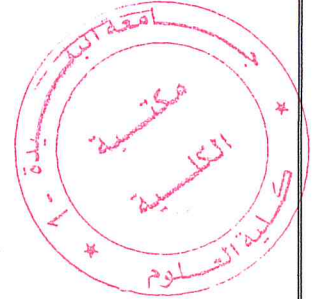


République algérienne démocratique et populaire  
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique  
Université Saad Dahleb Blida 1



Faculté des sciences  
Département de physique



Mémoire de fin d'étude  
Pour l'obtention du diplôme de Master en Physique

Option : physique appliquée

Thème :

**Modélisation des Effets Thermiques Relatifs aux  
Hydrocarbures**

Présenté par :

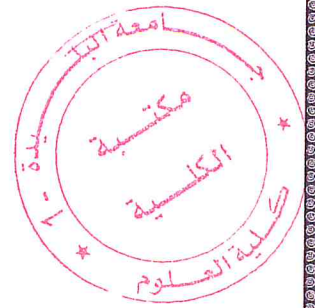
Touahri Nabila

Soutenu le 19 / 09 / 2018 devant le jury composé de :

F.YKHLEF	MCA	USDB1	Président
M.E.A.BENAMAR	Professeur	USDB1	Encadreur
S.MAADADI	MAA	USDB1	Examineur

Blida 1- 2017/2018-

# Remerciements



Ce travail a été effectué au laboratoire de la physique appliquée de l'université Blida -1-, sous la direction de Mr M. E. A. BENAMAR, Professeur à l'université Blida -1- directeur du laboratoire de la physique fondamentale et appliquée , à qui j'exprime toute ma reconnaissance pour avoir superviser ce travail, pour m'avoir inspirer ce sujet, de l'estime et la confiance qu'il m'a accordé. Pour tout l'aide attentive et ses conseils précieux, pour sa patience et son dynamisme communicatif dont il m'a entouré. Un grand homme qui respecte les valeurs et les principes de la vie. Trouvez dans ce travail tout mes remerciements, mon dévouement, ma profonde gratitude et le témoignage de mon profond respect.

*Aux membres du jury, Dr. YKHLEF Farid et Mme MAADADI Sarah.*

Je suis très sensible à l'honneur qu'ils me font en accordant une partie de leur temps afin de juger ce travail.

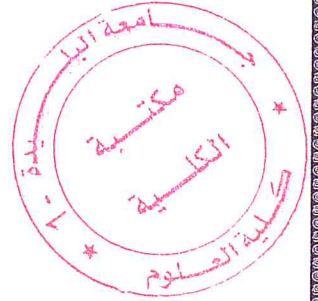
Qu'ils veuillent bien trouver ici l'expression de ma respectueuse considération.

*A tous les enseignants du département de physique,*

*A tout le personnel du laboratoire (APL),*

*A celles et ceux qui ont contribué, de près ou de loin, pour la réalisation de ce modeste travail.*

# Dédicaces



*Je dédie ce travail :*

✓ *A mes parents*

Vous m'avez élevé dignement, vous vous êtes toujours sacrifié pour moi. Que dieu vous garde pour moi. Retrouvez dans ce travail, l'expression de mon grand amour et ma grande gratitude les plus chers au monde.

✓ *A mes frères, et sœurs*

Pour le soutien moral, l'aide dont vous m'avez entouré, trouver dans ce travail mon profond dévouement, trouver dans ces lignes ma grande affection et mon grand amour.

✓ *A mon mari*

✓ *A mes chers amis(es)*

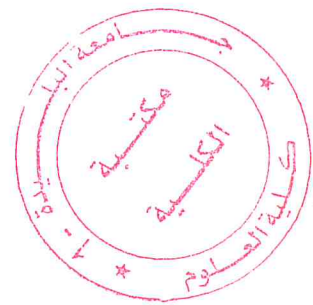
Ouardia et Fatiha et Meriem et Meriem, vous êtes les plus adorables.

✓ *A mes collègues de classe*

Je n'oublierai jamais les bons moments qu'on a passés ensemble. Trouver dans ce travail mon grand dévouement.

✓ *A tous les physiciens*

# *Résumé*



## ملخص:

في هذا العمل اقتربنا أولاً من الجوانب النظرية المتعلقة بتحليل المخاطر والتحديد النوعي والكمي للمخاطر. في الجزء الثاني من هذا العمل، قدمنا القواعد النظرية حول تدفق الغاز وتطبيق تسرب الغاز إلى الوعائية. النيتروجين. البوتان. البروبان.

### Résume :

Dans ce travail nous avons abordé en premier lieu aspect théorique relatifs à l'analyse du risque et identification qualitatif et quantitatif du danger.

Dans la deuxième partie de ce travail, nous avons présenté les bases théorique sur l'écoulement du gaz et l'application du aux fuites du gaz à savoir ; azote ; butane ; propane.

### Abstract:

In this work, we first approached the theoretical aspects related to risk analysis and qualitative and quantitative identification of the hazard the gas.

In the second part of this work, we presented the theoretical bases on the flow of gas and the application of gas leaks; nitrogen, butane, propane.

## Table des matières :

Table des figures .....	i
Table des tableaux.....	ii
Liste des acronymes.....	iii
<b>Introduction générale.....</b>	<b>2</b>
<b>Chapitre I : analyse du risque.....</b>	<b>3</b>
1. Introduction .....	4
1.1 Termes & Définitions .....	4
1.2 Domaine d'application.....	5
1.3 Objectif .....	5
1.4 Méthodes .....	5
1- Identification des dangers .....	5
2- Sélection des situations dangereuses redoutées .....	5
3- Analyse qualitative et quantitative des causes .....	5
4- Analyse qualitative et quantitative des conséquences .....	6
5- Evaluation des risques .....	6
6- Critères d'acceptabilité du risque et des recommandations pour la maîtrise.....	6
2. Identification des dangers.....	6
2.1 Méthode .....	6
2.2 Investigations supplémentaires.....	7
3. sélection des situations redoutées .....	8
3.1 Situations dangereuses redoutées.....	9
3.2 La Description Des situations Redoutées .....	10
3.2.1 Dispersion d'un nuage de gaz .....	10
3.2.2 Incendie .....	10
3.2.3 Explosion .....	10
4. Analyse du causes .....	10

