanément	Une partie du liquide se vaporise instantanément, le reste est dispersé sous forme de gouttelettes
Boule de feu	Boule de feu classique ascendante	Nuage d'aérosol en feu au niveau du sol avec une boule de feu ascendante.
Effets de surpression	Le bruit de l'onde de choc suggère d'importantes surpressions	Apparaissent relativement réduits d'après le niveau sonore de ce type de BLEVE
Projectiles	De grandes pressions de rupture ont le potentiel d'envoyer des projectiles sur d'importantes distances	Les faibles pression de rupture limitent probablement la distance parcourue par les projectiles
Conditions nécessaires	Liquide chaud et rupture locale afin de déclencher une explosion par surchauffe	Réservoir peu résistant conduisant à sa ruine totale

Tableau II 1: Comparaison entre un BLEVE chaud et froid

III-2-7- UVCE « UNCONFINED VAPOUR CLOUD EXPLOSION »

C'est une explosion de gaz à l'air libre avec ou sans aérosol. Dans le cas d'un mélange de vapeurs d'un liquide inflammable cette explosion produit :

- des effets thermiques
- des effets de pression

a) Effets thermiques

L'expérience montre qu'en pratique, les effets thermiques de l'UVCE ne sont pas dus au rayonnement thermique (très court) du nuage enflammé, mais uniquement au passage du front de flamme. Autrement dit, toute personne se trouvant sur le parcours de la flamme est susceptible de subir l'effet létal, mais celui-ci n'excède pas la limite extrême atteinte par le front de flamme. Ainsi, l'effet thermique de l'UVCE ou du Flash Fire (rappelons qu'il s'agit du même phénomène physique) sur l'homme est dimensionné à partir de la distance à la Limite Inférieure d'Inflammabilité, LII.

De manière générale, l'effet thermique d'un UVCE sur les structures se limite à des dégâts superficiels (déformation des plastiques, décollement des peintures,...), et, éventuellement, à

une fragilisation possible de certaines structures métalliques légères. En revanche, l'UVCE peut être initiateur d'un incendie. Le phénomène de « feu torche » n'est pas pertinent dans le cas des dépôts de liquides inflammables du fait des faibles pressions de rejet.

b) Effets de surpression

Ces effets sont produits par l'effet piston du front de flamme sur le mélange combustible. Plus la propagation du front de flamme est rapide et plus son accélération est grande, plus l'amplitude de l'onde de pression est importante. Celle-ci se propage dans l'environnement à la façon d'une onde acoustique dont l'amplitude s'atténue lorsque l'on s'éloigne du centre de l'explosion, de manière inversement proportionnelle à la distance. En absence d'obstacles, on observe expérimentalement que la propagation de la flamme dans un mélange homogène et au repos est très faiblement accélérée, et que les niveaux de pression associés n'excèdent pas quelques millibars. En revanche, la présence d'un écoulement turbulent ou de gradients de concentration suffit à accélérer la flamme et à engendrer des niveaux de pression plus élevés. En présence d'obstacles, leur contournement géométrique et la turbulence induite dans leur sillage sont les principaux mécanismes d'accélération de flamme.

2) Les étapes d'un UVCE

Un UVCE comprend généralement les étapes suivantes :

- rejet dans l'atmosphère d'un liquide inflammable volatil avec ou sans aérosol.
- phase d'évaporation naturelle de la nappe liquide épanchée.
- mélange avec l'oxygène de l'air pour former un volume inflammable.
- de manière concomitante, dilution et transport du nuage de vapeurs avec ou sans aérosol dont une partie du volume reste inflammable.
- en présence d'une source d'allumage, inflammation de ce nuage.
- propagation d'un front de flamme dans les parties inflammables du nuage. Ce front de flamme, associé à l'expansion des gaz brûlés, agit à la manière d'un piston sur le mélange combustible environnant et peut être à l'origine de la formation d'une onde de pression aérienne.
- enfin, le cas échéant, mélange avec l'air et combustion des parties du nuage qui étaient initialement trop riches en combustible pour être inflammables.

3) Les causes d'un UVCE

Les effets générés par un UVCE sont fortement dépendants des conditions locales dans lesquelles l'explosion a lieu :

1. Paramètres propres au mélange

- Réactivité du mélange (vitesse fondamentale de combustion, taux d'expansion)
- Gradient de concentration et homogénéité
- Turbulence propre du rejet

2. Paramètres propres à l'environnement

- Source d'inflammation (position par rapport au nuage, énergie)

- Encombrement (nombre, position, taille des obstacles)
- Confinement partiel

III-2-8- Back-draft

S'appelle aussi explosion de fumée représente la déflagration de gaz surchauffé qui se présente dans la couche de fumées, se produisant lors de l'apport d'oxygène dans un volume mal ventilé et présentant un déficit en comburant dû à la combustion

III-2-9- Débordement

C'est le risque de déversement du produit aux alentours du réservoir à toit flottant, c'est pour cela que la présence de la cuvette de rétention est indispensable pour éviter l'épandage du produit à des distances importantes. Ce risque présente des dangers majeurs comme la pollution et l'asphyxie.

Parmi les causes principales du débordement on trouve :

- ✓ Défaillance de système de contrôle de niveau
- ✓ Négligence humaine

IV -1 Rappels théoriques

IV -1-1 L'écoulement d'un liquide à travers une conduite

L'énergie fournie au brut par les pompes des parcs de stockage (nord et sud) doit compenser la résistance à l'écoulement présentée par le circuit reliant le parc de stockage et le port pétrolier, cette dernière correspond à la différence de charge entre les conditions initiales (liées au parc de stockage) et aux conditions finales (liées au port pétrolier) à laquelle s'ajoutent les pertes de charges correspondent au débit véhiculé.

L'écoulement permanent d'un liquide dans une conduite est régit par l'équation suivante appelée ' équation de conservation de quantité de mouvement :

$$\frac{dp}{\rho} + \lambda \frac{w^2}{2.D} dl + d \frac{w^2}{2} + g . dz = 0 \dots\dots\dots(IV.1)$$

- $\frac{dp}{\rho}$: est le travail potentiel spécifique de déplacement de l'unité de masse de liquide sur une longueur dl, ce travail assure le déplacement de liquide en surmontant les forces de frottements.
- $\lambda \frac{w^2}{2.D} dl$: l'énergie perdue par le liquide qui due aux frottements.
- $d \frac{w^2}{2}$: ce terme représente la variation de l'énergie cinétique de l'unité de masse de liquide.
- $g . dz$: la variation de l'énergie potentielle.

Le débit de chargement est constant :

$$Q = \text{constant} \longrightarrow w_1 * s_1 = w_2 * s_2$$

La section est constante ($s_1 = s_2$) alors :

$$w_1 = w_2 \quad \text{Donc: } d \frac{w^2}{2} = 0$$

On divise l'équation précédente (IV.1) sur 'g' et on intègre :

$$\int_{p1}^{p2} \frac{dp}{\gamma} + \int_0^L \lambda \frac{w^2}{2.Dg} dl + \int_{Z1}^{Z2} g . dz = 0 \dots\dots\dots(IV .2)$$

Après intégration on obtient :

$$\frac{\Delta p}{\gamma} = \lambda \frac{L}{D} \frac{w^2}{2.g} + \Delta Z \dots\dots\dots(IV.3)$$

avec :

$\Delta p = p_1 - p_2$: est la chute de pression de brut dans la conduite exprimée en pascal.

$\Delta Z = z_1 - z_2$: la dénivellation entre le parc de stockage et le port pétrolier exprimée en (m).

γ : est le poids spécifique de brut, son unité est N/m^3 .

ρ : est densité de brut en Kg /m^3 .

L : La longueur de conduite reliant le parc de stockage et port pétrolier en (m).

D : Le diamètre intérieur de la conduite en (m).

On note :

- $\frac{\Delta p}{\gamma} = H$: La hauteur atteinte par le liquide sous l'effet de la pression effective.
- $\lambda \frac{L w^2}{D 2.g} = h_f$: sont les pertes de charges réparties ou longitudinales dues au frottement de brut avec les parois internes de la conduite.

Donc on peut écrire :

$$H = h_f + \Delta z \dots \dots \dots (IV.4)$$

Dans la conduite de chargement on trouve des coudes, des vannes, des tés... D'où l'existence d'autres types de pertes de charges dites : pertes de charge locales ou singulières.

$$H = h_f + h_l + \Delta z \dots \dots \dots (IV.5)$$

Les pertes de charges locales sont estimées de (1 a 2)% des pertes de charges réparties :

$$h_l = (0.01 \div 0.02)h_f$$

Donc on peut écrire :

$$H = (1.01 \div 1.02)h_f + \Delta z \dots \dots \dots (IV.6)$$

IV -1-2 Les pertes de charges

a) Notion des pertes de charge

Lors de l'écoulement des fluides réels il apparait des frottements entre les particules de fluides et aussi entre le fluide et la paroi interne de la conduite, ces frottements ont pour origine la vitesse et la viscosité de fluide. Partant de la paroi de la conduite, le choc entre les particules en mouvement et les aspérités de la nature de la surface interne de tube génère des forces de frottements retardatrices qui s'opposent a l'avancement de fluide, ces forces se propagent ensuite au sein de fluide en prenant d'autant plus d'importance que la turbulence

de l'écoulement est grande et conduisent à une dégradation de l'énergie ou charge totale possédée par le fluide, cette perte d'énergie doit être compensée par l'apport d'une quantité équivalente d'énergie par les machines tournantes.

Les pertes de charges dépend essentiellement de :

- La nature de fluide véhiculé et spécialement sa viscosité.
- Les caractéristiques des appareillages dont s'effectue l'écoulement (la section de passage, l'état de la surface, vanne robinet filtre, clapet, la longueur de la conduite...).
- Les conditions de l'écoulement et notamment la vitesse moyenne de circulation de fluide.

En pratique et par une première approximation, la perte de charge se manifeste le plus souvent par une chute de pression le long de l'écoulement mais une baisse de pression n'est pas toujours une perte de charge.

b) Types de pertes de charges

✓ Les pertes de charges longitudinales

Elles dépendent de la longueur de pipe, de son diamètre, la nature de sa surface interne et de la vitesse d'écoulement.

✓ Les pertes de charges singulières

Les pertes de charges singulières sont conditionnées par la présence des accessoires de la tuyauterie tels que : vanne, robinet, filtre, clapet et coude.

c) Paramètres intervenant dans les pertes de charges

✓ **La nature de produit** : celle-ci est caractérisée essentiellement par :

✓ **La viscosité**

Elle est définie comme étant la résistance interne des particules de fluide à l'écoulement. Il est clair que les frottements internes de fluide augmentent avec la viscosité et qu'il en est de même en conséquence pour les pertes de charges. Elle est exprimée en stokes (st).

✓ **La densité** : ou masse volumique de liquide exprimé en Kg/m^3 .

✓ **Les caractéristiques de la conduite**

- La longueur du pipeline.
- Le diamètre intérieur.
- La rugosité absolue $\mathcal{E}_{absolue}$: qui définit l'état de la surface de la conduite elle correspond à la hauteur moyenne des aspérités mesurées au palpeur. voici quelques valeurs de rugosité absolue :

La fonte : 0.26 mm.

Acier : 0.046 mm.

Cuivre : 0.0015m

✓ Les conditions de l'écoulement

Cela concerne essentiellement le débit de volume et donc la vitesse moyenne de l'écoulement qui détermine en grande part le régime d'écoulement. Dans la grande majorité le régime est turbulent et les pertes de charge varient comme le carré de la vitesse, le choix de la vitesse d'écoulement donc est important.

IV -1-3 Le coefficient de perte de charge

Le coefficient de perte de charge λ est en fonction de régime d'écoulement, il est déterminé soit par des abaques soit par des différentes formules empiriques.

Le diagramme de Moody nous permet d'avoir le coefficient de perte de charge à partir de nombre de Reynolds et de la rugosité relative de la paroi interne de la conduite.

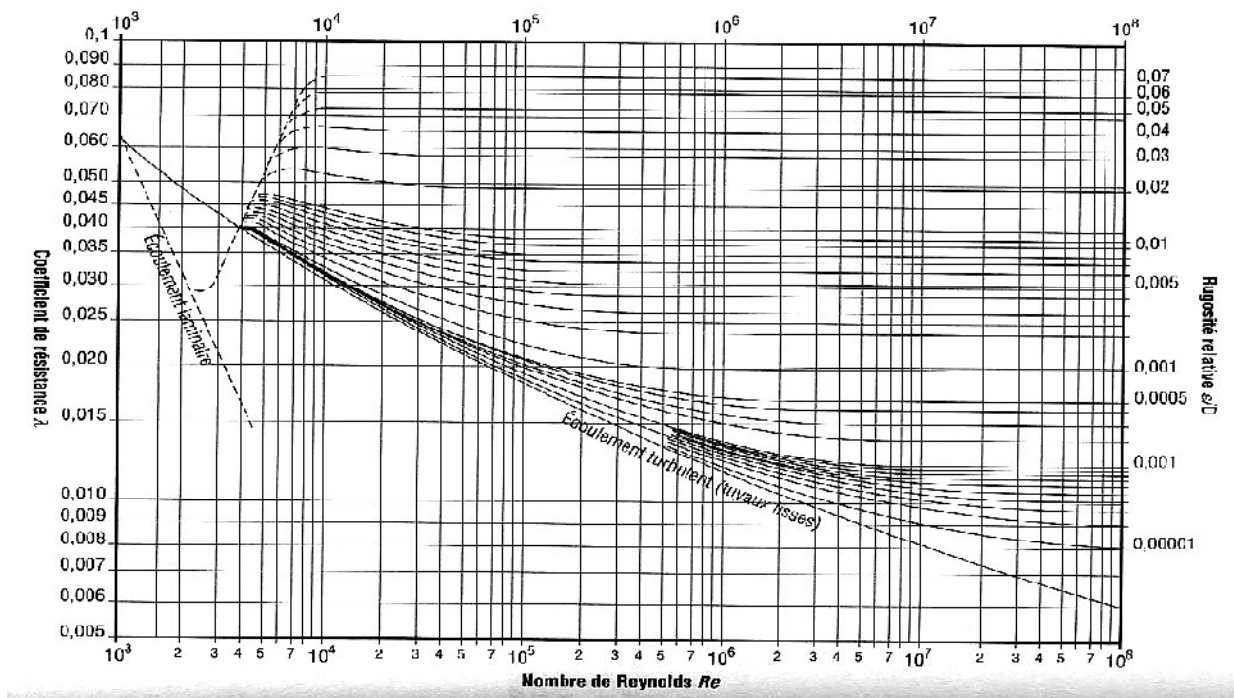


Figure IV 1: Courbe de Moody

Après avoir calculé le nombre de Reynolds (en fonction de régime)

Et la rugosité relative ($\epsilon=2.e/D$) on peut lire directement le coefficient de pertes de charges sur le diagramme de Moody.

IV -1-4 Les régimes d'écoulement

Pour déterminer le régime d'écoulement il faut calculer le nombre de Reynolds, et le comparer avec les valeurs des nombres de Reynolds limites qui séparent les différents régimes d'écoulement.

Le nombre de Reynolds est calculé en utilisant la formule suivante :

$$Re = \frac{w \cdot D}{\nu} \dots\dots\dots (IV.7)$$

Avec :

- w : la vitesse d'écoulement en (m/s).
- D : le diamètre de la conduite en (m).
- ν : la viscosité cinématique de brut (m^2/s).

a) Le régime laminaire

Le régime laminaire aura lieu a des vitesses très faibles, les couches de fluides glissent les unes par rapport aux autres sans se mélanger et la couche limite de liquide en contact avec la paroi reste immobile. il est caractérisé par :

- la répartition parabolique de la vitesse dans la section de la conduite.
- La perte de charge est proportionnelle au débit : si le débit est multiplié par 2 la perte de charge est multipliée par la même valeur.
- ✓ Le nombre de Reynolds pour le régime laminaire est limité a 2300 ($Re < 2300$).
- ✓ Le coefficient de perte de charge est calculé par la formule suivante :

$$\lambda = \frac{64}{Re} \dots\dots\dots (IV.8)$$

b) Le régime turbulent

Aura lieu a des vitesses élevées, les particules de fluides s'éloignent très rapidement les unes par rapport aux autres d'une manière aléatoire et irrégulière dans toutes les directions ce qui crée des turbulences qui présentent une résistance a l'écoulement.