4.1 Méthode .....	10
4.2 Description de causes .....	11
4.3 Mesures préventives .....	11
5. analyse des conséquences .....	12
5.1 Les effets des situations dangereuses redoutées .....	12
5.1.1 La Dispersion d'un nuage de gaz .....	12
5.1.2 Incendie .....	12
5.1.3 Explosion .....	13
5.2 mesures préventives et correctives .....	14
6.évaluation du risque .....	16
6.1 méthode .....	16
6.2 évaluation des risques de l'établissement .....	18
<b>Chapitre II : Base théoriques sur l'écoulement de vapeur de gaz .....</b>	<b>20</b>
1. Ecoulement de vapeur de gaz à travers un trou .....	21
1.1 vitesse critique .....	21
1.2 Débit massique .....	25
1.3 Coefficient de décharge .....	26
2. La taille d'un feu de jet .....	26
2.1 Flux de jet .....	26
2.2 La forme et la taille du feu de jet .....	28
<b>Chapitre III: Applications aux fuites des hydrocarbures.....</b>	<b>30</b>
1. Fuite dans un réservoir d'azote.....	31
2. Fuite dans un réservoir de butane .....	33
3. Fuite dans un réservoir propane .....	35
3.1 Vitesse d'une fuite moyenne dans un réservoir de propane .....	35

3.2	Suppression d'un réservoir de propane .....	37
3.3	Évaluation des distances Fuite de Gaz LIBRE .....	41
3.4	Évaluation des distances de fuite d'hydrocarbures.....	47
3.5	Évaluation des distances de fuite solvants .....	52
	<b>Conclusion générale .....</b>	<b>57</b>
	<b>Références bibliographique .....</b>	<b>59</b>
	<b>Annexe .....</b>	<b>62</b>



## Table des figures :

Figure 2.1 : écoulement de gaz ou de vapeur à travers un trou.....	21
Figure 3.1 : jet de feu dans une situation calme.....	33
Figure 3.2 : $\Psi$ en fonction de $\frac{P_0}{P_{Cont}}$ et $\gamma$ .....	36
Figure 3.3: variation de l'intensité du rayonnement thermique d'une boule de feu en fonction du temps, selon les deux modèles, pour un cas donné (voir exemple).....	39
Figure 3.4 : variation de la dose reçue par une personne située à 180m en fonction du temps, selon les deux modèles.....	40
Figure 3.5 : organigramme de la méthode multi-énergie : surpression latérale sans pic. Pris de, avec permission .....	41
Figure 3.6 : vitesse en fonction du gaz a 7mm .....	44
Figure 3.7 : la longueur en fonction du gaz a 7mm .....	44
Figure 3.8 : vitesse en fonction du gaz a 22mm .....	45
Figure 3.9: la longueur en fonction du gaz a 22mm .....	45
Figure 3.10 : vitesse en fonction du gaz a 70mm.....	46
Figure 3. 11 : la longueur en fonction du gaz a 70mm .....	46
Figure 3. 12 : vitesse en fonction de gaz hydrocarbures a 7mm.....	49
Figure 3.13 : la longueur en fonction de gaz hydrocarbures a 7mm.....	49
Figure 3.14 : vitesse en fonction de gaz hydrocarbure a 22mm.....	50
Figure 3.15 : la longueur en fonction de gaz hydrocarbures a 22mm .....	50
Figure 3.16 : vitesse en fonction de gaz hydrocarbure a 70 mm.....	51
Figure 3.17 : longueur en fonction de gaz hydrocarbures a 70 mm .....	51
Figure 3.18: vitesse en fonction de solvants a 70.....	53
Figure 3.19 : longueur en fonction de solvants a 7mm.....	53
Figure 3.20 : vitesse en fonction de solvants a 22mm.....	54

<b>Figure 3.21</b> : la longueur en fonction de solvants a 22mm .....	54
<b>Figure 3.22</b> : vitesse en fonction de solvants a 70mm.....	55
<b>Figure 3.23</b> : la longueur en fonction de solvants a 70mm.....	55

### **Table des tableaux :**

<b>Table 1.1</b> : A priori et dans le cas de la revue HAZID de l'établissement, des investigations complémentaires seraient nécessaires pour les cas listés dans le tableau ci-après .....	7
<b>Table 1.2</b> : Notons à titre indicatif et pour orientation les seuils.....	13
<b>Table 1.3</b> : Nous notons les niveaux suivants relatifs aux conséquences des explosions.....	14
<b>Table 1.4</b> : La grille de criticité ou matrice de risque, utilisée pour évaluer les risques.....	16
<b>Table 1.5</b> : Les critères utilisés.....	17
<b>Table 1.6</b> : Dispersion d'un nuage de gaz.....	18
<b>Table 1.7</b> : Incendie – Effets des radiations thermiques.....	18
<b>Table 1.8</b> : Explosion – Effets des surpressions.....	19
<b>Table 2.1</b> : 1 poids moléculaire, rapport de capacité thermique et vitesse sonique pour divers gaz et vapeurs à 298 K et 101,3 Kpa. Calculé.....	24
<b>Table 3.1</b> : résume les résultats de calcul pour les différents segments de temps.....	32
<b>Table 3.2</b> : fuite de gaz libre.....	42
<b>Table 3.3</b> : fuite d'hydrocarbures.....	47
<b>Table 3.4</b> : fuite de solvants.....	52

## Liste des acronymes :

ALARP	- As Low As Reasonably Practicable
HAZID	Hazard Identification
ESD	Système d'arrêt d'urgence - Emergency Shutdown system
LIE	Limite Inférieure d'Explosivité
LSE	Limite Supérieure d'Explosivité
UVCE	Explosion d'un nuage de gaz en milieu non confiné - Unconfined Vapor Cloud Explosion
PCS	Système de contrôle du procédé - Process Control System

# *Introduction générale*

## **Introduction générale :**

L'analyse des risques vise donc tout d'abord à identifier les sources de dangers et les situations associées qui peuvent conduire à des dommages sur les personnes, l'environnement ou les biens.

Suivant les outils ou méthodes employés, la description des situations dangereuses est plus ou moins approfondie et peut conduire à l'élaboration de véritables scénarios d'accident.

L'analyse des risques permet aussi de mettre en lumière les barrières de sécurité existante en vue de prévenir l'apparition d'une situation dangereuse (barrières de prévention) ou d'en limiter les conséquences (barrières de protection).

Consécutivement à cette identification, il s'agit d'estimer les risques en vue de hiérarchiser les risques identification à la cour de l'analyse et de pouvoir comparer ultérieurement ce niveau de risque aux critères de décision.

En effet, les fuite de gaz et du liquide hydrocarbure ont des conséquences néfastes sur l'homme ,les installation industrielles et l'environnement .En présence de source d'ignition , et de concentration supérieur à limite d'explosivité (LIE), l'incendie , la suppression et la pollution de l'air et le sol devient très probable .

Le premier chapitre, sera consacré aux généralités sur l'analyse de risque, au deuxième chapitre on abordera du l'aspecter théoriques sur l'écoulement des hydrocarbures. Enfin, le dernier chapitre concerne quelque application relative aux fuites des hydrocarbures et leurs conséquences.

# *Chapitre I*

## *Analyse du risque*

## **Analyse du risque**

---

L'analyse des risques est aux procédures techniques qui portent sur l'étude des dangers d'un établissement, c'est en fait l'examen des scénarios d'accident susceptibles de se produire et de leurs conséquences (en phase de construction et période d'exploitation).