On distingue trois zones différentes :

Zone1 : zone des tubes lisses :

pour les nombres de Reynolds :

$$2320 < Re < \frac{25}{\epsilon}$$

Le coefficient de perte de charge λ est calculé par la formule suivante :

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0.25}} \dots\dots\dots (IV.9)$$

Zone 2 : zones des frottements mixtes :

pour les nombres de Reynolds :

$$Re_1 \frac{25}{\epsilon} < Re < Re_2 \frac{1000}{\epsilon}$$

Le coefficient de perte de charge λ peut être calculé en utilisant des différentes formules :

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \cdot \text{Log} \left[\frac{\epsilon}{7.4} + \frac{2.54}{Re \sqrt{\lambda}} \right] \quad (\text{formule de Cole brook}) \dots\dots\dots (IV.10)$$

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1,83 \cdot \text{Log} \left[\left(\frac{\epsilon}{7.4} \right)^{1.093} + \frac{2.51}{Re \sqrt{\lambda}} \right] \quad (\text{formule de Tchernikine}) \dots\dots\dots (IV.11)$$

$$\lambda = 0.11 \left(\frac{\epsilon_{relative}}{2} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25} \quad (\text{formule de d'Altchouille}) \dots\dots\dots (IV.12)$$

Avec :

$\epsilon_{relative}$: est la rugosité relative ($\epsilon_{relative} = \frac{2 \cdot \epsilon_{absolue}}{D}$).

D : Le diamètre de la conduite en (mm).

$\epsilon_{absolue}$: La rugosité absolue de la paroi interne de la conduite en (mm).

$\epsilon_{absolue} = 0.05$ pour les tubes neufs.

$\epsilon_{absolue} = 0.15 \div 0.3$ pour les tubes après quelques années d'exploitation.

Zone 3 : zone de régime quadratique :

Aura lieu à des vitesses très élevées, il est caractérisé par des pertes de charges importantes. Pour un nombre de Reynolds :

$$Re > Re_2 = \frac{1000}{\epsilon}$$

Le coefficient de perte de charge est calculé par la formule suivante :

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{\epsilon}{2} \right)^{0.2} \dots\dots\dots (IV.13)$$

IV -2 Calcul des pressions d'expéditions des pompes

Pour le calcul des pressions d'expéditions des pompes on utilise l'équation suivante appelée 'équation de bilan de charge' :

$$P_1 + \rho \frac{v_1^2}{2} + \rho g h_1 = P_2 + \rho \frac{v_2^2}{2} + \rho g h_2 + P_{fr} \dots\dots\dots(IV.14)$$

Avec :

P_1 : La pression de refoulement des pompes de parc de stockage.

P_2 : La pression d'aspiration des pompes de port pétrolier.

$\rho \frac{v_1^2}{2}$, $\rho \frac{v_2^2}{2}$: pressions dues à l'énergie cinétique au parc de stockage et au port pétrolier respectivement.

$\rho g h_1$, $\rho g h_2$: pressions dues à l'énergie potentielle au parc de stockage et au port pétrolier respectivement.

P_{fr} : Pression des pertes de charges.

Les pertes de charges locales sont estimées à 2% des pertes de charges réparties, alors :

$$P_{fr} = 1,02 \cdot \rho \cdot g h_f = 1,02 \cdot \rho \cdot g \frac{\lambda v^2 L}{2gD} = 1,02 \cdot \rho \cdot \frac{\lambda L v^2}{2D}$$

Après arrangement de l'équation (VI.14) on obtient :

$$(P_1 - P_2) + \rho \frac{(v_1^2 - v_2^2)}{2} + \rho g (h_1 - h_2) + 1,02 \cdot \rho \cdot \frac{\lambda v^2 L}{2D} = 0 \dots\dots\dots(IV.15)$$

La vitesse de chargement est constante ($v_1 = v_2 = v$) alors :

$$\rho \frac{(v_1^2 - v_2^2)}{2} = 0$$

On'a : $Q = v \cdot A$ et $A = \frac{\pi D^2}{4}$ donc :

$$v = \frac{Q}{A} \longrightarrow v = \frac{4Q}{\pi D^2} \dots\dots\dots(*)$$

On remplace(*) dans l'équation (VI.15) on aura:

$$P_1 = P_2 + \rho \cdot g (h_2 - h_1) + 1,02(8) \frac{\rho \cdot \lambda \cdot L \cdot Q^2}{\pi^2 \cdot D^5} \dots\dots\dots(IV.16)$$

On remplace la valeur de $\pi^2 = 9.8596$ après arrangement on aura :

$$P_1 = P_2 + \rho g(h_2 - h_1) + 0.08436 \rho g \lambda L \frac{Q^2}{D^5} \dots \dots \dots (IV.17)$$

1) Les données nécessaires au calcul hydraulique

Les caractéristiques de la conduite de chargement

- ✓ Le diamètre extérieur de la conduite : $D_{ext} = 32" = 812.8 \text{ mm}$.
- ✓ L'épaisseur de la conduite : $e = 9.52 \text{ mm}$.
- ✓ Le diamètre intérieur de la conduite : $D_{int} = D_{ext} - 2 * e = 812,8 - 2 * (9,52) = 793,76 \text{ mm}$.
- ✓ La longueur de la conduite : $L = 4388,44 \text{ m}$.
- ✓ La rugosité absolue de la paroi interne : $\epsilon_{absolue} = 0.16 \text{ mm}$
- ✓ La hauteur de point de départ : $h_1 = 2.625 \text{ m}$.
- ✓ La hauteur de point d'arrivée : $h_2 = 1 \text{ m}$.

Les caractéristiques de brut

- ✓ La masse volumique $\rho = 802 \text{ Kg/m}^3$.
- ✓ La viscosité cinématique : $\nu = 2,7 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$.

Caractéristiques des pompes

Pompes de terminal nord

01 pompe centrifuge(R) a 3 étages avec un débit : $Q = 1800 \text{ m}^3/\text{h}$.

02 pompes (S, T) centrifuges a 2étages avec un débit : $Q = 2200 \text{ m}^3 /\text{h}$.

04 pompes (M, N, O, P) centrifuges avec un débit : $Q = 2500 \text{ m}^3 /\text{h}$.

Pompes de terminal sud :

01 pompes (W) centrifuge a trois étages avec un débit : $Q = 1280 \text{ m}^3/\text{h}$.

03 pompes (X, Y, Z) centrifuges a 2étages avec un débit : $Q = 3500 \text{ m}^3/\text{h}$.

Calcul des pertes des charges avec une seule pompe en marche qui débite par un débit $Q = 2500 \text{ m}^3 /\text{h}$

Calcul de la vitesse d'écoulement :

$$Q = v \cdot A \quad \text{alors : } v = \frac{Q}{A} \quad \text{avec : } A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\text{Donc : } v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 2500}{3,14 \cdot 3600 (793,76 \cdot 10^{-3})^2} = 1,404 \text{ m/s.}$$

Calcul du nombre de Reynolds :

$$\text{Re} = \frac{v \cdot D}{\nu} = \frac{1,404 \cdot 0,79376}{2,7 \cdot 10^{-6}} = 4,127 \cdot 10^5$$

$Re > 2320$ alors le régime d'écoulement est turbulent.

Calcul de nombre de Reynolds limite R_{e1} :

$$R_{e1} = \frac{25}{\varepsilon_{relative}} \quad \text{avec} \quad \varepsilon_{relative} = \frac{2 \cdot \varepsilon_{absolue}}{D} = \frac{2 \cdot 0,16}{793,76} = 4,031 \cdot 10^{-4}$$

$$\text{Donc} \quad R_{e1} = \frac{25}{4,031 \cdot 10^{-4}} = 6,2 \cdot 10^4$$

On a $Re = 4,127 \cdot 10^5 > R_{e1} = 6,2 \cdot 10^4$ Alors on calcul R_{e2} :

$$R_{e2} = \frac{1000}{\varepsilon_{relative}} = \frac{1000}{4,031 \cdot 10^{-4}} = 2,48 \cdot 10^6$$

On a $Re = 4,127 \cdot 10^5 < R_{e2} = 2,48 \cdot 10^6$ Alors :

➤ le régime est turbulent zone des frottements mixtes.

Calcul de coefficient de perte de charge :

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{\varepsilon_{relative}}{2} + \frac{68}{Re} \right)^{0,25} \longrightarrow \lambda = 0,11 \left(\frac{4,031 \cdot 10^{-4}}{2} + \frac{68}{4,127 \cdot 10^5} \right)^{0,25} = 0,01522$$

Les pertes de charge dans la conduite :

$$h_{fr} = \lambda \cdot \frac{\rho v^2 L}{2D} = 0,01522 \cdot \frac{802 \cdot (1,404)^2 \cdot 4388,44}{2 \cdot 0,79376} = 6,651 \cdot 10^4 \text{ Pa.}$$

Calcul de la pression d'expédition :

$$P_1 = P_2 + \rho g(h_2 - h_1) + 0,08436 \cdot \rho g \lambda L \frac{Q^2}{D^5}$$

La pression d'aspiration des pompes du port pétrolier est :

$$P_2 = 2 \text{ bar} = 2 \cdot 10^5 \text{ Pa} \quad \text{donc :}$$

$$P_1 = 2 \cdot 10^5 + 802 \cdot 9,81 (1 - 2,625) + 0,08436 \cdot 802 \cdot 9,81 \cdot 0,01522 \cdot 4388,44 \frac{0,6944^2}{0,79376^5}$$

$$\text{On aura : } P_1 = 2,55 \cdot 10^5 \text{ pa.}$$

Calcul des pertes de charges avec deux pompes en marche pour un débit de $Q=5000 \text{ m}^3/\text{h}$

Calcul de la vitesse d'écoulement :

$$Q = v \cdot A \quad \text{alors : } v = \frac{Q}{A} \quad \text{avec : } A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\text{Donc : } v = \frac{4Q}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 5000}{3,14 \cdot 3600 (793,76 \cdot 10^{-3})^2} = 2,81 \text{ m/s.}$$

Calcul de nombres de Reynolds :

$$Re = \frac{v \cdot D}{\nu} = \frac{2,81 \cdot 0,79376}{2,7 \cdot 10^{-6}} = 8,261 \cdot 10^5$$

$Re = 8,261 \cdot 10^5 > 2320$ alors le régime d'écoulement est turbulent.

Calcul de nombre de Reynolds limite R_{e1} :

$$R_{e1} = \frac{25}{\epsilon_{relative}} \quad \text{avec} \quad \epsilon_{relative} = \frac{2 \cdot \epsilon_{absolute}}{D} = \frac{2 \cdot 0,16}{793,76} 4,031 \cdot 10^{-4}$$

$$\text{Donc } R_{e1} = \frac{25}{4,031 \cdot 10^{-4}} = 6,2 \cdot 10^4$$

On a $Re = 8,261 \cdot 10^5 > R_{e1} = 6,2 \cdot 10^4$ Alors on calcul R_{e2} :

$$R_{e2} = \frac{1000}{\epsilon_{relative}} = \frac{1000}{4,031 \cdot 10^{-4}} = 2,48 \cdot 10^6$$

On a $Re = 8,261 \cdot 10^5 < R_{e2} = 2,48 \cdot 10^6$ Alors le régime est turbulent frottement mixtes :

Calcul de coefficient de perte de charge :

$$\lambda = 0,11 \left(\frac{\epsilon_{relative}}{2} + \frac{68}{Re} \right)^{0,25} \longrightarrow \lambda = 0,11 \left(\frac{4,031 \cdot 10^{-4}}{2} + \frac{68}{8,621 \cdot 10^5} \right)^{0,25} = 0,01423$$

Calcul des pertes de charge dans la conduite :

$$h_{fr} = \lambda \cdot \frac{\rho v^2 L}{2 \cdot D} = 0,01423 \cdot \frac{802 \cdot (2,81)^2 \cdot 4388,44}{2 \cdot 0,79376} = 2,49 \cdot 10^5 \text{ Pa.}$$

2) Application numérique

$$P_1 = P_2 + \rho g(h_2 - h_1) + 0,08436 \cdot \rho g \lambda L \frac{Q^2}{D^5}$$

La pression d'aspiration des pompes du port pétrolier est :

$$P_2 = 2 \text{ bar} = 2 \cdot 10^5 \text{ Pa} \quad \text{donc :}$$

$$P_1 = 2 \cdot 10^5 + 802 \cdot 9,81 (1 - 2,265) + 0,08436 \cdot 802 \cdot 9,81 \cdot 0,01423 \cdot 4388,44 \frac{1,3888^2}{0,79376^5}$$

$$P_1 = 2,97 \cdot 10^5 \text{ pa.}$$

- Pour tracer la courbe caractéristique de réseau on doit calculer la hauteur totale de refoulement :

$$H = \frac{P_1}{\rho g}$$

❖ **Tableau récapitulatif des différentes pressions d'expédition pour des différents débits**

Q(m ³ / h)	Re (10 ⁵)	Type de régime	λ	Pression d'expédition (pa. 10 ⁻⁵)	La hauteur de refoulement(m)
30	4953,317	t, tube lisse	0,0377149	1,8724	23,799
1800	297199,02	frottements mixtes	0,0158434	2,2383	28,449
2500	412776,42	frottements mixtes	0,0152177	2,5505	32,418
4250	701719,91	frottements mixtes	0,0144581	3,7348	47,47
4500	742997,55	frottements mixtes	0,0143925	3,9509	50,217
4700	776019,66	frottements mixtes	0,0143444	4,1322	52,522
5000	825552,83	frottements mixtes	0,0142788	4,4182	56,157
5750	949385,76	frottements mixtes	0,0141417	5,207	66,183
6000	990663,4	frottements mixtes	0,014103	5,4933	69,822

Tableau IV 1: les pressions d'expédition en fonction des débits

Interprétation des résultats

D'après les calculs effectués on voit clairement que lorsque le débit de la ligne augmente, les pertes de charges augmentent donc les pressions d'expéditions augmentent aussi, on remarque aussi que les pertes de charges sont en fonction de régime d'écoulement donc de la vitesse de liquide.