### **1. Termes & Définitions :**

#### **Accident Majeur :**

L'accident majeur est un événement tel qu'une émission, un incendie ou une explosion d'importance majeure résultant de développements incontrôlés survenus au cours de l'exploitation d'un établissement entraînant pour la santé humaine [1], à l'intérieur ou à l'extérieur de l'établissement, et pour l'environnement, un danger grave, immédiat ou différé [2].

#### **Danger :**

Le danger est défini comme une situation susceptible de porter atteinte à l'homme, aux installations à l'environnement ou une combinaison de ces trois événements dangereux. Il est aussi défini comme la propriété intrinsèque d'une substance dangereuse ou d'une situation physique de pouvoir provoquer des dommages pour l'homme, les installations et l'environnement [3].

#### **Risque :**

Le risque est la probabilité qu'un effet spécifique se produit dans une période donnée ou dans des circonstances déterminées [3]. Le risque est une fonction de probabilité d'occurrence ou fréquence d'incident du phénomène dangereux et de sa gravité.

#### **Événements redoutés :**

Les événements redoutés sont les accidents majeurs susceptibles de survenir et généralement caractérisés par une faible probabilité d'occurrence mais un degré de gravité élevé [3].

#### **Évaluation des Risques :**

L'évaluation des risques est la quantification et la qualification de la probabilité d'occurrence d'une situation dangereuse et de sa gravité [3].

Le niveau de risque est la combinaison de la gravité et de la probabilité d'occurrence d'un événement dangereux, à un moment donné et dans des circonstances données.

### **1.1 Domaine d'application :**

L'étude des dangers rend compte de l'analyse menée pour caractériser, analyser, prévenir et réduire par conséquent les risques d'une installation en tenant en compte au l'aspect économique et la faisabilité technique.

## **Analyse du risque**

---

Elle permettra de déterminer les accidents susceptibles de se produire dans l'installation, d'en évaluer les causes et les conséquences, pour ensuite proposer des dispositions afin de prévenir ou maîtriser ces accidents potentiels.

Rappelons que les études des dangers doivent être revues périodiquement, afin d'être tenue à jour et de tenir compte de l'évolution des exigences réglementaires et de l'amélioration des techniques (elle prendra en considération, en ce qui nous concerne, la phase construction « projet » avec l'élaboration d'un plan HSE et la phase exploitation).

### **1.2 Objectifs :**

Les objectifs d'une étude de danger sont essentiellement :

- réduire la probabilité des accidents par la mise en place de dispositifs de sécurité, la sensibilisation et la formation du personnel, l'organisation de l'exploitation et de la sécurité.
- Accroître l'efficacité des secours notamment en permettant l'élaboration de plans d'urgence.
- limiter les conséquences d'un accident par le choix judicieux des modalités d'implantation des unités dangereuses, la limitation de l'usage du sol autour de ces unités, l'information des populations et des riverains.

### **1.3 Méthodes :**

L'étude des dangers est fondée sur l'analyse des risques, elle est menée, principalement, en 6 phases successives :

A-Identification des dangers.

B- Sélection des situations dangereuses redoutées.

C- Analyse qualitative et quantitative des causes.

D- Analyse qualitative et quantitative des conséquences.

E- Evaluation des risques .

F- Critères d'acceptabilité du risque et des recommandations pour la maîtrise.



## Analyse du risque

---

### 2. Identification des dangers.

#### 2.1 Méthode

La revue HAZID permet de faire le recensement des dangers auxquels est exposé l'établissement (il sera bien entendu pris en considération la phase « projet » et la phase « exploitation »).

Cette analyse systématique repose sur une liste de mots guides, elle donne aussi une appréciation qualitative des situations dangereuses susceptibles d'endommager la future installation [10].

La revue HAZID, qui constitue une base pour l'étude des dangers, consiste à [11] :

- identifier les événements potentiellement dangereux et indésirables, susceptibles d'apparaître.
- déterminer avec précision les causes et conséquences de ces événements.
- Définir des recommandations relatives aux mesures compensatoires à prendre pour éviter ou supprimer les risques de survenue des événements dangereux ou encore limiter leurs conséquences.
- Préconiser des investigations supplémentaires en continu pour quantifier les risques ainsi que les conséquences possibles.

La revue « HAZID » vise à proposer des mesures compensatoires complémentaires pour mieux maîtriser les risques, et à déterminer les situations dangereuses qui doivent faire l'objet d'investigations complémentaires.

#### **HAZID :**

Les situations dangereuses susceptibles de se produire au sein de l'établissement sont enregistrées en annexe (évaluation primaire).

#### **2.2 Investigations supplémentaires :**

Notons que les travaux menés lors de la revue HAZID permettent de recenser l'ensemble des situations dangereuses susceptibles d'affecter l'installation, et ce quelles qu'en soit l'origine et les conséquences.

## Analyse du risque

En outre, elle donne également lieu à la présentation des mesures compensatoires prises afin de réduire la probabilité d'occurrence et/ou de limiter les conséquences de ces situations dangereuses.

Toutefois, certaines situations dangereuses demandent à être approfondies et des investigations complémentaires peuvent être requises. Parmi celles-ci, on relève notamment :

- Les situations pour lesquelles les mesures compensatoires nécessaires et suffisantes ne sont pas définies ou connues lors de la réalisation de la revue HAZID.
- les situations pour lesquelles des investigations supplémentaires sont requises de façon à analyser les conséquences qu'elles peuvent engendrer.

**Table -1-** A priori et dans le cas de la revue HAZID de l'établissement, des investigations complémentaires seraient nécessaires pour les cas listés dans le tableau ci-après :

	DEVIATIONS					
	Déversement de produits	Dispersion d'un nuage de gaz	Incendie	UVCE	Suppression	BLEVE Boule de feu
Halls pilotes.		X	X		x	
Laboratoires XXX	X	X	X			
Utilités					x	
Zones de stockage	X		X	x	x	X

NB : Ces informations permettent de s'affranchir des investigations supplémentaires requises.

Le retour d'expérience a montré qu'une fuite d'un fluide peut donner naissance à une pollution de l'air, du sol et de l'eau, aussi à d'autres phénomènes dangereux sous certaines conditions, il s'agit d'un incendie ou d'une explosion.

## **Analyse du risque**

---

Ces événements peuvent être représentés par le schéma ci-dessous.

Les différents phénomènes accidentels doivent être évalués en termes de probabilité d'occurrence et d'intensité. La probabilité d'occurrence du scénario considéré est la probabilité résiduelle de ce dernier c'est-à-dire en prenant en compte les barrières de sécurité qu'elles soient techniques ou organisationnelles.

Une fois le nombre de personnes présentes à l'intérieur des zones d'effet et la fréquence de leur présence, nous allons calculer le risque individuel (IR : Individual Risk), c'est-à-dire les probabilités d'occurrences de décès et d'accidents majeurs impliquant les blessures graves du personnel ou des riverains.

### **3. Sélection des situations redoutées :**

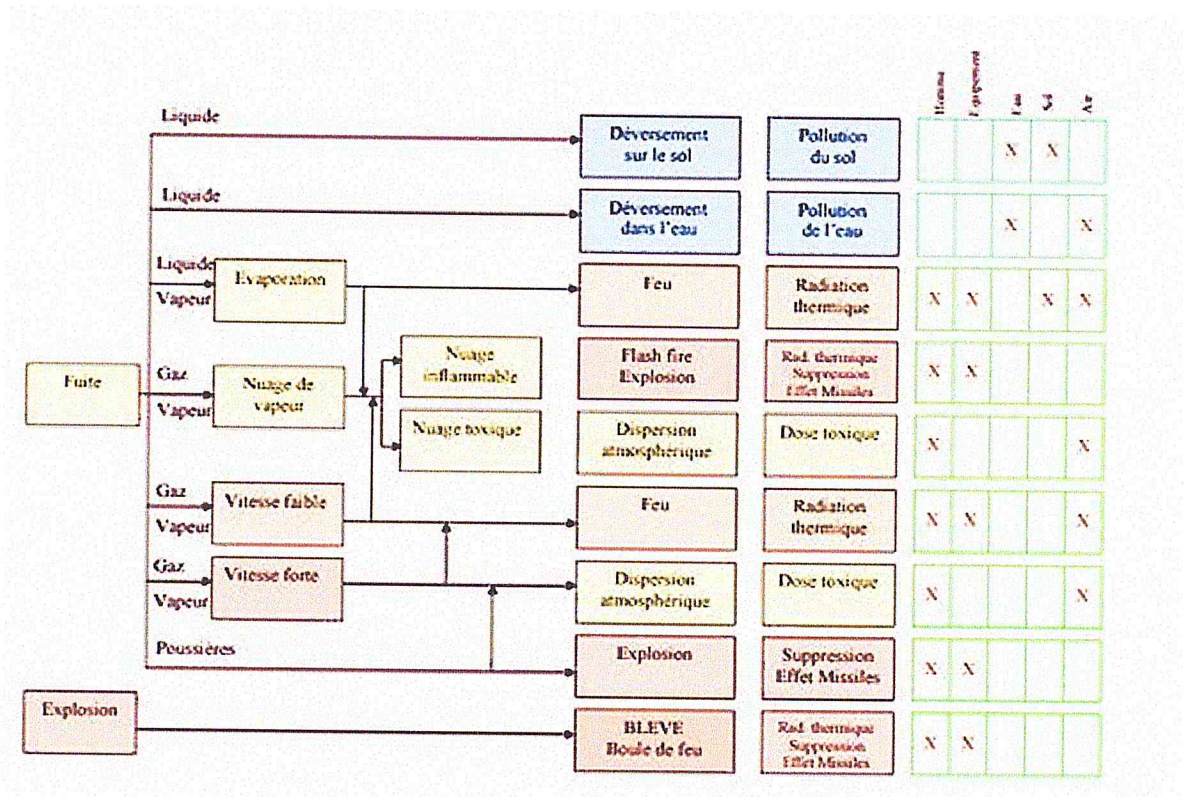
Les situations redoutées, en cas de survenus, sont les risques majeurs susceptibles d'avoir un degré de gravité élevé et une probabilité d'occurrence faible.

Ces risques majeurs peuvent porter atteinte à l'intégrité des installations de l'établissement.

Ces situations redoutées sont extraites de la revue HAZID, c'est en fait les événements dangereux, identifiés lors de la revue HAZID et pour lesquels il faudra faire des investigations en continu.

# Analyse du risque

Schéma simplifié des causes d'accidents, leurs effets et le dommage potentiel [13] :



## Analyse du risque

---

### 3.1 Situations dangereuses redoutées :

Des travaux menés dans le sens d'une revue HAZID et à la lumière des études fournies dans le cahier de charge de SONATRACH, il se trouve que la zone (halls pilotes) est particulièrement exposée aux risques majeurs, et particulièrement à l'émission d'un nuage de gaz, à l'incendie et à l'explosion qui pourraient par effet domino induire une situation dangereuse. (Aussi et dans notre cas, toutes les précautions seront prises pour éviter tous les effets dominos que nous aurons recensés).

De fait, on compte les risques majeurs parmi les situations redoutées des installations de l'établissement : activités en « halls pilotes » et « zones de stockage » spécifique.

Le risque de déversement est susceptible de se produire mais le circuit de drainage collectera les produits déversés. Compte tenu de cette mesure, cet incident peut être exclu des événements redoutés. Ce risque est également présent dans les zones de stockage. Or tous les réservoirs seront installés sur des rétentions qui collecteraient les fluides en cas d'incident.

Les mesures nécessaires pour réduire les conséquences d'un tel risque seront et devraient être acceptables.

Il est à considérer la prise en charge des points suivants :

- L'analyse de la dispersion d'un nuage de gaz, de l'incendie et de l'explosion est systématiquement étendue à l'ensemble des installations critiques de l'établissement. Cette extension des scénarios à analyser est décidée compte tenu des conséquences que peuvent avoir ces incidents sur l'intégrité des installations et sur l'homme et l'environnement.
- Le risque de déversement de produits n'est pas considéré comme une situation redoutée dans la mesure où il est peu probable. Et dans le cas d'occurrence le produit déversé serait collecté dans le réseau de drainage ou dans les cuves spécifiques de rétention.
- Le risque d'incendie est considéré vu les différents produits et activités pouvant l'induire. En cas d'incendie, l'intégrité de toutes les installations en effet domino ne serait pas mise en cause mais cet incident pourrait induire des dommages partiels importants.

## **Analyse du risque**

---

### **3.2 La description des situations redoutées :**

#### **3.2.1 Dispersion d'un nuage de gaz :**

L'émission et la dispersion d'un nuage de gaz peut entraîner la formation d'un nuage explosif ou inflammable si la concentration en produit inflammable est comprise dans les limites d'explosivité du fluide que sont la LIE (limite d'explosivité) et la LSE. (Une étude des LIE et LSE des produits est donc systématique pour assurer en continu les mesures de compensation).

Notons que le risque de dispersion d'un nuage de gaz est induit soit par l'émission directe de gaz à l'atmosphère, soit par la vaporisation d'une nappe de liquide répandue sur le sol.

#### **3.2.2 Incendie :**

Les feux d'hydrocarbures et d'autres produits sont redoutés au niveau de l'établissement. Il est aussi à noter que de tels événements ne peuvent survenir que s'il y a émission de fluide inflammable et présence d'une source d'ignition.