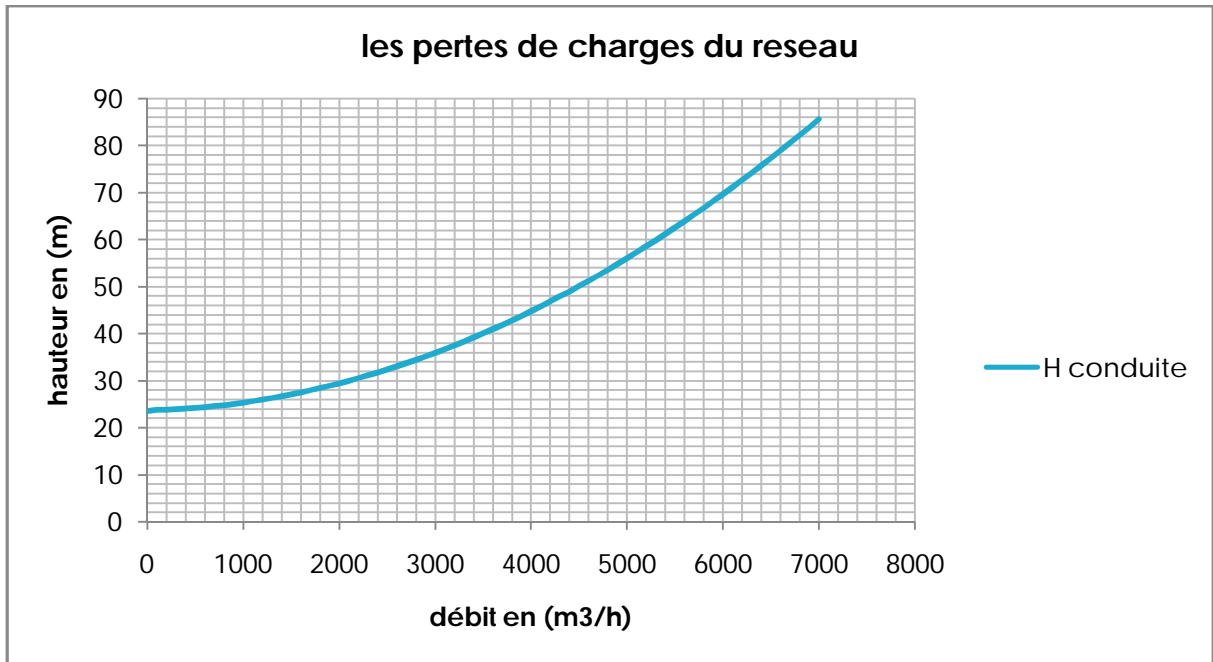
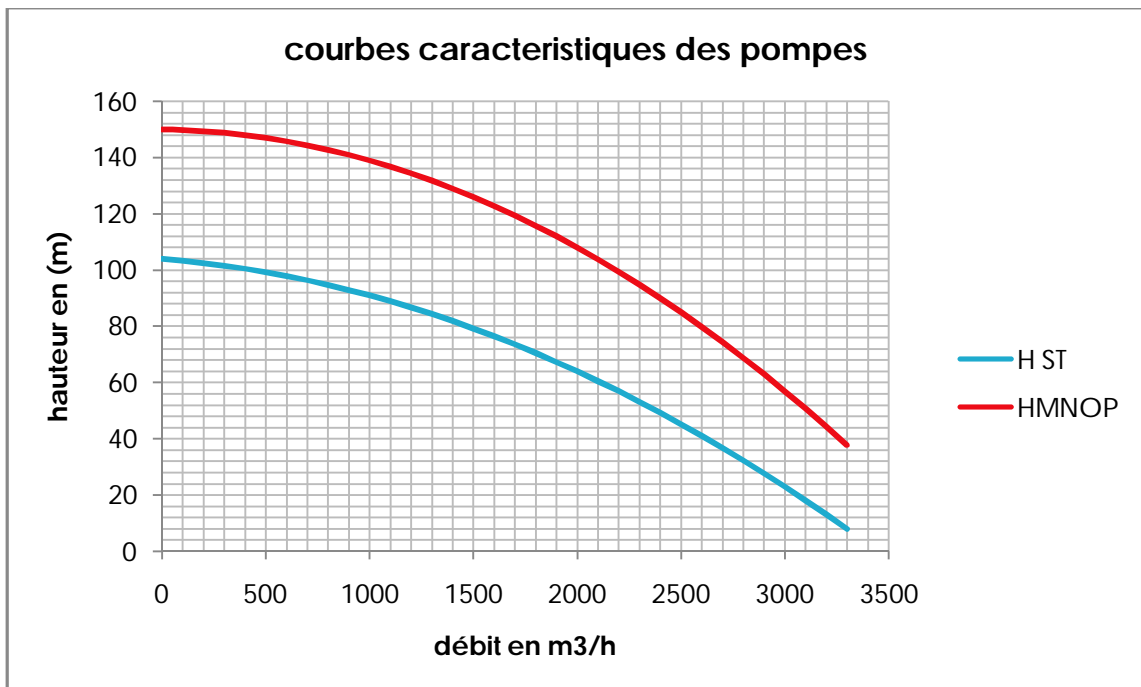
❖ La courbe caractéristique de réseau $H=f(Q)$ 

Figure IV 2: Courbe caractéristique de la conduite

❖ Les courbes caractéristiques des pompes

Figure IV 3 : Les courbes caractéristiques des pompes $H=f(Q)$

IV -3-Assemblage des pompes

Une installation de la station de pompage comprend en générale un certain nombre de pompes assemblées en série ou en parallèle pour satisfaire aux conditions de débit et de pression de refoulement imposée par la capacité du pipeline. Cette fragmentation de la puissance totale nécessaire répond aux exigences suivantes :

- Donner plus de souplesse à l’installation, particulièrement dans le cas où l’on utiliserait des groupes à vitesse fixe.
- Diminuer l’acuité des problèmes de démarrage dans le cas où on utilise les moteurs électriques.
- Réduire les conséquences des pannes éventuelles d’un groupe.

IV -3-1 Couplage en parallèle

Les pompes de la station de pompage du terminal nord sont assemblées en parallèle pour assurer les débits désirés lors de l’expédition vers le port pétrolier pendant le chargement des pétroliers.

L’assemblage de ces pompes en parallèle fait que les débits des pompes s’ajoutent pour les mêmes charges, c’est a dire :

$$H_{somme} = H_1 = H_2 = \dots \dots \dots = H_n$$

Et
$$Q_{total} = \sum_i^n Q_i$$

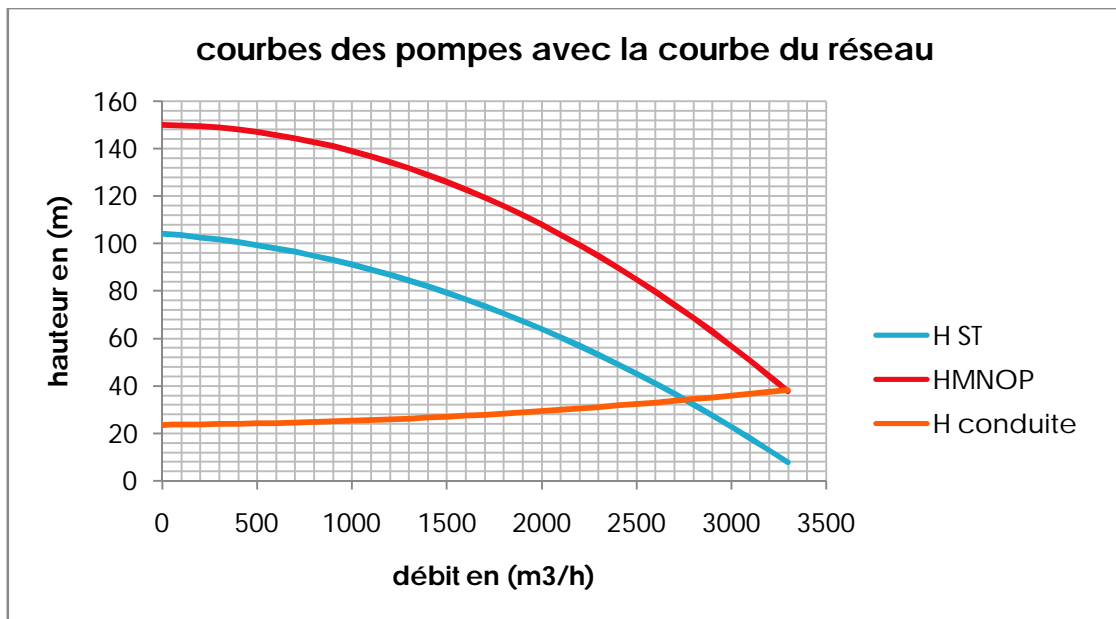


Figure IV 4: Courbes caractéristiques des pompes H=f(Q) avec la courbe de réseau

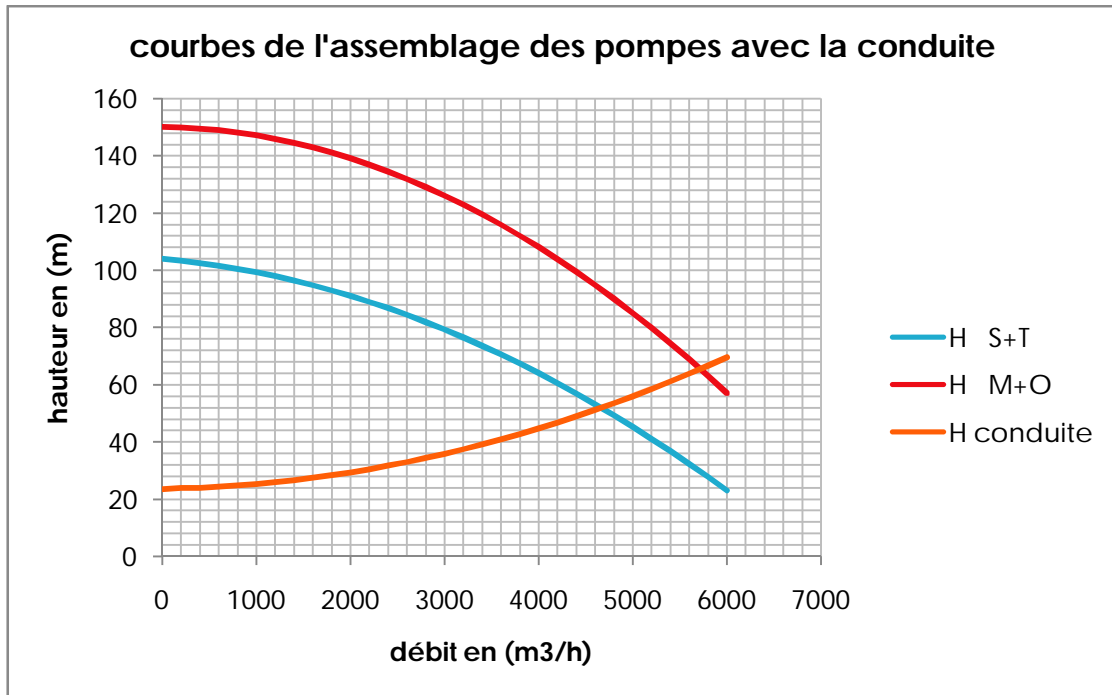


Figure IV 5 : Courbes caractéristiques lors de l'assemblage en parallèle des pompes $H=f(Q)$ avec la courbe de réseau

Interprétation des courbes

D'après les courbes qu'on a obtenus, on voit que l'intersection de chaque courbe des pompes assemblées en parallèle avec la courbe de réseau correspond à un point de fonctionnement, à partir de ce point on peut extraire les débits et les hauteurs de refoulement optimales de chaque assemblage qu'on va utiliser par la suite pour le calcul des puissances des pompes et moteurs d'entraînement.

IV -4- Calcul énergétique de l'expédition

IV -4-1-La puissance de la pompe

Pour véhiculer une certaine quantité de pétrole d'un point à un autre, la pompe doit transmettre au liquide de l'énergie. Cette quantité d'énergie sera la même quelque soit la technologie et il est donnée par la puissance de la pompe.

Cette puissance se calcule à l'aide du théorème de Bernoulli avec le bilan énergétique du système en considérant tous les paramètres tels que l'altitude de pompage, la hauteur de refoulement et les caractéristiques de la conduite.

Cependant, afin de simplifier les calculs, les exploitants utilisent le débit (Q) et la hauteur manométrique totale (HMT) comme paramètres essentiels pour tout système de pompage.

IV -4-1-1- calcul de la puissance utile de la pompe

La puissance utile est donnée par la relation suivante :

$$P_u = \rho * g * H * Q \dots\dots\dots(VI.18)$$

Avec :

ρ : Masse volumique, en Kg/m³

Q : débit de refoulement, en m³/s

g : accélération de la pesanteur, g=9,81m/s²

H : hauteur manométrique totale, en m

Exemple :

Le point de fonctionnement dans le cas d'assemblage des pompes S et T en parallèle avec la courbe du réseau est caractérisé par une hauteur H= 53 m et un débit Q= 4600 m³/h (1,277 m³/s)

La puissance utile est égale à :

$$P_u = \rho * g * H * Q = 802 * 9,81 * 53 * 1,277 \longrightarrow P_u = 532,488 \text{ KW}$$

IV -4-1-2-Calcul de la puissance absorbée par la pompe

La puissance absorbée sur l'arbre de la pompe est donnée par la formule suivante :

$$P_a = \frac{\rho * g * H * Q}{\eta_p} \dots\dots\dots(VI.19)$$

avec η : le rendement de la pompe, $\eta_p=0,86$

$$P_a = \frac{532,488}{0,86} \longrightarrow P_a = 619,172 \text{ KW}$$

IV -4-2-Calcul de la puissance utile du moteur électrique

Définition d’un moteur asynchrone :

Le moteur asynchrone (à induction) est le moteur électrique à cage le plus répandu et le plus utilisé dans l’industrie. Ce moteur fiable, robuste, peu encombrant requiert peu d’entretien. Cela justifie sont succès.

Comme tout moteur électrique, il transforme l’énergie électrique en énergie mécanique, transformation régie par la loi de Laplace « un conducteur traversé par un courant et placé dans un champ magnétique subit une force d’origine électromagnétique »

Il est composé de trois parties essentielles :

- ✓ Une partie magnétique
- ✓ Une partie électrique
- ✓ Une partie mécanique

La puissance à la sortie du moteur est donnée par la relation :

$$P_U = \frac{\rho \cdot g \cdot H \cdot Q}{\eta_p \cdot \eta_{acc}} \dots\dots\dots(VI.20)$$

Avec :

η_{acc} : rendement d’accouplement $\eta_{acc} = 0,9$

Donc :

$$P_U = \frac{802 \cdot 9,81 \cdot 1,277 \cdot 53}{0,86 \cdot 0,9} \longrightarrow P_u = 687,97 \text{ KW}$$

IV -4-2-1- Calcul de la puissance absorbé par le moteur électrique

Elle est donnée par la relation suivante :

$$P_a = U \cdot I \cdot \sqrt{3} \cdot \cos\varphi \dots\dots\dots(VI.21)$$

Avec :

P_a : puissance absorbé par le moteur, en KW

U : tension nominal en Volts.

I : le courant nominal en Ampère.

$\cos\varphi$: le facteur de déphasage, $\cos\varphi = 0,87$

Application numérique :

types de pompes d'entraînement	Tension U	Courant I	Puissance absorbé P_a (KW)
Pompe S et T	5500V	47,5 A	393,67
Pompe M N O P	5500V	68 A	563,57
Pompe R	5500V	41,5 A	343,94

Tableau IV 2: la puissance absorbée par chaque moteur d'entraînement**❖ Tableau récapitulatif des différents cas d'assemblages**

les puissances	Pompes (M+N)		Pompes (S+T)		Pompe R seule	
	Q(m ³ /h)	H (m)	Q(m ³ /h)	H (m)	Q(m ³ /h)	H (m)
	5600	63,85	4600	53	1800	35,8
Puissance utile de la pompe KW	781,430		532,812		234,717	
Puissance absorbé par les pompes KW	908 ,639		619,549		272,927	
Puissance utile des moteurs d'entrainements	1009,598		688,388		303,252	
Puissance absorbé par les moteurs d'entrainements	1127,14		787,34		343,94	

Tableau IV 3: les puissances des pompes et les moteurs d'entrainements pour quelques assemblages**IV -5– Les problèmes majeurs rencontrés lors des expéditions vers les pétroliers**

- ✓ La pression d'aspiration au niveau des pompes devient négative surtout lorsque le bac est au niveau bas entraînant la cavitation des pompes.
- ✓ Le débit désiré n'est pas toujours atteint lors du chargement des pétroliers
- ✓ Création des écoulements transitoires entraînant des coups de béliers
- ✓ Disjonction des moteurs d'entrainements à causes de la chute de tension
- ✓ Démarrage forcé des pompes

V-1- Introduction

Le terminal de Bejaia dispose de nombreux bacs de stockages de types fixes et flottants, les données récoltées pendant le stage effectué sur site nous ont permis d'évaluer les pertes du brut par évaporation en utilisant les codes de calculs de l'API (American Petroleum Institute).

V-2- Les données nécessaires au calcul des pertes par évaporation

- Température maximale de l'air ambiant sur le site : $T_{\max} = 37^{\circ}\text{C}$.
- Température minimale de l'air ambiant sur le site: $T_{\min} = 3^{\circ}\text{C}$.
- Tension de vapeur de brut : $P_v = 723,731\text{mbar}$ (prise à 20°C).
- La densité de brut : $\rho = 802\text{ Kg/m}^3$
- La vitesse moyenne du vent sur le site : $V = 11\text{ Km/h}$.
- La pression atmosphérique : $P_{\text{atm}} = 1,01325\text{ bar}$.