#### **3.2.3 Explosion :**

Le risque d'explosion à l'est l'explosion d'un nuage de gaz en milieu non confiné.

L'explosion étant la libération très rapide, sous forme de gaz à haute pression et à haute température, d'une énergie stockée sous un volume réduit.

## **4. Analyse des causes :**

### **4.1 Méthode :**

Il est à noter que l'analyse des causes comprend l'étude qualitative et quantitative des causes de situations redoutées (potentiellement dangereuses) :

L'étude qualitative correspond à la description des incidents à l'origine des situations redoutées et l'étude quantitative consiste à évaluer la probabilité d'occurrence de cette situation.

La quantification est établie sur la base de données statistiques, de benchmark ou par des données disponibles dans le domaine public, relativement aux fréquences d'accident dans les installations industrielles sur une période donnée.

En ce qui concerne nous avons utilisées des données d'organisations et associations du domaine pétrolier API et OGP en ce qui concerne les orientations ainsi que de documents de références tels que (Ichem association « [www.ichem.org](http://www.ichem.org)) les résultats et datas de

## **Analyse du risque**

---

l'exploration et production du pétrole dans les forums pour quantifier les fréquences d'incident ou probabilités d'occurrence.

### **4.2 Description des causes :**

A la lecture des documents fournis par le maître de l'ouvrage et aux analyses préliminaires d'orientation dans un sens d'une revue HAZID montrent que les incidents seraient principalement dus à : des erreurs de conception, des défauts de fabrication d'équipements ou de pièces de rechange, les impacts mécaniques, les surpressions, les erreurs humaines, les erreurs lors d'opérations de maintenance.

Notons également que le premier incident à l'origine de l'incendie et de l'explosion est l'émission de gaz.

Les causes naturelles (foudre, séisme, inondation,...) peuvent être aussi à l'origine des accidents cités en haut.

### **4.3 Mesures préventives :**

Les principales mesures préventives prises pour limiter la probabilité d'occurrence des situations dangereuses ou redoutées sont les suivantes :

- Acquisition d'équipements et installations et matières premières fabriqués, Conçus et dimensionnés selon les codes et standards nationaux et internationaux applicables au projet.
- Les équipements et installations doivent subir les tests et épreuves de fabrication usuels en usine et/ou sur site.
- Choix des matériaux de façon à résister aux effets de l'érosion et de la corrosion. Et à toute détérioration rapide et non détectable.
- A noter aussi que les zones dangereuses à atmosphère explosive ATEX doivent être identifiées et classées. Les mesures nécessaires sont prises pour supprimer le risque de présence d'une source d'inflammation dans ces zones. En particulier le classement des zones dangereuses est pris en compte dans le choix des matériels électriques et de leur degré de protection.

## **Analyse du risque**

---

- Le facteur « maintenabilité » sera pris en compte lors de l'achat des équipements et installations et les opérations de maintenance seront menées en respect des consignes établies dans le but de réduire les comportements à risque. Des consignes particulières seront données concernant les interventions nécessitant l'utilisation de points chauds.

Des consignes seront établies pour préciser les modes opératoires à suivre pour la bonne conduite des installations. Les opérateurs seront formés et compétents sur les équipements et installations. Et ceci pour réduire les risques d'erreurs humaines lors du démarrage, du fonctionnement et de l'arrêt des installations.

### **5. Analyse des conséquences :**

L'analyse des conséquences est effectuée à l'aide d'un PHAST (Process Hazard Analysis software). Elle est enregistrée en annexe, en ce qui concerne les premiers scénarios qui ont déjà été identifiés [7].

#### **5.1 Les effets des situations dangereuses redoutées :**

##### **5.1.1 La Dispersion d'un nuage de gaz**

Une émission suivie d'une dispersion d'un nuage de gaz engendre une pollution de l'environnement par libération de gaz et une atteinte éventuelle à l'opérateur qui ne portera pas ses EPI (équipements de protection individuels). Aussi et selon les conditions dans lesquelles elles surviennent, ce sont également les éléments déclencheurs d'un incendie ou d'une explosion.

La dispersion d'un nuage de gaz est influencée par plusieurs facteurs de risque : la quantité ou le débit d'émission, la durée d'émission, la densité, la géométrie de la source, l'élévation de la source, les conditions atmosphériques dominantes, l'environnement du point d'émission.

##### **5.1.2 Incendie :**

En plus de son éventuelle extension et par conséquent la perte totale d'une installation, l'incendie provoque aussi des radiations thermiques susceptibles d'agir sur la santé et la



## Analyse du risque

sécurité des personnes et de causer des dommages aux installations et équipements environnants.

Et afin de déterminer les zones potentiellement affectées par les effets d'un incendie, il est nécessaire d'analyser les niveaux de radiations thermiques perçues à différentes distances de la source du sinistre.

Les facteurs qui agissent sur les niveaux des radiations sont principalement la nature du matériel inflammable, la nature de l'incendie, les conditions atmosphériques dominantes, la localisation et l'orientation des cibles.

**Table -2** -Notons à titre indicatif et pour orientation les seuils suivants :

Radiations thermiques	Effets
200 kW/m <sup>2</sup>	Induit affaiblissement d'un équipement en acier après quelques minutes
25 kW/m <sup>2</sup>	Induit inflammation spontanée de certains produits combustibles solides (exemple : matières plastiques, mais aussi le bois)
13 kW/m <sup>2</sup>	C'est le seuil d'apparition des conséquences graves d'après le GESIP.
9,5 kW/m <sup>2</sup>	Induit brûlure au 2 <sup>ème</sup> degré sur la peau nue après une exposition de 20 secondes.
5 kW/m <sup>2</sup>	Est supportable par l'homme avec des vêtements adaptés (type vareuse de pompier) pendant une ou deux minutes
4 kW/m <sup>2</sup>	Est supportable par l'homme non muni de protection, et pouvant évacuer la zone en 30 secondes
1,3 kW/m <sup>2</sup>	Est supportable par l'homme sans protection particulière,

### 5.1.3 Explosion :

Notons que les effets de l'explosion sont ressentis par des surpressions.

Différents facteurs ont une influence sur les effets des surpressions dans les zones à risque ; la concentration en vapeur inflammable lors de l'ignition, la masse de combustible et sa chaleur de combustion la nature de la source d'ignition, le degré de confinement et surtout la réactivité du matériel.

## Analyse du risque

**Table -3-** Nous notons les niveaux suivants relatifs aux conséquences des explosions :

Niveaux de surpression	Effets
700 à 3000 mbar	destruction totale de bâtiments
170 mbar	seuil des effets mortels (dus non pas à la surpression elle-même, mais aux projectiles engendrés par l'explosion), et à des détériorations graves des structures
140 mbar	effondrement partiel des murs et des toits des maisons
70 mbar	démolition partielle des maisons
50 mbar	conséquences légères : détérioration des portes et fenêtres, destruction de la plupart des vitres, possibilités de blessures par éclats

### 5.2 Mesures préventives et correctives :

Il est à noter que les principales mesures préventives et correctives prises pour limiter les effets des situations redoutées sont :

- Les distances de sécurité doivent être et seront respectées entre les équipements, qui seront implantés dans des zones ouvertes et suffisamment aérées et ventilées. Ils doivent être éloignés les uns des autres afin de supprimer le risque d'existence de zones confinées entre eux. D'autre part, cet espacement permet de limiter le risque d'extension d'un sinistre (effet domino).
- Les équipements et installations seront munis des dispositifs de sécurité usuels, et notamment des soupapes de sécurité. Les risques de montée en pression des équipements sont contrôlés. En cas de survenue, les mesures adéquates sont prises pour rétablir une condition normale d'exploitation de l'installation.
- La présence des halls pilotes constitue un risque en cas d'émission et de dispersion d'un nuage de gaz. Aussi dans une telle situation, la détection et les actionneurs d'arrêts doivent être judicieusement installés.
- Les zones fréquentées par les personnes, essentiellement les bâtiments, salles de contrôle et bureaux, sont éloignées de la zone procédée. Les effets des surpressions, tant sur les personnes que sur les bâtiments, en cas d'explosion seraient donc atténués.

## Analyse du risque

---

- Le sera pourvu des moyens de détection incendie. ils permettent de détecter tout éventuel incident au plus tôt. Les moyens de protection automatiques et manuels peuvent alors être utilisés dès le déclenchement du sinistre. Les mesures adéquates de protection étant prises le sinistre peut être rapidement maîtrisé et les risques d'extension sont réduits.
- L'utilisation de la protection passive par ignifugation et de la protection active au moyen d'un réseau de lutte incendie. Seront prévus et feront partie intégrante des actions y afférentes.
- Prévoir la présence sur site d'une équipe de sécurité, formée et compétente. Elle doit disposer des moyens de lutte appropriés pour permettre une intervention rapide et efficace en cas d'incendie.
- Des moyens de détection de gaz, décrits dans le document seront répartis sur les zones critiques du Il s'agit de détecter au plus tôt toute éventuelle émission de gaz. En effet une alarme est déclenchée sur détection d'une concentration en gaz correspondant à  $\approx 20$  % de la LIE (limite d'explosivité), et une alarme et les mesures de protection sont déclenchées pour une concentration correspondant à  $\approx 40$  % de la LIE (limite d'explosivité). Sur détection de gaz, l'isolement de l'installation par des ESD (emergency shut down) sera initié.
- Dans le cas d'émission d'un nuage de gaz, à une concentration correspondant à 30 % de la LIE, les circuits d'aération et de ventilation des locaux seront systématiquement mis en position fermée.
- Les installations et équipements seront pourvus d'un système d'arrêt d'urgence, dont les objectifs sont la protection des unités et des équipements, la prévention contre atteinte à l'environnement en cas de conditions d'exploitation anormales, et pour la protection du personnel.
- Le aura un Poste de Contrôle de Sécurité qui sera en charge du contrôle et de la sécurité des unités. Grâce à ce système, les opérateurs en salle de contrôle pourront contrôler et vérifier la situation des laboratoires et zones critiques en temps réel.

## Analyse du risque

### 6 Évaluation du risque :

#### 6.1 Méthode :

Notre méthode d'évaluation des risques est adaptée au contexte du ... (4x4). C'est en fait une grille de criticité avec les règles de cotation de la probabilité d'occurrence et de la gravité des conséquences des situations redoutées en fonction des mesures de maîtrise des risques mises en place.

**Table -4-** La grille de criticité ou matrice de risque, utilisée pour évaluer les risques est la suivante [14] :

	Occurrence – Fréquence			
Gravité	Très Basse	Basse	Moyenne	Elevée
Très Basse	Bas	Bas	Bas	Moyen
Basse	Bas	Bas	Moyen	Moyen
Moyenne	Bas	Moyen	Moyen	Moyen
Elevée	Moyen	Moyen	Moyen	Haut

De ce classement et évaluation des risques dépendra l'élaboration des recommandations qui devront permettre de réduire le niveau de risque du :

- Un risque Haut : « en urgence », les mesures d'atténuation et de prise en charge doivent être prises.
- Un risque Moyen : La réduction à la source et des mesures de contrôle opérationnel doivent être instaurées.
- Un risque Bas : Le contrôle opérationnel et de surveillance doivent être prises.
- Un risque Négligeable : nécessite une surveillance, mais n'est pas prioritaire.

Pour évaluer le risque, il faut préalablement déterminer le niveau de la probabilité d'occurrence ou de la fréquence d'incident, ainsi que le niveau de gravité ou de sévérité de la situation redoutée.

## Analyse du risque

Les critères suivants seront utilisés pour évaluer la probabilité d'occurrence :

- Très basse : fréquence  $< 1 * 10^{-6}$ .
- Basse :  $1 * 10^{-6} < \text{fréquence} < 1 * 10^{-4}$ ,
- Moyenne :  $1 * 10^{-4} < \text{fréquence} < 1 * 10^{-2}$
- Elevée :  $1 * 10^{-2} < \text{fréquence} < 1 * 10^{-1}$

Les critères de référence pour évaluer la gravité des situations redoutées sont donnés en fonction des cibles affectées en cas de survenue de l'événement.

**Tabla -5-** Les critères utilisés sont les suivants [14] :

Gravité	Santé de l'homme	Intégrité des installations	Environnement
Très Basse	Effets non significatifs	Dommmages mineurs (circonscrits à l'unité)	Effets non significatifs
Basse	Effets mineurs	Dommmages majeurs (étendus aux équipements critiques)	Effets mineurs
Moyenne	Effets majeurs	Dommmages importants (étendus aux utilités)	Effets majeurs
Elevée	Effets irréversibles et inacceptables	Dommmages inacceptables (étendus aux bâtiments, susceptibles d'affecter les zones externes au site)	Effets irréversibles

### 6.2 Évaluation des risques de l'établissement :

La méthode précédemment présentée est appliquée aux situations dangereuses redoutées du

Les résultats de la méthode suivie sont donnés en annexe.