Les caractéristiques du réservoir à toit fixe (4Y1)

- Le diamètre: $D = 14,4\text{m}$.
- La hauteur de la robe: $h_r = 16\text{ m}$.
- La hauteur moyenne du liquide: $h_L = 13\text{ m}$.
- La couleur de réservoir: gris moyen.
- La pression de tarage de la soupape d'émission (la surpression) : $P_{s\max} = 99500\text{ Pa}$.
- La pression de tarage de la soupape d'admission : $P_{s\min} = 102500\text{ pa}$.
- Le volume de brut transféré annuellement : $Q = 75830\text{ m}^3$

Les caractéristiques des réservoirs à toit flottant du parc de stockage nord

- La capacité de maximale de stockage : 35000 m^3
- Le diamètre: $D = 56\text{ m}$.
- La hauteur de la robe: $H = 14,65\text{ m}$.
- Le volume de brut transféré annuellement : $Q = 852500\text{ m}^3$
- La couleur de réservoir : gris moyen.
- Type de joint : joint mécanique avec joint secondaire.

Les caractéristiques des réservoirs à toit flottant du parc de stockage sud

- La capacité de maximale de stockage : 50000 m^3 .
- Le diamètre: $D = 66,75\text{ m}$.
- La hauteur de la robe: $H = 14,40\text{ m}$.
- Le volume de brut transféré annuellement : $Q = 160000\text{ m}^3$
- Couleur : gris moyen.
- Type de joint : joint mécanique avec joint secondaire.

V-3- Calcul des pertes par évaporation en utilisant la méthode de l'AM86 moderne

Selon la norme API (AM86), les émissions totales annuelles du brut dans un réservoir sont calculées par la formule suivante qui tien compte des pertes par respiration et des pertes par mouvement :

$$E_t = E_r + E_M \dots\dots\dots(V.1)$$

Où :

E_t : émissions totales en (tonnes/ an)

E_r : émissions par respiration (tonnes/an)

E_M : émissions générées par le mouvement du produit dans le réservoir (tonnes/an)

V-3-1-Réservoir à toit fixe

V-3-1-1 Emissions par respiration

Les pertes de brut par respiration sont calculées par la formule suivante :

$$E_r = K_1 * D^{1.73} * H^{0.51} * C \dots\dots\dots(V.2)$$

Avec :

$$K_1 = 7 * 10^{-7} * P_v * M_v \dots\dots\dots(V.3)$$

Où :

P_v : pression de vapeur saturante du liquide inflammable en (mbar), prise à 20°C.

M_v : masse molaire de la phase gazeuse émise en (g/mole).

D : diamètre du réservoir en mètres

H : hauteur du réservoir en mètres

C : coefficient de couleur (Annexe : Tableau n°1)

Application numérique

$$K_1 = 7 \times 10^{-7} * 723,731 * 18.935 \quad \longrightarrow \quad k_1=0,00959$$

$$E_r = 0,00959 * 14.4^{1.73} * 16^{0.51} * 1.5 \quad \longrightarrow \quad E_r = 5.97 \frac{\text{tonnes}}{\text{an}}$$

V-3-1-2- Emissions par mouvements du liquide

Les pertes du liquide par mouvement sont engendrées par le déplacement de la surface libre du liquide dans le réservoir, elles sont évaluées par la formule suivante :

$$E_M = K_2 * Q \dots\dots\dots(V.4)$$

Avec

$$K_2 = 4.11 * 10^{-8} * P_v * M_v \dots\dots\dots(V.5)$$

Où

P_v : La pression de vapeur saturante du liquide inflammable en mbar (prise à 20°C).

M_v : La masse molaire de la phase gazeuse émise en g/mole.

Q : Le volume du brut transféré annuellement en (m^3).

Application numérique

$$K_2 = 4,11 * 10^{-8} * 723,731 * 18,935 \longrightarrow K_2 = 0,000563$$

$$E_M = 0,000563 * 75830 \longrightarrow E_M = 42,6922 \text{ tonnes/an}$$

V-3-1-3- Emissions totales du réservoir à toit fixe

Les pertes totales du brut dans le réservoir à toit fixe sont déterminées en assemblant les pertes par mouvement de liquide et les pertes par respiration:

$$E_t = E_r + E_M$$

Application numérique

$$E_t = 5,97 + 42,6922 \longrightarrow E_t = 48,66229 \text{ tonnes/an}$$

Les pertes totales moyennes journalière sont : $E_t = 166,236 \text{ litres/jour}$

V-3-2- Réservoir à toit flottant

V-3-2-1- Emissions par évaporation directe

$$E_E = K_3 * (J_1 + J_2 * V^n) * D \dots\dots\dots(V.6)$$

Avec $K_3 = 1,1 * 10^{-6} * P_v * M_v \dots\dots\dots(V.7)$

Où :

P_v : La pression de vapeur saturante du liquide inflammable en (mbar), prise à 20°C par défaut.

M_p : La masse molaire de la phase gazeuse émise en (g/mole).

D : Le diamètre du réservoir en (m).

V : La vitesse moyenne annuelle du vent sur en (Km/h).

J1 et J2 : Les coefficients du joint de toit flottant. (Annexe : Tableau n°2).

n : coefficient de vent lié à la nature du joint. (Annexe : Tableau n°2).

NB : Pour le pétrole brut on a : $K_3 = 0,007$.

Application numérique

1) Pour les réservoirs stockage du parc nord ($V= 35000m^3$) :

$$E_E = 0.007 * (1,24 + 0,1 * 11^{1.55}) * 56 = 2,0983 \text{ tonnes/an}$$

2) Pour les réservoirs de stockage du parc sud ($V= 50000m^3$):

$$E_E = 0.007 * (1,24 + 0,1 * 11^{1.55}) * 66.75 = 2.5011 \text{ tonnes/an}$$

V-3-2-2- Emissions générées par le mouvement du liquide

Ce type de pertes est dû à la fréquence de remplissage et de vidange du réservoir. Elles sont évaluées on utilisant la formule suivante :

$$E_m = K_4 * Q * \frac{M}{D} \dots \dots \dots (V.8)$$

Où

$$K_4 = 5,10^{-3} \text{ sauf pour le cas du pétrole brut } K_4 = 2,5.10^{-2}$$

Q : Le volume de brut transféré annuellement exprimé en (m^3).

D : Le diamètre du réservoir en (m).

M : Le coefficient de mouillage qui dépend de l'état de la paroi conformément aux valeurs suivantes :

M=0.0015 pour les parois neuves où légèrement oxydées.

M=0.0075 pour les parois oxydées.

M=0.15 pour les parois rugueuses.

Application numérique

1) Pour les réservoirs de stockage du parc nord ($V= 35000 m^3$) :

$$E_{MN}=0.025*852500*\frac{0,0075}{56} \longrightarrow E_{MN}= 2,85435 \text{ tonnes/an}$$

2) Pour le réservoir du parc de stockage sud de 50000 m³ :

$$E_{MN}=0.025*160000*\frac{0,0075}{66.75} \longrightarrow E_{MN}= 0,45 \text{ tonnes/an}$$

V-3-2-3- Emissions total du réservoir à toit flottant

$$E_t = E_E + E_M$$

1) Pour les réservoirs stockage du parc nord (V= 35000m³) :

$$E_t=2,0983+ 2,85435 \longrightarrow E_t=4,95265 \text{ tonnes/an}$$

Les pertes totales moyennes journalières : E_t =16,9 litres/jour

2) Pour les réservoirs de stockage du parc sud (V= 50000m³):

$$E_t=2,5011 + 0.45 \longrightarrow E_t=2,9511 \text{ tonnes/an}$$

Les pertes totales moyennes journalières : E_t=10,08 litres/jour

V-4 Calcul des pertes par évaporation par la méthode AP42

V-4-1- Réservoir à toit fixe

Selon la norme API (AP42), les émissions totales annuelles de brut dans un réservoir toit fixe sont évaluées par la formule suivante :

$$E_t = E_R + E_M$$

E_t: Les émissions totales de brut en (tonnes / an).

E_R : Les émissions de brut par respiration en (tonnes / an).

E_M: Les émissions de brut générées par le mouvement de produit en (tonnes / an).

V-4-1-1-Evaluation des émissions annuelles par respiration

$$E_R = 365 * V_v * D_v * K_E * K_S \dots\dots\dots(V.9)$$

Où

E_R : Les émissions de brut par respiration en (Kg/an).

V_v: Le volume d'espace libre au-dessus du liquide en (m³).

D_v: La densité de la vapeur de solvant de l'air du volume libre en (Kg/m³).

K_E: Le coefficient d'expansion de la phase vapeur.

K_S : Le facteur de saturation de la phase vapeur.

a) Détermination du volume d'espace libre (V_v)

$$V_v = \pi * R_c^2 * h_v \dots\dots\dots(V.10)$$

V_v : Le volume d'espace libre au-dessus du liquide en (m^3).

R_c : Le rayon du réservoir en (m).

h_v : La hauteur équivalente de la phase vapeur en(m).

Avec :

$$h_v = h_c - h_l + h_E \dots\dots\dots(V.11)$$

h_c : La hauteur de la partie cylindrique du réservoir en (m).

h_l : La hauteur moyenne du liquide en (m).

h_E : La hauteur équivalente du toit du réservoir en (m).

La hauteur équivalente de toit est déterminée par la formule suivante :

$$h_E = \frac{1}{3} * h_{to} \dots\dots\dots(V.12)$$

Avec :

$$h_{to} = P_{to} * R_c \dots\dots\dots(V.13)$$

h_{to} : La hauteur de la partie conique du réservoir en (m).

R_c : Le rayon de la partie cylindrique du réservoir en (m).

P_{to} : La pente de la partie conique du toit.

Si la pente de la partie conique est inconnue, on prend une valeur par défaut égale a : 0,0625.

Application numérique

$$h_{to} = 0,0625 * 7,2 \quad \longrightarrow \quad h_{to} = 0,45 \text{ m}$$

$$h_E = \frac{1}{3} * 0,45 \quad \longrightarrow \quad h_E = 0,15 \text{ m}$$

$$h_v = 16 - 13 + 0,15 \quad \longrightarrow \quad h_v = 3,15 \text{ m}$$

$$V_v = 3.14 * 7,2^2 * 3,15 \quad \longrightarrow \quad V_v = 512,74944 \text{ m}^3$$

b) Détermination de la densité de vapeur (D_v)

En supposant que la vapeur se comporte comme un gaz parfait, l'expression de la densité est donnée par la relation des gaz parfaits ci-dessous :

$$D_v = \frac{M_v \cdot P_v}{R \cdot T_s} \dots\dots\dots(V.14)$$

Où :

D_v : La densité de vapeur du solvant de l'air du volume libre en (g/m^3).

M_v : La masse molaire de la vapeur en (g /mole).

P_v : La tension de vapeur saturante à la surface du liquide à la température journalière moyenne en (pa).

R : La constante universelle des gaz parfaits ($R= 8,314 J/mole.k$).

T_s : La température journalière moyenne à la surface du liquide en Kelvin.

c) La masse molaire moyenne de la phase vapeur (M_v)

Elle est calculée par la formule suivante :

$$M_v = \sum Y_i \times M_i \dots\dots\dots(V.15)$$

Avec :

$$Y_i = \frac{P_i}{P_{va}} \dots\dots\dots(V.16)$$

Où :

M_i : La masse molaire du composant i en (g/mole).

Y_i : La fraction molaire du composant i dans la phase vapeur.

P_i : pression de vapeur saturante du composant i a la surface de liquide mesurée en (kPa).

P_v : La pression de vapeur saturante totale du liquide stocké exprimée en (kpa). Elle représente la somme des pressions de vapeur saturantes de tous les composants :

$$P_v = \sum p_i \dots\dots\dots(V.17)$$

d) La pression de vapeur saturante partielle P_i

La pression de vapeur saturante à la surface du liquide de chaque composant est calculée à la température journalière moyenne on utilisant la formule d'Antoine :

$$\text{Log} (P_i) = A_i - \frac{B_i}{T_s + C_i} \dots\dots\dots(V.18)$$

Où

P_i : pression de vapeur saturante à la surface du liquide à la température journalière moyenne exprimée en (kpa).

T_s : La température journalière moyenne à la surface du liquide en (C°).

A_i, B_i, C_i : constantes d'Antoine qui correspondent au composant i. B_i et C_i sont exprimés en (C°). (Annexe Tableau n°3).

NB : les constantes d'Antoine retenues sont en adéquation avec l'unité de pression choisie.

e) La température journalière moyenne à la surface du liquide T_s

Elle est calculée par la formule suivante :

$$T_s = 0.44 \times T_{AM} + 0.56 \times T_{LM} + 0.00387 \times \alpha \times I \dots\dots\dots(V.19)$$

T_s : La température journalière moyenne à la surface du liquide en kelvins.

T_{AM} : La température ambiante moyenne en kelvins.

T_{LM} : La température du liquide en kelvins.

α : l'absorbance solaire du revêtement du réservoir (Annexe :Tableau n°1).

I : facteur d'insolation journalière en (joule / cm^2 .jour)

f) La température moyenne ambiante journalière T_{AM}

Elle est calculée par la formule suivante :

$$T_{AM} = \frac{T_{amax}+T_{amin}}{2} \dots\dots\dots(V.20)$$

Où

T_{AM} : La température ambiante moyenne journalière en kelvin

T_{aMAX} : La température ambiante maximum journalière en kelvin

T_{aMIN} : La température ambiante minimum journalière en kelvin

Application numérique :

$$T_{AM} = \frac{37+3}{2} + 273 \longrightarrow T_{AM} = 293 \text{ K}$$

j) La température de la masse du liquide T_{LM}

Elle est calculée par la formule suivante :

$$T_{LM} = T_{AM} + 3.33 \times \alpha - 0.55 \dots\dots\dots(V.21)$$

Application numérique :

$$T_{LM} = 293 + 3,33 \times 0,68 - 0,55 \longrightarrow T_{LM} = 294,694 \text{ K}$$

La température journalière moyenne à la surface du liquide T_S :

$$T_S = 0,44 \times 293 + 0,56 \times 294,694 + 0,00387 \times 0,68 \times 1300 \longrightarrow T_S = 297,37 \text{ K}$$

Les résultats du calcul de la masse molaire de la vapeur sont donnés dans le tableau suivant :

Composants	Formule	P_i (KPa)	Y_i	M_i (g/mole)	M_{vi} (g/mole)
Méthane	CH ₄	29.97	0.85045403	16	13.6072645
Ethane	C ₂ H ₆	3.85	0.10925085	30	3.27752554
Propane	C ₃ H ₈	0.862	0.02446084	44	1.07627696
i-butane	i-C ₄ H ₁₀	0.222	0.00629966	58	0.36538025
n-butane	n-C ₄ H ₁₀	0.212	0.00601589	58	0.34892168
i-pentane	i-C ₅ H ₁₂	0.0567	0.00160897	72	0.11584563
n-pentane	n-C ₅ H ₁₂	0.0514	0.00145857	72	0.10501703
Hexane	C ₆ H ₁₄	0.0159	0.00045119	86	0.0388025
	$\Sigma P_i =$	35.24	1	$M_V =$	18.9350341

Tableau V 1: Résultat de la masse molaire vapeur

La masse molaire de la vapeur tirée de tableau ci dessus :

$$M_V = 18,9350341 \text{ g/mole}$$

✓ la densité de la vapeur de solvant de l'air du volume libre :

$$D_V = \frac{18,93503 \times 72373,1}{8,314 \times 297,37} \longrightarrow D_V = 554,288 \text{ g/m}^3$$

h) Détermination de coefficient d'expansion de la phase vapeur K_E

$$K_E = \frac{\Delta T_v}{T_S} + \frac{\Delta P_v - \Delta P_S}{P_a - P_{va}} \dots\dots\dots (V.22)$$

- K_E : Le coefficient d'expansion de la phase vapeur.
- T_S : La température journalière moyenne à la surface du liquide en (k).
- P_a : La pression atmosphérique en (pa).
- P_{va} : La pression de vapeur saturante à la surface du liquide à la température journalière moyenne en (pa).

h.1) Détermination de l'aptitude journalière de la vapeur (ΔT_V)

$$\Delta T_V = 0.72 \times \Delta T_A + 0.0137 \times \alpha \times I \dots\dots\dots (V.23)$$

ΔT_V : Amplitude thermique journalière de la vapeur en (k).