Les tableaux de conclusion, dans lesquels sont qualifiés les événements redoutés sont donnés ci-après :

## Analyse du risque

**Table -6-** Dispersion d'un nuage de gaz :

	Niveau de risque		
	LIE		
	7 mm	22 mm	70 mm
Halls pilotes	Moyen	Moyen	Moyen
Laboratoires	Moyen	Moyen	Moyen
Zones de stockage	Moyen	Moyen	Moyen
Utilités	Moyen	Moyen	Moyen

**Table -7-** Incendie – Effets des radiations thermiques :

		Niveau de risque		
		4 kW/m <sup>2</sup>	8 kW/m <sup>2</sup>	12,5 kW/m <sup>2</sup>
Halls pilotes	7 mm	Moyen	Moyen	Moyen
	22 mm	Moyen	Moyen	Moyen
	70 mm	Moyen	Moyen	Moyen
laboratoires	7 mm	Moyen	Moyen	Moyen
	22 mm	Moyen	Moyen	Moyen
	70 mm	Moyen	Moyen	Moyen
Zones de stockage	7 mm	Moyen	Moyen	Moyen
	22 mm	Moyen	Moyen	Moyen
	70 mm	Moyen	Moyen	Moyen
Utilités	7 mm	Moyen	Moyen	Moyen
	22 mm	Moyen	Moyen	Moyen
	70 mm	Moyen	Moyen	Moyen

## Analyse du risque

Table -8- Explosion – Effets des surpressions :

		Niveau de risque		
		50 mbar	170 mbar	300 mbar
Halls pilotes	7 mm	Bas	Bas	Bas
	22 mm	Bas	Bas	Bas
	70 mm	Moyen	Moyen	Moyen
laboratoires	7 mm	Bas	Bas	Bas
	22 mm	Bas	Bas	Bas
	70 mm	Moyen	Moyen	Moyen
Zones de stockage	7 mm	Bas	Bas	Bas
	22 mm	Bas	Bas	Bas
	70 mm	Bas	Bas	Bas
Utilités	7 mm	Bas	Bas	Bas
	22 mm	Bas	Bas	Bas
	70 mm	Moyen	Moyen	Moyen

# *Chapitre II*

*Base théoriques sur  
l'écoulement du gaz*



## Base théoriques sur l'écoulement du gaz

### 1. Ecoulement du gaz à travers un trou

Pour les liquide et les gaz avec de faibles changement de pression et de faible énergies  $p_1/p_2 < 2$   $Ma < 0.3$  (le nombre de mach) le flux peut être considéré comme incompressible et les expressions présentées être Appliquées.

Cependant, avec un flux de gaz, si le changement de pression est important et la vitesse est élevée, puis les effets cinétiques et de compressibilité jouent un rôle important [15], et la pression, La température et la densité changent de manière significative lorsque le gaz s'écoule à travers une ouverture, le flux est considéré comme compressible et l'expression différentiel doit être appliquée pour le calculer.

#### 1-1 vitesse critique :

Puis un gaz ou de la vapeur sort à travers un trou, il y a deux situations possibles : la vitesse sonique et la vitesse subsonique cela est discuté être faible [16].

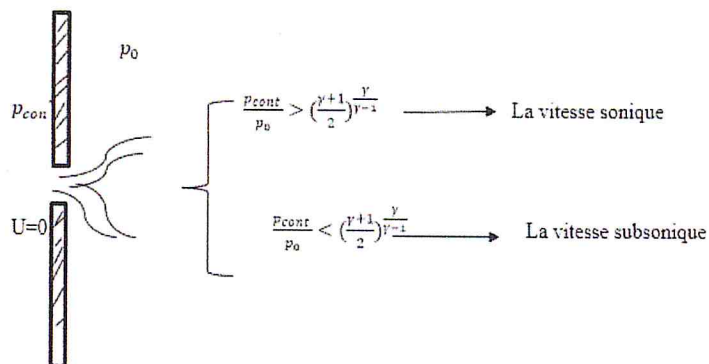


Figure-2.1- écoulement du gaz ou de vapeur à travers un trou.

Supposons que le gaz s'écoule d'un réservoir à une certaine pression  $P_{cont}$  à travers un trou in le mur (figure -1- ), Si la pression en aval du trou  $P_{out}$  diminue, la vitesse du gaz à travers les incréments de trou. Cette vitesse va s'incorporer jusqu'à à une certaine valeur de  $P_{out}$  il atteint la vitesse du son dans ce gaz (à cette température).

Une diminution supplémentaire de  $P_{out}$  ne provoquera aucune augmentation de la vitesse du fluide : la vitesse du son à  $P_{choked}$ ,  $T_{choked}$  est la vitesse maximale à laquelle le gaz peut s'écouler à travers l'orifice (pour atteindre la vitesse supersonique, des buses convergentes-divergentes spécialement conçues seraient nécessaires) la pression à la sortie du

## Base théoriques sur l'écoulement du gaz

trou sera  $P_{choked}$ , même si  $P_{out}$  diminue plus loin.  $P_{choked}$  Est appelée pression étranglée ou critique, et la vitesse au trou dans ces conditions est appelée vitesse bloquée ou critique.

En supposant une expansion isentropique, la relation entre la pression étouffée et la pression à l'intérieur du réservoir peut être exprimée comme [16] :

$$\frac{P_{choked}}{P_{cont}} = \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad (2.1)$$

Où  $P_{cont}$  est la pression à l'intérieur du récipient ou du tuyau.

Et  $\gamma$  Le rapport des capacités thermiques  $\left(\frac{c_p}{c_v}\right)$ .

La vitesse étouffée est la vitesse maximale possible dans une libération accidentelle. On le trouve dans la plupart des rejets gazeux accidentels.

Depuis  $P_{out}$  est généralement la pression atmosphérique (essentiellement constante), les mêmes conditions sont atteintes si la pression à l'intérieur du récipient (un réservoir, un tuyau) augmente jusqu'à une certaine valeur :

D'autres augmentations de  $P_{cont}$  ne produiront plus d'augmentation de la vitesse de sortie du gaz.

Par conséquent, la vitesse critique sera atteinte si la condition suivante est remplie [16] :

$$\frac{p_{cont}}{p_0} \geq \left(\frac{\gamma+1}{2}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad (2.2)$$

Ce fait,  $\gamma$  est le coefficient isentropique du gaz ou de la vapeur dans les conditions de relaxation.

Cependant, pour les gaz ayant des propriétés similaires à celles d'un gaz parfait,  $\gamma$  est le rapport des capacités thermiques.  $\gamma$  Est toujours supérieur à l'unité.

Pour la plupart des gaz, il varie de 1.1 à 1.4, par conséquent, la vitesse de sonie sera atteinte quand  $\frac{p_{cont}}{p_0} \geq 1.9$  pour l'air  $\gamma = 1.4$  par exemple, la vitesse sonique est atteinte quand  $\frac{p_{cont}}{p_0} \geq 1.893$ , c'est-à-dire lorsque la pression absolue en aval est de 52,8% de l'absolu amont.

## Base théoriques sur l'écoulement du gaz

La vitesse du son dans un gaz idéal à une température  $T$  peut être calculée avec l'expression suivante :

$$U_s = \sqrt{\frac{\gamma T R 10^3}{M_v}} \quad (2.3)$$

Ou  $U_s$  : est exprimé en ( $\text{ms}^{-1}$ ).