ΔT_A : amplitude thermique journalière ambiante en kelvin

α : L'absorbance solaire du revêtement du réservoir.

I : facteur d'insolation journalière en joules/cm². jour

h.2) L'amplitude thermique journalière ambiante ΔT_A

$$\Delta T_A = T_{Amax} - T_{Amin} \dots\dots\dots(V.24)$$

Avec :

T_{Amax} : La température ambiante maximale journalière en kelvin.

T_{Amin} : La température ambiante minimale journalière en kelvin.

Application numérique

$$\Delta T_A = 37 - 3 + 273 \longrightarrow \Delta T_A = 307 \text{ K}$$

h.3) L'amplitude journalière de la pression ΔP_v

$$\Delta P_v = P_{vmax} - P_{vmin} \dots\dots\dots(V.25)$$

Où

ΔP_v : Amplitude journalière de la pression en pascal

P_{vmax} : La pression de vapeur saturante à la température maximale de la surface du liquide en (pa) .

P_{vmin} : La pression de vapeur saturante à la température minimale de la surface du liquide en (pa)

NB : P_{vmax} et P_{vmin} sont déterminées en utilisant la formule d'Antoine

Application numérique

$$\Delta P_v = 35240 - 34950 \longrightarrow \Delta P_v = 290 \text{ Pa.}$$

ΔP_s est calculée par la formule ci dessous :

$$\Delta P_s = P_{Smax} - P_{Smin} \dots\dots\dots(V.26)$$

Avec :

ΔP_S : L'amplitude de tarage de la soupape de mise à l'atmosphère en Pascal.

P_{Smax} : La pression de tarage de la soupape d'émission en (pa).

P_{Smin} : La pression de tarage de la soupape d'admission en (pa).

Application numérique

$$\Delta P_S = 102500 - 99500 \longrightarrow \Delta P_S = 3000 \text{ Pa}$$

Le coefficient d'expansion de la phase vapeur K_E :

$$K_E = \frac{230,65}{297,37} + \frac{290 - 3000}{101325 - 72373,1} \longrightarrow K_E = 0,682$$

i) Détermination du facteur de saturation de la phase vapeur K_s

Il est donné par la formule suivante :

$$K_s = \frac{1}{1 + 0,0252 * P_v * h_v} \dots\dots\dots (V.27)$$

Où

K_s : Le facteur de saturation de la phase vapeur.

P_v : La pression de vapeur saturante à la surface du liquide à la température journalière moyenne en en (kpa)

h_v : La hauteur équivalente de la phase vapeur en (m).

$$K_s = \frac{1}{1 + 0,0252 * 72,3731 * 3,15} \longrightarrow K_s = 0,1482$$

Calcul des émissions annuelles par respiration

$$E_R = 365 * 512.749 * 0.554288 * 0.682 * 0.32285$$

$$E_R = 10484.935 \text{ Kg/an} \longrightarrow E_R = 10.484 \text{ tonnes/an}$$

V-4-1-2- Evaluation des émissions annuelles générées par le mouvement du produit:

Les émissions annuelles générées par mouvement de produit sont calculées par la formule suivante :

$$E_M = \frac{M_v * P_v * Q}{8.31 * T_{AM}} * K_N * K_P \dots\dots\dots(V.28)$$

Où

E_M : Les pertes annuelles du produit par mouvement en (Kg /an).

T_{AM} : température moyenne annuelle en (K).

M_v : masse molaire moyenne de la vapeur en (Kg/mole).

P_v : pression de vapeur saturante à la température moyenne journalière de la surface du liquide exprimée en (pa).

Q : volume de produit transféré annuellement en (m^3).

K_N : Le facteur de saturation, il dépend de nombre de rotation annuel (N).

$K_N = 1$ pour un nombre de rotation annuel inférieur ou égal à 36

$K_N = (180+N)/6.N$ pour un nombre de rotation annuel supérieur à 36

N est le nombre de rotations annuelles

K_P : facteur lié au produit stocké, tel que :

$K_P = 0,75$ pour le pétrole brut

$K_P = 1$ pour les autres liquides inflammables

Application numérique

$$E_M = \frac{0,018935 * 72373,1 * 75830}{8,31 * 293} * 1 * 0,75$$

$$E_M = 32009.298 \text{ kg/an} \longrightarrow E_M = 32,009 \text{ tonnes/an}$$

Calcul des émissions totales de produit

$$E_t = 10,484 + 32,009 \longrightarrow E_t = 42,493 \text{ tonnes/an}$$

V-4-2- Réservoir à toit flottant

❖ Domaine d’application de la méthode

La méthode présentée dans cette annexe a vocation à être appliquée pour les réservoirs à toit flottant :

- contenant des liquides non bouillants et de pression de vapeur saturante comprise entre 0,7 et 101,3 kpa (ou inférieure à la pression atmosphérique sur le site).
- pour une vitesse moyenne de vent inférieure ou égale à 6,7 m/s, dans le cas des réservoirs à toit flottant externe (la vitesse du vent n’influe pas sur les autres types de réservoirs à toit flottant).

Elle ne s’applique pas dans les cas où :

- les liquides sont bouillants ou instables.
- pour les produits pétroliers dont la pression de vapeur saturante n’est pas connue.

- les réservoirs disposent de joints détériorés ou devenus significativement perméables au liquide stocké.
- les réservoirs à toit flottant interne ne respirent pas librement à l’atmosphère (munis de Soupapes, inertes ou autres configurations équivalentes).

V-4-2-1- Evaluation des émissions totales par an

Les émissions totales annuelles d’un réservoir à toit flottant sont calculées par la formule suivante :

$$E_t = E_p + E_M \dots\dots\dots(V.29)$$

Où

E_t : émissions totales en tonnes par an.

E_p : émissions de produit stocké par perméabilité en tonnes par an.

E_M : émissions générées par les mouvements de produit en tonnes par an.

V-4-2-2- Emissions par perméabilité

Les émissions par perméabilité de produit stocké sont évaluées par la formule suivante :

$$E_p = (F_R + F_F + F_D) * P^* * M_v * K_c \dots\dots\dots(V.30)$$

Où

E_p : Les émissions annuelles par perméabilité en (Kg/an).

F_R : Le facteur de perte au joint périphérique en (Kg.mole/an) .

F_F : Le facteur total de perte aux joints des accessoires en (Kg.mole/an).

F_D : Le facteur total de perte par perméabilité de l’écran (uniquement pour les toits flottants internes équipés d’écrans boulonnés) en (Kg.mole/an).

P^* : La fonction de pression de vapeur saturante.

M_v : La masse molaire moyenne de la vapeur en (g/mole).

K_c : facteur lié au produit stocké, tel que :

$K_c = 0,4$ pour le pétrole brut.

$K_c = 1$ pour les autres liquides inflammables.

a) Détermination du facteur de perte au joint périphérique F_R

Le facteur de perte de joint périphérique est calculé par la formule suivante :

$$F_R = (K_{RA} + K_{RB} * V^N) * D \dots\dots\dots(V.31)$$

Avec :

F_R : facteur de perte au joint périphérique en (Kg.mole/an).

K_{RA} : coefficient de perte au joint périphérique à vitesse de vent nulle en (Kg.mole/m.an) :

(Annexe : Tableau n°4).

K_{RB} : coefficient de perte au joint périphérique en kg.mole/(m/s)ⁿ.m.an

(Annexe : Tableau n°4).

V : vitesse moyenne du vent au niveau du site en (m/s).

N : exposant de la vitesse du vent lié au type de joint périphérique **(Annexe : Tableau n°4).**

D : diamètre du réservoir en (m).

Application numérique :

Pour les réservoirs du parc de stockage nord :

$$F_R = (2,38 + 1,61 * 3,05^{1,6}) * 56 \longrightarrow F_R = 456,78 \text{ kg.mole/an}$$

Pour les réservoirs du parc de stockage sud :

$$F_R = (2,38 + 1,61 * 3,05^{1,6}) * 66,75 \longrightarrow F_R = 578,85 \text{ kg.mole/an}$$

b) Détermination du facteur de perte aux joints des accessoires F_F

Le facteur des pertes aux joints des accessoires est calculé par la formule suivante :

$$F_F = \sum_{i=1}^n (N_{Fi} * K_{Fi}) \dots\dots\dots(V.32)$$

F_F : facteur total de perte aux joints des accessoires en (Kg.mole/an).

N_{Fi} : Le nombre d'accessoires d'un type donné (i = 0, 1, 2, ..., n).

K_{Fi} : Le coefficient de perte aux accessoires pour un type d'accessoire donné en (Kg.mol/an).

n : Le nombre total des différents types d'accessoires.

Pour un type donné d'accessoire, K_{Fi} est déterminé au moyen de l'équation suivante :

$$K_{Fi} = K_{FAi} + K_{FBi} * (K_V * V)^m \dots\dots\dots(V.33)$$

K_{FAi} : coefficient de perte aux accessoires pour un type d'accessoire donné à vitesse de vent nulle en (Kg.mole/an). (Annexe : Tableau n°6).

K_{FBi} : coefficient de perte aux accessoires pour un type d'accessoires donné dépendant de la vitesse de vent en kg-mole/(m/s)^m . an (Annexe : tableau n°6)

K_V : facteur correctif de la vitesse du vent.

V : La vitesse moyenne du vent au niveau du site en (m/s).

m : exposant de la vitesse du vent lié à un type d'accessoire donné (Annexe tableau n°6)

NB1 : pour les réservoirs à toit flottant externe, K_V est égal à 0,7.

NB2 : lorsque le nombre d'accessoires n'est pas connu, un nombre est proposé pour chaque type d'accessoires dans le tableau ci-dessous.

Le tableau suivant présente les coefficients K_{FA} , K_{FB} et l'exposant m pour les réservoirs à toit flottant :

Accessoires	N	K_{FA} (kg.mol/an)	K_{FB} (kg.mol/an)	m
Casse vide	2	2.8	1.16	0.94
Drain de secours	2	0.82	0.15	1.1
Barre de guidage	1	6.4	3.1	0.78
Jambes du ponton	28	0.59	0.06	0.56
Jambes central	56	0.24	0.06	0.13

Tableau V 2: coefficients K_{FA} ; K_{FB} et l'exposant m pour les réservoirs à toit flottant

K_{Fi} : coefficient de perte aux accessoires pour un type d'accessoire :

$$K_{F1}=2,8+1,16*(0,7*3,05)^{0.94} \longrightarrow K_{F1}=5,170 \text{ kg.mole/an}$$

$$K_{F2}=0,82+0,15*(0,7*3,05)^{1.1} \longrightarrow K_{F2}=1,166 \text{ kg.mole/an}$$

$$K_{F3}=6,4+3,1*(0,7*3,05)^{0.78} \longrightarrow K_{F3}=12,009 \text{ kg.mole/an}$$

$$K_{F4}=0,59+0,06*(0,7*3,05)^{0.56} \longrightarrow K_{F4}=0,681 \text{ kg.mole/an}$$

$$K_{F5}=0,24+0,06*(0,7*3,05)^{0.13} \longrightarrow K_{F5}=0,306 \text{ kg.mole/an}$$

Calcul du Facteur total de pertes aux joints des accessoires F_F

$$F_F=(2*5,170)+(2*1,166)+(1*12,009)+(28*0,681)+(56*0,306)$$

On trouve : $F_F=60,923 \text{ kg .mole/an}$

c) Détermination de la fonction de vapeur saturante P^*

La fonction de vapeur saturante est calculée par la formule suivante :

$$P^* = \frac{\left(\frac{p_{vA}}{P_A}\right)}{\left\{1 + \left[1 - \left(\frac{p_{vA}}{P_A}\right)\right]^{0.5}\right\}^2} \dots\dots\dots (V.34)$$

P^* : La fonction de pression de vapeur saturante .

P_{VA} : La pression de vapeur saturante à la température moyenne journalière de la surface du liquide en (Kpa).

p_A : La pression atmosphérique moyenne sur le site en (Kpa).

NB :La pression de vapeur saturante à la température moyenne journalière de la surface du liquide P_{VA} est déterminée de la même manière que pour les réservoirs à toit fixe.

$$(P_{VA} = \sum p_i)$$

Application numérique

$$P^* = \frac{\left(\frac{72373,1}{101325}\right)}{\left\{1 + \left[1 - \left(\frac{72373,1}{101325}\right)\right]^{0.5}\right\}^2} \longrightarrow P^* = 0,3033$$

Calcul des émissions par perméabilité

1) Pour les réservoirs de stockage de parc nord :

$$E_p = (456,78 + 60,923 + 0) * 0,3033 * 18,93 * 0,4$$

$$E_p = 1189,26 \text{ Kg/an} \longrightarrow E_p = 1,189261 \text{ tonnes/an}$$

2) Pour les réservoirs de stockage de parc sud :

$$E_p = (578,85 + 60,923 + 0) * 0,3033 * 18,935 * 0,4$$

$$E_p = 1469,68 \text{ Kg/an} \longrightarrow E_p = 1,46968 \text{ tonnes/an}$$

V-4-2-3- Détermination des pertes par mouvement de liquide

Les émissions par mouvement sont évaluées par la formule suivante :

$$E_M = \frac{4 * Q * C * \rho}{D} * \left(1 + \frac{Nc * Fc}{D}\right) \dots\dots\dots(V.35)$$

Avec:

- E_M : Les émissions de liquide par mouvement en (Kg/an).
- Q : Le volume de produit transféré annuellement en (m^3).
- C : Le coefficient de mouillabilité en (m^3/m^2), (Annexe : Tableau n°7)
- ρ : La densité moyenne du liquide en (Kg/m^3).
- D : Le diamètre du réservoir en (m).

N_c : nombre de colonnes de toit présentes dans le réservoir.

F_c : diamètre des colonnes de toit en (m).

NB : si on ne tient pas compte du terme $\frac{Nc*Fc}{D}$ qui est négligeable devant le nombre 1, alors la formule devient :

$$E_M = \frac{4*Q*C*\rho}{D} \dots\dots\dots(V.36)$$

Application numérique

1) Pour les réservoirs de stockage du parc nord :

$$E_M = \frac{4*852500*5.13*10^{-5}*802}{56}$$

$E_M=2505, 3\text{kg/an}$ \longrightarrow $E_M=2, 5053 \text{ tonnes/an}$

2) Pour les réservoirs de stockage du parc sud :

$$E_M = \frac{4*16000*5.13*10^{-5}*802}{66,75}$$

$E_M=39,447\text{kg/a}$ \longrightarrow $E_M=0,039\text{tonne/an}$

V-5- Les pertes totales par évaporation dans le terminal de Bejaia

Les pertes totales du pétrole brut dans le parc de stockage de Béjaia sont évaluées comme suit :

$$E_{\text{total terminal}} = E_{\text{toit fixe}} * n + E_{\text{toit flottant nord}} * m + E_{\text{toit flottant sud}} * P \dots\dots\dots(V.37)$$

Avec :

$E_{\text{toit fixe}}$: les pertes annuelles du réservoir à toit fixe.

n : nombre de réservoir à toit fixe $n=1$.

$E_{\text{toit flottant nord}}$: pertes annuelle du toit flottant nord.

m : nombre de réservoirs à toit flottant dans le parc nord $m=12$.

$E_{\text{toit flottant sud}}$: pertes annuelles du réservoir à toit flottant sud

P : nombre de réservoirs à toit flottant dans le parc sud $P=4$

Application numérique

Les pertes totales par la méthode AM86 sont :

$$E_{\text{totale}} = 48,66 + 12 * 4,95265 + 4 * 2,9511 \longrightarrow E_{\text{totale}} = 119,8962 \text{ tonnes/an.}$$

Les pertes totales par la méthode AP42 sont :

$$E_{\text{totale}} = 42,493 + 12 * 3,6943 + 4 * 1,508 \longrightarrow E_{\text{totale}} = 92,8566 \text{ tonnes/an.}$$

V-6- L'influence des différents paramètres sur les pertes de pétrole par évaporation

V-6-1- Influence de la vitesse du vent sur les pertes dans le bac à toit flottant :

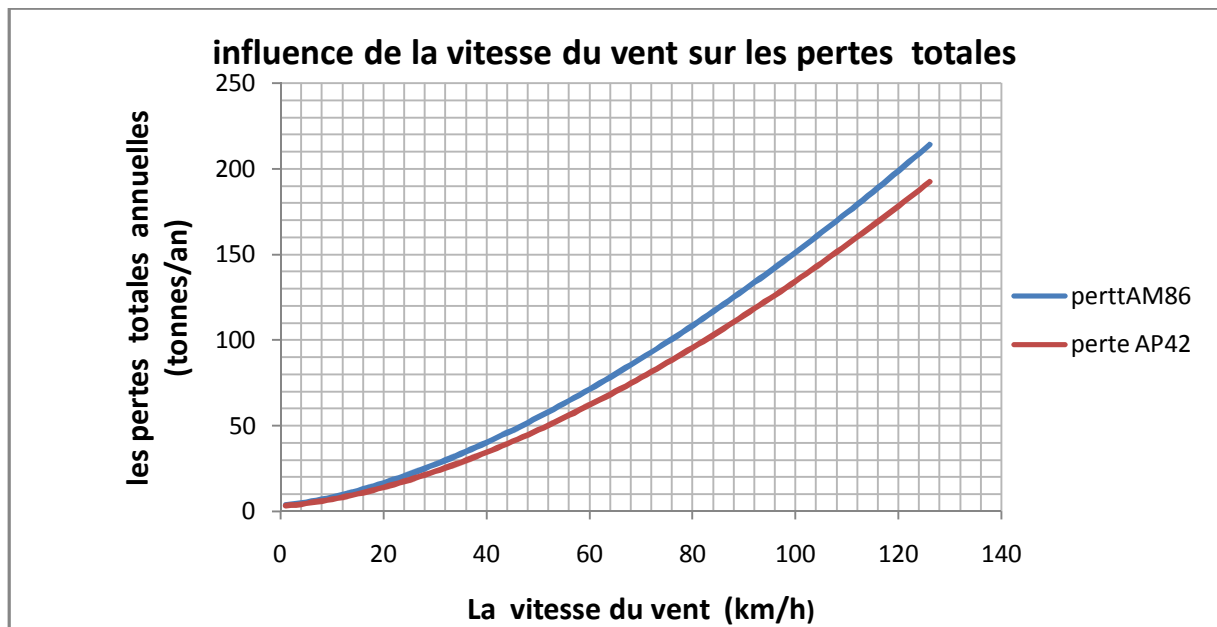


Figure V 1: Pertes totales en fonction de la vitesse du vent

Interprétation :

D'après le graphe obtenu on constate que :

- ✓ plus la vitesse du vent augmente plus les pertes totales augmentent dans les bacs à toit flottant.
- ✓ les pertes évaluées en utilisant la norme AM86 sont plus importantes que celles évaluées par la norme AP42 et cela revient aux différents coefficients qui tiennent compte des différents joints d'étanchéité et d'accessoires du toit dans la norme AP42 ce qui réduit significativement ces pertes, par contre la norme AM86 ne prend en considération que les caractéristiques des réservoirs et les quantités transférées annuellement.

V-6-2- Influence des joints sur le phénomène d'évaporation dans le bac à toit flottant

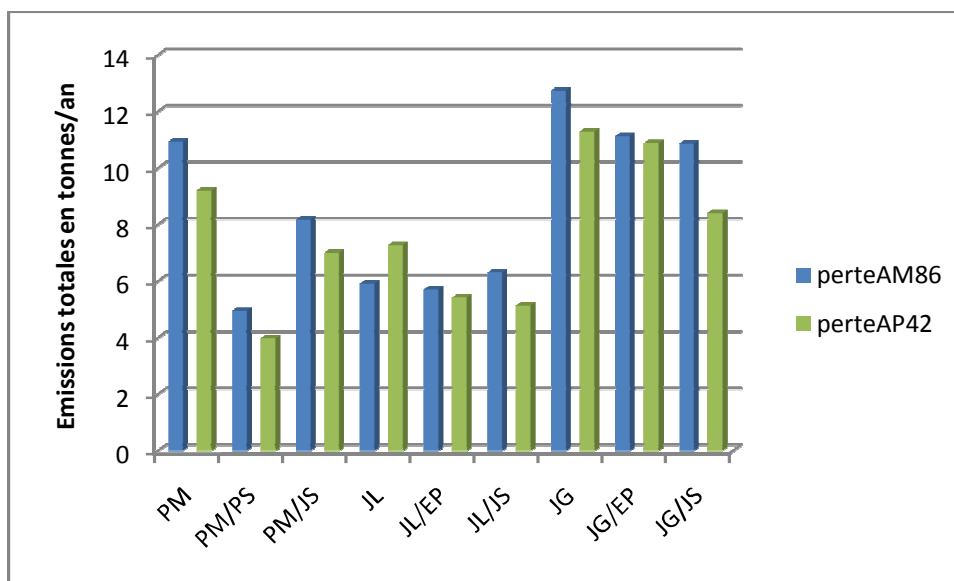


Figure V 2 : Pertes totales en fonction des types de joints

Interprétation :

Ces histogrammes nous montrent que les pertes par la norme AM86 sont plus importantes que les pertes estimées par la norme AP42 et cela revient à la prise en considération des caractéristiques des réservoirs et des caractéristiques des joints d'étanchéités dans la norme AP42 comparant à la norme AM86 qui ne tient compte que des caractéristiques du réservoir.

Les histogrammes nous montrent aussi l'importance des joints dans l'évaporation dans les bacs à toits flottants donc il suffit de choisir le type de joints tout en garantissant :

- ✓ L'étanchéité parfaite
- ✓ La durée de vie importante du joint afin de minimiser les coûts de renouvellement.

V-6-3- Comparaison de la quantité perdue annuellement entre un bac à toit fixe et un bac à toit flottant

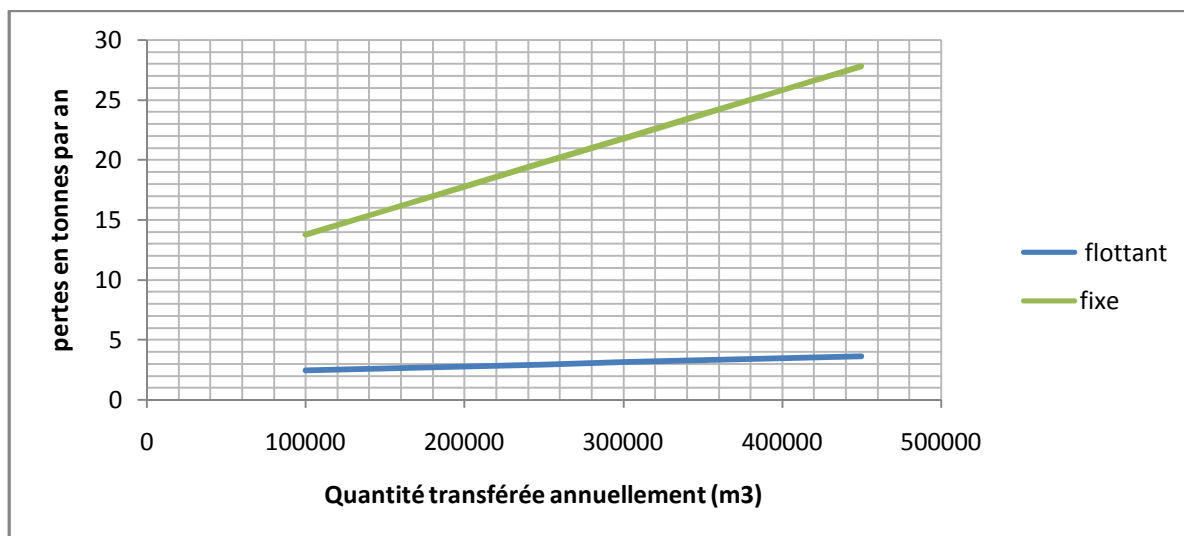


Figure V 3: Pertes par évaporation en fonction de la quantité transférée annuellement

Interprétation

D'après les graphes obtenus on constate que les émissions totales annuelles sont proportionnelles aux quantités transférées annuellement c'est-à-dire plus la quantité transférée est élevée plus les émissions sont importantes, en plus ces émissions sont beaucoup plus importantes dans les réservoirs à toit fixe que dans les réservoirs à toit flottant à cause de l'élimination de la phase gazeuse dans le cas du toit flottant par la pose du toit directement sur la surface du liquide stocké.

V-6-4- L'influence du diamètre sur les pertes totales

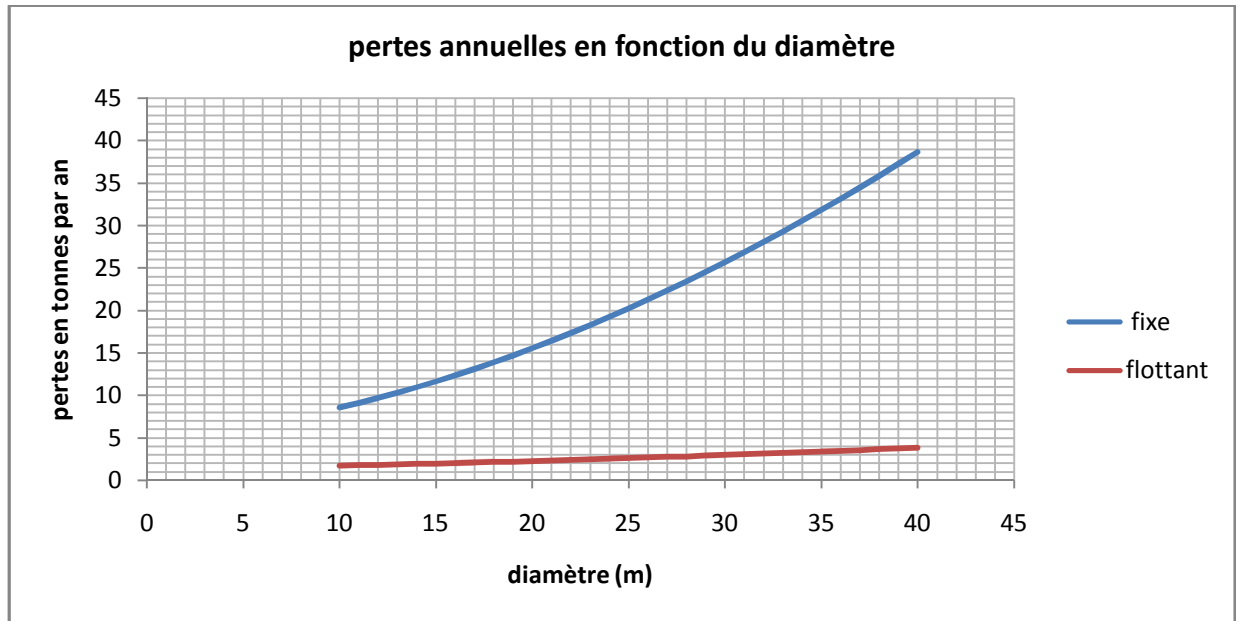


Figure V 4: pertes par évaporation en fonction du diamètre de réservoir

Interprétation :

D'après ces graphes on constate que plus le diamètre de réservoir augmente plus les pertes deviennent importantes et elles sont beaucoup plus importantes dans les réservoirs à toits fixe que dans les réservoirs à toits flottants et cela revient au volume de la phase gazeuse important dans les réservoirs à toit fixe qui est évacué à l'atmosphère à chaque opération de remplissage.

V-6-5- l'influence de la hauteur du liquide sur l'évaporation au bac à toit fixe

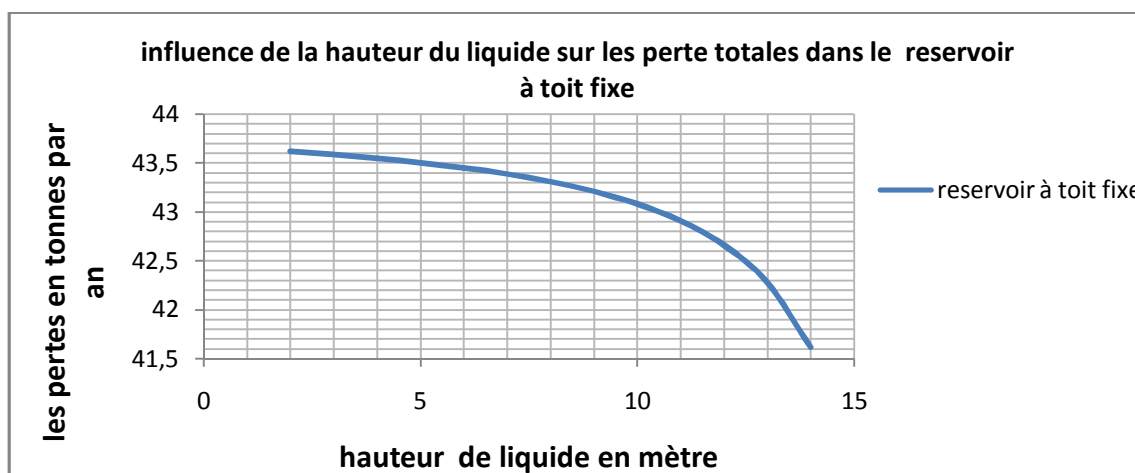


Figure V 5: pertes par évaporation en fonction de la hauteur du liquide

Interprétation

D'après le graphe on constate que dans les réservoirs à toit fixe plus la hauteur du liquide est importante plus les pertes totales diminuent et cela revient au volume de la phase gazeuse qui est minimal ce qui amène à la saturation du volume gazeux, par contre dans les réservoirs à toit flottant la hauteur du liquide n'a aucune influence sur ces émissions.

Conclusion

D'après les résultats obtenus en utilisant les normes AM86 et AP42, les pertes des produits pétroliers répondent aux normes de sécurité imposées ce qui garantit une atmosphère non polluée et minimise le risque déclenchement d'un incendie aux alentours des réservoirs.

La norme AP42 tient en compte des joints d'étanchéités et des différents accessoires des toits flottants au contraire de la norme AM86 qui ne tient compte que des caractéristiques des réservoirs et des quantités transférées annuellement ce qui justifie l'écart entre les résultats obtenus par les deux normes.

En faisant un bilan annuel entre les quantités de pétrole brut reçues de HEH et les quantités expédiées vers les pétroliers on trouve toujours un écart, les quantités de pétrole brut vaporisé qui sont évaluées par les deux normes justifient cet écart.

VI-1- Introduction

L'étude vise à prévoir la réduction de la masse du liquide à l'intérieur de réservoir pendant la fuite, le débit massique de la fuite dépend de la pression hydrostatique à l'intérieur de réservoir qui dépend alternativement de la différence entre le niveau de liquide et le niveau de la fuite.

Pendant la fuite la masse de liquide à l'intérieur de réservoir diminue sans interruption par conséquent la pression diminuera également.

Le calcul du débit massique perdu se fait par un procédé numérique itératif dont la masse du liquide fuit est déterminée au fur et à mesure de l'avancement de temps. Durant ce calcul, les conditions à l'intérieur de réservoir sont considérées comme étant stables.

❖ **Les données nécessaires au calcul**

- Le diamètre de trou.
- Le volume du réservoir noté $V_a(m^3)$.
- La pression initiale du liquide a l'intérieur de réservoir. p_0 exprimée en pascals.
- La température initiale du réservoir T_0 (k).
- La masse initiale du liquide à l'intérieur de réservoir $M_0(Kg)$
- A_r : L'aire de la base du réservoir en (m^2) .

VI-2 Rappels théoriques

VI-2-1- La masse initiale du liquide à l'intérieur de réservoir

Elle est calculée par la formule suivante :

$M_0 = \phi * V_r * \rho$VI 1

où

ϕ : Le facteur de remplissage du réservoir :

- ✓ $\phi = 0$ pour un réservoir vide.
- ✓ $\phi = 1$ pour un réservoir plein.

V_r : Le volume du réservoir exprimé en (m^3) .

ρ : la masse volumique du liquide stocké en (Kg/m^3) .

VI-2-2- Le volume initial du liquide stocké

Il est calculé En utilisant la formule suivante:

$V_0 = M_0 / \rho$VI 2

VI-2-3- Le niveau initial du liquide à l'intérieur du réservoir $h_0(m)$

Le niveau initial du liquide est calculé par la formule suivante :

$$h_0 (m) = \phi h_d * \rho \dots \dots \dots VI 3$$

VI-2-4- Le pas de temps δt

La durée des intervalles de temps est arbitraire, elle dépend de leurs nombre de sorte la somme de tous les intervalles égal au temps totale de la fuite.

L'observation empirique [T N O 2005] a prouvée qu'habituellement 50 étapes de temps sont suffisantes pour un tel processus de calcul.

VI-2-5- Le débit massique de liquide fuit

Le débit massique de liquide fuit est calculé par la formule suivante :

$$\dot{m} = C_d A_h \sqrt{2\rho(p - p_a)} * \rho \dots \dots \dots VI 4$$

Où

C_d : Le coefficient de décharge.

A_h : La section de trou en m^2 .

P : La pression totale dans le trou en pascal.

P_a : La pression ambiante en pascal.

ρ : La densité de liquide en Kg/m^3 .

La pression totale dans le trou dépend de :

- ✓ La pression hydrostatique P_h : elle est due au poids de liquide et dépend de la différence entre le niveau de liquide et le niveau de la fuite.
- ✓ La pression exercée sur la surface du liquide : dans notre cas elle représente le poids du toit flottant.

VI-2-6- La pression totale dans le trou

$$P = P_h + P_T = \rho g h + P_T \dots \dots \dots VI 5$$

Où :

P_h : La pression hydraulique due au poids de liquide exprimé en pascals.

P_T : La pression imposé par le poids de toits sur le liquide en pascals.

g : l'accélération de gravité ($g=9.81m/s^2$).

- ✓ Le coefficient de décharge C_d dépend essentiellement de type de trou et de la vitesse moyenne de liquide Fui.
- ✓ les valeurs moyennes de coefficient de décharge données par [Beek et Muzall 1975] sont :
 - Trou avec des bords pointus ou trou irrégulier : 0,62
 - Trou avec les bords droits : 0,86
 - Trou avec les bords arrondis : 0,96
 - Rupture de pipe : 1.

VI-2-7- La réduction de la masse de liquide dans le réservoir $\delta M(Kg)$

Elle est exprimée en (Kg) et calculée par la formule suivante :

$$\delta M = \dot{m} * \delta t * \rho \dots \dots \dots VI 6$$

Où

\dot{m} : Le débit massique de liquide fuit en (Kg/s).

δt : Le pas de temps en secondes.

VI-3.8. La réduction de volume du liquide dans le réservoir

Elle est donnée par l'expression suivante:

$$\delta V = \delta M / \rho \dots \dots \dots VI 7$$

Où

δM : La réduction de masse de liquide en (Kg).

Application numérique

On calcul le débit massique d'une fuite du pétrole brut due à un trou dans la paroi du réservoir (trop près de fond).

Les données nécessaires sont :

- Type de réservoir : réservoir a toit flottant.
- La température initiale du réservoir : $T_0=298$ k
- Le volume de réservoir : $V_0= 35000m^3$.
- La hauteur de réservoir : $h_v=14.5$ m.
- Le facteur de remplissage $\phi=0,929 m^3/m^3$.
- Le diamètre de trou : $d_h =0,5$ m.
- Le coefficient de décharge : $C_d= 0,62$.
- La densité de pétrole : $\rho =802$ Kg/ m^3

Les étapes de calcul :

1) Calcul de la masse initiale du liquide à l'intérieur de réservoir

$$M_0 = \phi * V_r * \rho = 0,929 * 35000 * 802 \longrightarrow M_0 = 26077030 \text{ kg.}$$

2) Calcul du niveau initial du liquide dans le réservoir

$$h_0 = \phi * h_v = 0,929 * 14,5 \longrightarrow h_0 = 13,4705 \text{ m.}$$

3) Le débit massique du liquide fuit

$$\dot{m}_0 = C_d A_h \sqrt{2\rho(p - p_a)}$$

Tel que : $C_d=0.62$

$$A_h = (\pi/4) * (0,45)^2 = 0,1589 \text{ m}^2$$

$$P = p_h + P_t = \rho g h + P_t = 802 * 9,81 * 13,4705 + 101449$$

$$P = 207429.775 \text{ pa}$$

$$\dot{m}_0 = C_d A_h \sqrt{2\rho(p - p_a)} = 0.62 * 0.1589 * \sqrt{2(802,5)(106148,173 - 101325)}$$

$$\dot{m}_0 = 1357,557 \text{ kg/s.}$$

4) Après un calcul d'optimisation sur le choix d'intervalle de temps, on 'à recours a :

$$\delta t = 695 \text{ s} = 11,58 \text{ minutes.}$$

5) Le calcul de réduction de la masse du liquide a $t_1=695 \text{ s}$:

$$\delta M = \dot{m}_0 \delta t = 1357,557 * 695 = 943502,115 \text{ Kg.}$$

6) Le calcul de nouveau niveau de liquide dans le réservoir :

$$h' = \frac{h(M - \delta M)}{M} = \frac{13,4705(26077030 - 943502,115)}{26077030} = 13 \text{ m.}$$

Le changement de hauteur de liquide a chaque étape de temps provoque un changement de la pression hydrostatique donc de la masse de liquide fuit.

NB : On continue le calcul de la masse de liquide fuit jusqu'a ce qu'il ne reste plus de liquide dans le réservoir.

Les résultats de calcul sont donnés dans le tableau suivant :

t(s)	v(m3)	φ	h(m)	p(pa)	\dot{m} (Kg/s)	δ M(Kg)	M(Kg)	Mfuite(Kg)
0	32515	0,929	13,5	207429,78	1357,56	0	26077030	0
695	31338,56	0,895	13	203595,25	1285,24	943502,1	25133527,9	943502,115
1390	30224,79	0,864	12,5	199964,98	1261,81	893243,9	24240284	1836745,97
2085	29131,33	0,832	12,1	196400,91	1239,21	876954,8	23363329,2	2713700,81
2780	28057,46	0,802	11,6	192900,67	1216,61	861249,6	22502079,5	3574950,45
3475	27003,16	0,772	11,2	189464,24	1194,01	845547,1	21656532,4	4420497,57
4170	25968,45	0,742	10,8	186091,67	1171,39	829836,7	20826695,8	5250334,23
4865	24953,34	0,713	10,3	182782,98	1148,76	814117,8	20012578	6064451,98
5560	23957,84	0,685	9,93	179538,2	1126,12	798390,1	19214187,9	6862842,05
6255	22981,96	0,657	9,52	176357,39	1103,46	782653,2	18431534,7	7645495,28
6950	22025,72	0,629	9,12	173240,57	1080,79	766906,8	17664627,9	8412402,13
7645	21089,12	0,603	8,74	170187,79	1058,11	751150,5	16913477,4	9163552,63
8340	20172,19	0,576	8,36	167199,08	1035,4	735383,8	16178093,6	9898936,4

9035	19274,92	0,551	7,99	164274,5	1012,69	719606,2	15458487,4	10618542,6
9730	18397,34	0,526	7,62	161414,09	989,951	703817,2	14754670,3	11322359,7
10425	17539,47	0,501	7,27	158617,89	967,198	688016,3	14066654	12010376
11120	16701,31	0,477	6,92	155885,96	944,426	672202,9	13394451,1	12682578,9
11815	15882,89	0,454	6,58	153218,36	921,635	656376,4	12738074,7	13338955,3
12510	15084,21	0,431	6,25	150615,13	898,822	640536,1	12097538,6	13979491,4
13205	14305,31	0,409	5,93	148076,33	875,987	624681,2	11472857,4	14604172,6
13900	13546,19	0,387	5,61	145602,04	853,129	608811,1	10864046,3	15212983,7
14595	12806,88	0,366	5,31	143192,31	830,246	592924,7	10271121,6	15805908,4
15290	12087,41	0,345	5,01	140847,21	807,338	577021,3	9694100,32	16382929,7
15985	11387,78	0,325	4,72	138566,82	784,401	561099,8	9133000,56	16944029,4
16680	10708,03	0,306	4,44	136351,21	761,436	545159	8587841,57	17489188,4
17375	10048,18	0,287	4,16	134200,48	738,439	529197,8	8058643,79	18018386,2
18070	9408,266	0,269	3,9	132114,7	715,408	513214,8	7545428,98	18531601
18765	8788,305	0,251	3,64	130093,97	692,342	497208,6	7048220,4	19028809,6
19460	8188,333	0,234	3,39	128138,4	669,237	481177,5	6567042,9	19509987,1
20155	7608,383	0,217	3,15	126248,09	646,091	465119,7	6101923,16	19975106,8
20850	7048,491	0,201	2,92	124423,15	622,901	449033,3	5652889,89	20424140,1
21545	6508,696	0,186	2,7	122663,72	599,662	432915,9	5219974,04	20857056
22240	5989,039	0,171	2,48	120969,93	576,371	416765	4803209,08	21273820,9
22935	5489,565	0,157	2,27	119341,92	553,023	400577,7	4402631,39	21674398,6
23630	5010,325	0,143	2,08	117779,87	529,612	384350,8	4018280,59	22058749,4
24325	4551,372	0,13	1,89	116283,93	506,133	368080,6	3650200,03	22426830
25020	4112,765	0,118	1,7	114854,32	482,579	351762,7	3298437,35	22778592,6
25715	3694,57	0,106	1,53	113491,24	458,94	335392,2	2963045,2	23113984,8
26410	3296,86	0,094	1,37	112194,93	435,207	318963,2	2644082,01	23432948
27105	2919,717	0,083	1,21	110965,65	411,369	302468,9	2341613,09	23735416,9
27800	2273,20093	0,073	1,06	109803,71	387,41	285901,1	2055711,95	24021318

28495	1957,86607	0,064	0,92	108709,44	363,314	269250	1786461,94	24290568,1
29190	1663,54625	0,055	0,79	107683,23	339,06	252503,5	1533958,45	24543071,6
29885	1390,4019	0,046	0,67	106725,52	314,62	235646,6	1298311,81	24778718,2
30580	1138,62359	0,038	0,56	105836,86	289,958	218660,6	1079651,19	24997378,8
31275	908,441655	0,031	0,45	105017,85	265,03	201521,1	878130,082	25198899,9
31970	700,140622	0,025	0,36	104269,25	239,772	184196	693934,07	25383095,9
32665	514,081818	0,019	0,27	103591,99	214,094	166641,5	527292,566	25549737,4
33360	350,74094	0,013	0,2	102987,27	187,864	148795,5	378497,097	25698532,9
34055	210,77601	0,009	0,13	102456,63	160,867	130565,2	247931,849	25829098,2
34750	95,1653584	0,005	0,07	102002,25	132,73	111802,8	136129	25940901
35445	5,54258938	0,002	0,02	101627,34	102,681	92247,56	43881,4403	26033148,6

Tableau VI 1: Les résultats de calcul de la fuite dans un réservoir

IV-3- Evolution des différents paramètres de la fuite en fonction du temps

a) Evolution du volume du liquide dans le réservoir

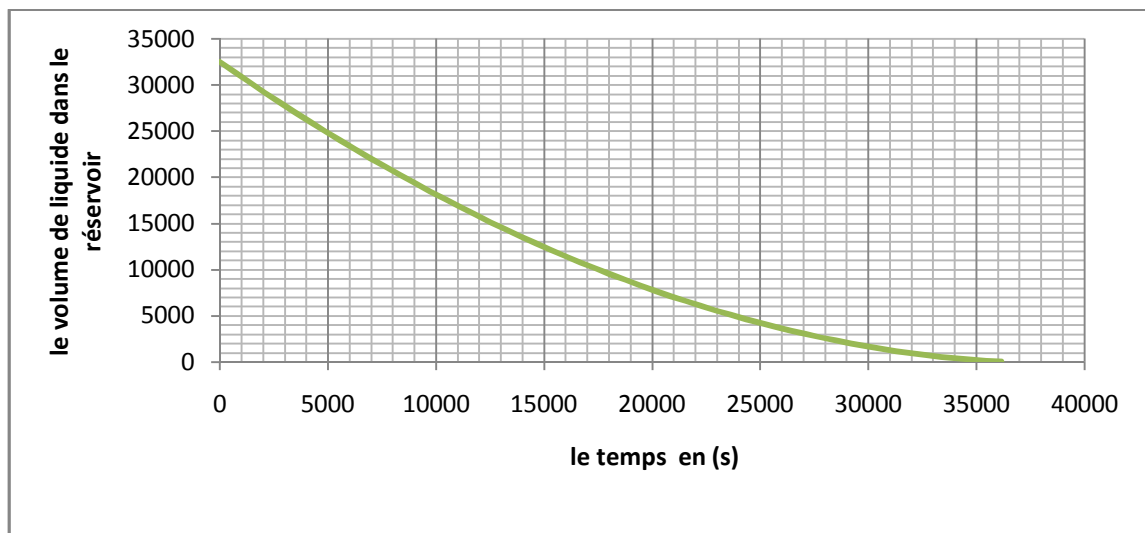


Figure VI 1 : variation de volume du liquide en fonction du temps

Interprétation :

On constate d'après le graphe que le volume du liquide dans le réservoir diminue d'une manière exponentielle en fonction du temps jusqu' à atteindre un niveau la ou il

se stabilise qui représente le niveau de la fuite qui est prêt du fond du réservoir dans notre cas.

b) Evolution de la masse du liquide fuit en fonction de temps

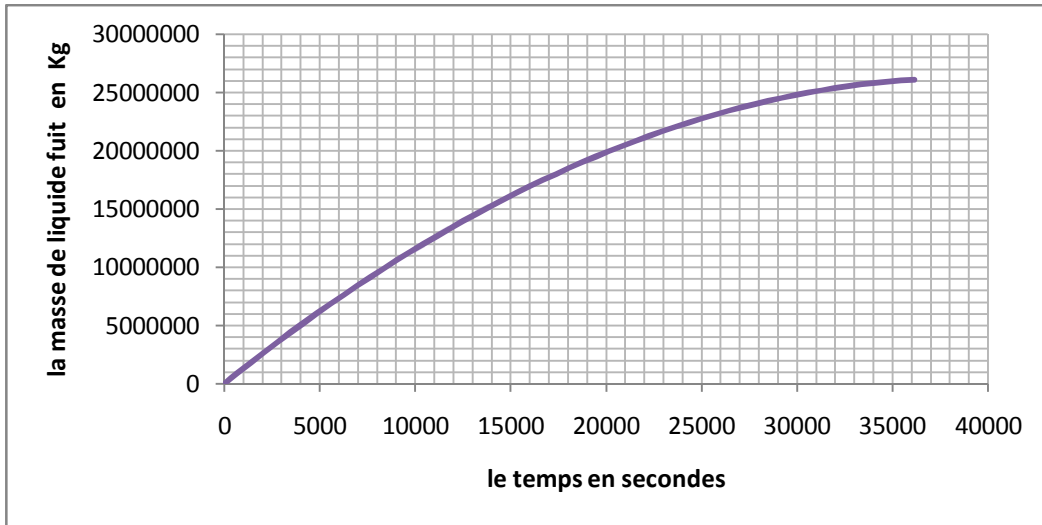


Figure VI 2: Evolution de la masse du liquide fuit en fonction de temps

On remarque que plus le temps augmente plus la quantité du liquide renversé à travers le trou de la fuite est importante jusqu'à atteindre un seuil maximum qui correspond à l'atteinte du niveau de la fuite dans le réservoir donc la quantité renversé s'arrête.

c) Evolution du débit massique de la fuite en fonction de temps

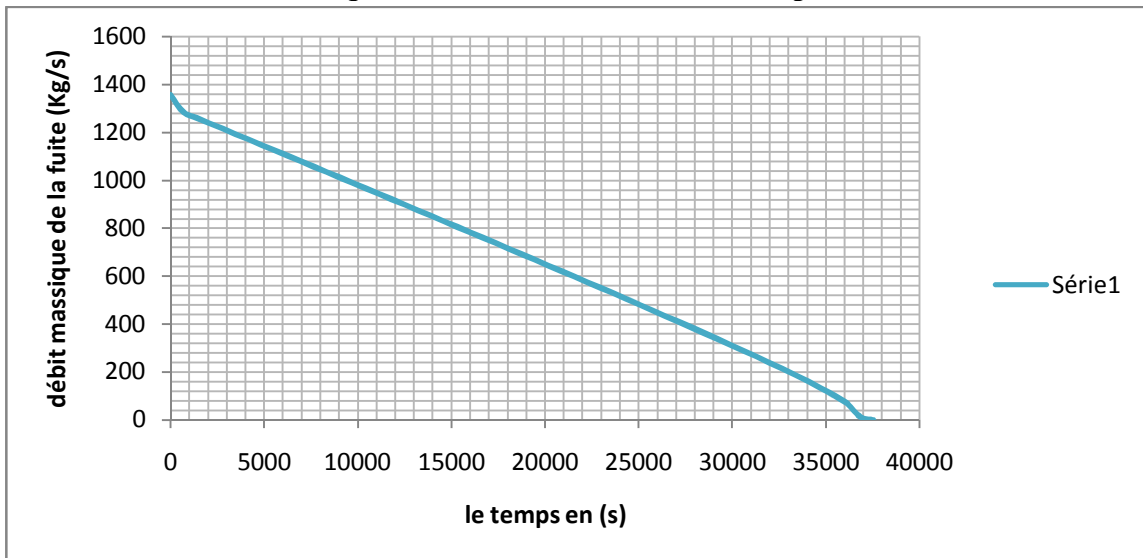


Figure VI 3: Evolution du débit massique de la fuite en fonction de temps

On remarque que le débit massique de la fuite diminue en fonction du temps et cela revient à la diminution de la pression hydrostatique exercés au niveau de la fuite par la diminution de la hauteur du liquide à l'intérieur du réservoir.

d) Evolution de la pression au niveau de la fuite en fonction de temps

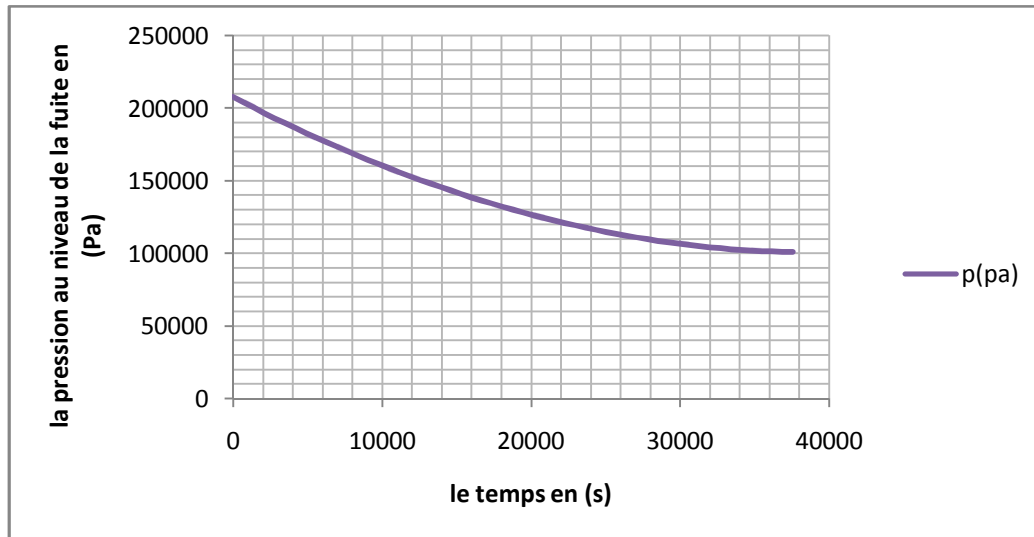


Figure VI 4: Evolution de la pression dans au niveau du trou en fonction de temps

Le graphe montre la diminution de la pression absolue au niveau de la fuite en fonction du temps qui est engendrée par la diminution de la pression hydrostatique dans le réservoir et bien sur cela est relié directement à la hauteur du liquide qui se trouve au dessus de la brèche.

Conclusion

D'après l'étude de l'évolution des différents paramètres liés à la fuite on constate que :

- ✓ Le débit de liquide fuit est maximal au début de la fuite puis il diminue au cours de temps en raison de la réduction de la hauteur hydrostatique de liquide donc de la pression alors une intervention de réparation doit être faite dans la première demi heures pour limiter le volume de brut fuit.
- ✓ D'après les résultats de calcul présentés dans le tableau précédent le temps nécessaire pour que le réservoir soit vidé du brut est estimé de 9 heures et 50 minutes.

Conclusion générale

Lors de stockage des hydrocarbures, plusieurs problèmes surgissent, en l'occurrence les problèmes relevant de l'exploitation des terminaux marins, donc la gestion et l'exploitation optimales d'un terminal pétrolier est impérative pour la réussite de l'activité. La réception, le stockage et l'expédition de pétrole brut implique des volumes importantes d'information issue de source diverses, en outre comme ce liquide subit de transferts de quantités de grande valeur ce qui rend impératif une exploitation efficace des stocks pour maximiser le retour sur les investissements.

Dans le présent travail nous sommes intéressés en premier lieu à l'opération d'expédition du brut à travers le pipeline reliant le terminal et le port pétrolier lors du chargement des navires, ce qui nous a poussé à faire l'étude des paramètres hydrauliques et les différents assemblages de la station de pompage dans le but de nous renseigner sur le bilan énergétique consommés par les équipements (pompes et moteur électrique d'entraînements) pour les différents assemblages et les régimes de fonctionnement pour faire travailler les équipements à une consommation minimale d'énergie et pour un objectif essentiel qui est d'éviter les problèmes qui surviennent sur la ligne comme les phénomènes transitoires et la disjonction de la station.

Donc pour des raisons techniques ainsi qu'économiques il est primordial d'exploiter la ligne d'une manière optimale afin de préserver le bon état des équipements et de répondre aux exigences des clients en garantissant la disponibilité et la fiabilité de la ligne ainsi que des équipements.

Par contre dans la deuxième partie en raison des risques majeurs qui surviennent sur les réservoirs on s'est arrêté sur l'évaluation des pertes par évaporation lors du stockage par deux normes API qui sont AM86 et AP42 et l'analyse de l'évolution des paramètres d'une fuite causée accidentellement sur un réservoir afin d'éviter toute apparition de ces risques à cause de leurs ampleurs et leurs conséquences environnementales et économiques.

L'analyse des résultats de calcul obtenus par les deux méthodes sur les pertes par évaporation a montré que les quantités perdues dans le terminal annuellement sont significatives ce qui explique l'erreur qui existe lors d'établissements du bilan annuel entre les quantités reçues et celles expédiées annuellement par le terminal.

Les deux normes API nous ont fait comprendre l'importance de ces pertes dans le réservoir à toit fixe comparant à celui d'un toit flottant et cela revient au volume de la phase gazeuse au-dessus de la surface du liquide aussi elles nous ont permis de distinguer les différents paramètres qui favorisent ces émissions, donc il est primordial d'exploiter ce parc tout en réduisant au maximum ces émissions par le contrôle de routine des différents accessoires et surtout bien sûr sur les joints d'étanchéité et le choix des peintures adéquates qui reflète le maximum les rayons du soleil pour éviter le phénomène d'échauffement du produit.

Références bibliographiques

- ✓ documentation interne de la DRGB (Manuel opératoire, Référentiel liquide)
- ✓ Emission Inventory and Improvement Program. Volume I: Chapter 10: Preferred and Alternative Methods for Estimating Emissions from Oil and Gas Field Production and Processing operations. U.S. Environmental Protection Agency, Office of Air Quality Planning and Standards. Research Triangle Park, North Carolina. 1999
- ✓ <http://www.epa.gov/ttn/chief/eiip/techreport/volume02/ii10.pdf>
- ✓ Groupe d'Étude de Sécurité des Industries Pétrolières et Chimiques(RAPPORT 2011/01 - GUIDE DE LECTURE DE LA REGLEMENTATION SUR LES LIQUIDES INFLAMMABLES- EMISSIONS DE COV)
- ✓ *Evaporative Loss from Storage Tank Floating Roof Landings*, Technical Report 2567, American Petroleum Institute, Washington, D.C., April 2005.
- ✓ www.ifptraining.com
- ✓ Documentation INIRIS PDF
- ✓ Raffinage et génie chimique Whitie
- ✓ BROECKMANN Bernd, SCHECKER H.G. Boilover effects in burning oil-tanks - 7th International Symposium on Loss Prevention and Safety Promotion in the Process Industries. Taormina Italy, May 1992.
- ✓ UVCE dans un dépôt de liquides inflammables : Note technique
- ✓ Les boil-over et autres phénomènes générant des boules de feu concernant les bacs des dépôts de liquides inflammables : Mémo non technique

Couleur externe du réservoir	C
Aluminium brillant	1.1
Aluminium moyen	1.2
Aluminium mat	1.4
Aluminium métal poli	0.8
Blanc brillant	0.8
Blanc mat	1.0
Brun clair	1.4
Crème	1.1
Crème usé	1.2
Gris clair	1.4
Gris moyen	1.5
Gris moyen usé	1.6
Gris foncé	1.7
Noir	1.8
Rouge primaire	1.7
Vert sombre	1.7

Tableau n° 1 : les coefficients de couleurs

Code figure	Type de joint de toit flottant	J ₁	J ₂	n
PM	Mechanical shoe	3,22	0,10	1,91
PM/PS	Mechanical shoe, shoe mounted secondary seal	1,24	0,10	1,55
PM/JS	Mechanical shoe ,rim mounted secondary seal	0,77	0,15	1,19
JL	Liquid mounted primary seal	1,24	0,15	1,37
JL/EP	Liquid mounted primary seal , weather shield	0,82	0,15	1,23
JL/JS	Liquid mounted primary seal , rim mounted secondary	0,63	0,10	2,87
JG	Vapor mounted primary seal	3,65	0,03	2,87
JG/EP	Vapor mounted primary seal ,weather shield	2,04	0,01	3,02
JG/JS	Vapor mounted primary seal, rim mounted secondary seal	1,36	0,001	3,65

Tableau n°2 : Coefficients du joint du réservoir à toit flottant

Couleur externe du réservoir	α (suivant l'état du réservoir)	
	Bon état	Mauvais état
Aluminium brillant	0.39	0.49
Aluminium mat	0.60	0.68
Aluminium métal poli	0.10	0.15
Blanc	0.17	0.34
Brun	0.43	0.55
Crème	0.35	0.49
Gris clair	0.54	0.63
Gris moyen	0.68	0.74
Marron	0.58	0.67
Noir	0.97	0.97
Rouge primaire	0.89	0.91
Rouille	0.43	0.55
Vert sombre	0.89	0.91

Tableau n°3 : Absorbance solaire du revêtement du réservoir

Accessoires	K_{RA} Kg.mole/m.an	K_{RB} Kg.mole/(m/s) ⁿ .m.an	N
Patin mécanique primaire			
Sans joint secondaire (PM)	8.63	2.42	2.1
Avec écran ou patin secondaire (PM/PS)	2.38	1.62	1.6
Avec joint secondaire flexible (PM/JS)	0.89	1.33	1
Joint souple phase liquide			
Sans joint secondaire (JM)	2.38	1.49	1.5
Avec écran ou patin secondaire (JM/ES)	1.04	1.17	1.2
Avec joint secondaire flexible (JM/JS)	0.45	1.14	0.3
Joint souple phase gazeuse			
Sans joint secondaire (JG)	9.97	3.33	3
Avec écran ou patin secondaire (JG/EP)	4.91	1.67	3
Avec joint secondaire flexible (JG/JS)	3.27	0.14	4.3

Tableau n°4 : Les coefficients K_{RA} et K_{RB} et l'exposant n des réservoirs à toit flottant

Diamètre du réservoir (m)	Nombres de cases vides			Nombre de drains	
	Toit flottant simple pont	Toit flottant double pont	Ecran flottant	Toit flottant	Ecran flottant
15	1	1	1	1	0 pour les écrans $D^2/12$ pour les écrans boulonnées
30	1	1	1	1	
46	2	2	1	2	
61	3	2	1	3	
76	4	3	1	5	
91	5	3	1	7	
107	6	4	1	ND	
122	7	4	1	ND	

Tableau n°5 : nombre de casses vides et de drains conseillés

Accessoires	K_{FA}	K_{FB}	m	Nombre conseillé
Sonde				1
Sonde	6.4	5.9	1.1	
Casse vide				Cf. tableau
Sans joint	3.5	0.11	4	
Avec joint	2.8	1.16	0.94	Type conseillé
Drain de secours				Cf. tableau
Drain toit flottant	0.82	0.15	1.1	
Drain écran flottant	0.5	0	0	
Barre de guidage				0
Sans joint	14.1	210	1.4	
Avec joint	6.4	3.1	0.78	
Avec puits de jauge sans joint	19.5	378	1.4	
Avec puits de jauge sans joint	18.6	67.2	1.4	Type conseillé
Jambes de ponton				Cf. tableau
Sans joint	0.91	0.35	0.91	
Avec joint	0.59	0.06	0.65	
Jambes centrale(ou de double pont)				
Sans joint	0.37	0.27	0.14	
Avec joint	0.24	0.06	0.13	Type conseillé
Colonnes de toit				Cf. tableau
Sans joint	23.1	0	0	Type conseillé
Avec joint	15.0	0	0	

Tableau n°6 : Coefficients K_{FA} , K_{FB} et l'exposant m des réservoirs à toit flottant

Liquide inflammables stockés	Etat de revêtement		
	Neuf ou légèrement oxydé	Très oxydé	Rugueux
Essence et autres produits mono composants	$2.57 * 10^{-6}$	$1.28 * 10^{-5}$	$2.57 * 10^{-4}$
Pétrole brut	$1.03 * 10^{-5}$	$5.13 * 10^{-5}$	$1.03 * 10^{-3}$

Tableau n°7 : Coefficients de mouillabilité C des revêtements intérieurs des réservoirs

Diamètre du réservoir (m)	simple pont		Double pont
	Nombres de jambes de ponton	Nombres de jambes centrales	Nombres de jambes
9	4	2	6
12	4	4	7
15	6	6	8
18	9	7	10
21	13	9	13
24	15	10	16
27	16	12	20
30	17	16	25
34	18	20	29
37	19	24	34
43	20	28	40
46	21	33	46
49	23	38	52
52	26	42	58
55	27	49	66
58	28	56	74
61	29	62	82
64	30	69	90
67	31	77	98
70	32	83	107
73	33	92	115
76	34	101	127
79	35	109	138
82	36	128	162

Tableau n°8 : nombres de jambes de ponton et de jambes centrales conseillées pour les réservoirs à toit flottant externes

Composants	Formule	A _i	B _i	C _i
Méthane	CH ₄	6.84566	435.621	271.361
Ethane	C ₂ H ₆	6.95335	699.106	260.264
Propane	C ₃ H ₈	7.01887	889.864	257.084
i-butane	i-C ₄ H ₁₀	7.00961	1022.48	248.145
n-butane	n-C ₄ H ₁₀	7.00923	1024.12	247.681
i-pentane	i-C ₅ H ₁₂	7.00877	1134.15	238.678
n-pentane	n-C ₅ H ₁₂	7.00747	1133.42	239.148
Hexane	C ₆ H ₁₄	6.9895	1216.92	227.451

Tableau n°9 : les coefficients A_i B_i et C_i