$R$  : est le gaz parfait ( $8.314 \text{ KJ Kkmol}^{-1} \text{ K}^{+1}$ ).

$M_v$  : Est le poids moléculaire du gaz ( $\text{Kg Kkmol}^{-1}$ ).

Table 2.1 : montres le rapport des capacités thermiques,  $\gamma = \frac{c_p}{c_v}$ , pour divers gaz.

La densité d'un gaz augmente avec la pression. Donc, une fois la vitesse critique atteinte, si  $p_{cont}$  est encore augmenté, la vitesse de libération sera toujours la vitesse du son, mais la densité du gaz sera plus élevée. Par conséquent, le débit massique augmentera avec  $p_{cont}$  il est donc clair que ce qui devient critique ou étouffé est la vitesse ( $\text{m / s}$ ) du gaz plutôt que le débit. Ainsi, la vitesse critique est un meilleur terme que le débit critique.

Flux critique -i.e. la vitesse du gaz et le débit massique peuvent tous deux être atteints lorsqu'il y a une pression donnée en amont du trou et une condition de vide en aval du trou, de sorte que la vitesse est atteinte.

Dans ce cas, la densité du gaz d'entrée est constante et donc le débit massique est également obstrué.

La température du gaz dans le jet à l'orifice est :

$$T_{choked} = T_{cont} \frac{p_{choked}}{p_{cont}}^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} = T_{cont} \frac{2}{\gamma+1} \quad (2.4)$$

Ou  $T_{cont}$  est la température dans le récipient ou le tuyau (K).

## Base théoriques sur l'écoulement du gaz

Table -2.1- poids moléculaire, rapport de capacité thermique et vitesse sonique pour divers gaz et vapeurs à 298 K et 101,3 Kpa. Calculé [17], [18] :

Gaz	masse moléculaire	$\gamma = \frac{C_p}{C_v}$	$U_s$ (m.S <sup>-1</sup> )
Acétylène	26	1.247	345
Acrylonitrile	53.1	1.149	232
Air	29	1.4	246
Ammoniac	17	1.311	437
Benzène	78.1	1.112	188
Butane	58.1	1.091	216
gaz carbonique	44	1.301	271
monoxyde de carbone	28	1.4	352
Chlore	70.9	1.33	216
Cyclohexane	84.2	1.085	179
Ethane	30.1	1.188	313
Ethylène	28	1.253	333
Oxyde d'éthylène	44	1.215	261
Hélium	4	1.66	1014
Hexane	86.2	1.062	175
Chlorure d'hydrogène	36.5	1.399	308
Hydrogène	2	1.405	1314
Sulfure d'hydrogène	34.1	1.326	310
Méthane	16	1.304	449
Gaz naturel	18.1	1.27	419
Azote	28	1.406	352
Oxygène	32	1.395	329
Propane	44.1	1.146	253
Propylène	42.1	1.148	260
le dioxyde de soufre	64.1	1.264	221
Toluène	92.1	1.087	171

86.15% CH<sub>4</sub> , 12.68% C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> , 0.09% C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> , 0.68% N<sub>2</sub>

## Base théoriques sur l'écoulement du gaz

### 1-2 débit massique :

Le débit massique de gaz à travers un orifice peut être calculé avec l'expression suivante obtenue à partir du bilan énergétique mécanique en supposant une expansion isentropique et en introduisant un coefficient de décharge.

$$m_{hole} = A_{or} C_d P_{cont} \Psi \sqrt{\gamma} \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}} \frac{M_v}{z T_{cont} R 10^3} \quad (2.5)$$

Où  $m$  : est le débit massique ( $\text{KgS}^{-1}$ )

$C_d$  : est le coefficient de décharge sans dimension (-)

$A_{or}$  : est le facteur de compressibilité du gaz à,  $P_{cont}$   $T_{cont}$  (-) (pour un comportement de gaz idéal  $Z=1$ )

$\Psi$  : est un facteur sans dimension qui dépend de la vitesse du gaz

Pour la vitesse du gaz sonique :

$$\Psi = 1 \quad (2.6)$$

Et pour la vitesse du gaz subsonique :

$$\Psi^2 = \frac{2}{\gamma-1} \left(\frac{\gamma+1}{2}\right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}} \left(\frac{P_0}{P_{cont}}\right)^{\frac{2}{\gamma}} \left(1 - \left(\frac{P_0}{P_{cont}}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}\right) \quad (2.7)$$

La valeur de  $\Psi$  a été tracée en fonction de  $\frac{P_0}{P_{cont}}$  pour différents rapports de capacité thermique.

La longueur d'un jet libre d'un gaz peut être estimée avec l'expression suivante [19] :

$$L_j = \frac{6 u_j d_{or}}{u_w} \quad (2.8)$$

Où  $u_j$  : est la vitesse du jet à la source ( $\text{ms}^{-1}$ ).

$d_{or}$  : Est la vitesse moyenne du vent ambiant ( $\text{ms}^{-1}$ ) (valeur par défaut  $5 \text{ ms}^{-1}$ ).

## Base théoriques sur l'écoulement du gaz

---

### 1-3 coefficient de décharge :

$c_d$  Est un coefficient qui prend en compte le fait que le processus n'est pas isentropique, sa valeur est  $c_d = 1.0$  pour des orifices à bords nus dans les rejets accidentels (nombre élevé de Reynolds) certains auteurs recommandent  $c_d=0.62$  et d'autres recommandent une valeur conservatrice de 1.0.

### 2- La taille d'un feu de jet :

Les feux à jet sont caractérisés par des flammes de diffusion très turbulentes. Ils peuvent se produire en raison d'un rejet accidentel d'un gaz combustible - par exemple, à travers un tuyau brisé ou une bride, ou à partir d'une soupape de décharge - ou en cours de combustion ou d'évasement d'urgence.

Des incendies accidentels se produisent dans de nombreuses parties des usines de traitement ou dans des accidents de transport et empiètent souvent sur l'équipement, des flux de chaleur importants se produisent en raison du transfert thermique convectif élevé causé par la combustion relativement bonne et les vitesses d'écoulement élevées.

Un certain nombre de BLEVE ou d'explosions similaires ont été causés par des feux d'aviation. Les fusées éclairantes libèrent également de grandes quantités d'énergie rayonnante, bien qu'elles soient situées dans des sacs élevés pour assurer un fonctionnement sécuritaire.

Dans les deux cas, la prédiction de la taille du feu de gicleur et du flux thermique en fonction de la distance est nécessaire pour déterminer les effets d'un incendie et déterminer les distances de sécurité.

#### 2-1 flux de jet :

Dans un relâchement accidentel, la vitesse du son (vitesse du son dans le gaz dans les conditions du gaz de sortie) est atteinte si la relation suivante est remplie [16].

$$\frac{p_0}{P_{cont}} \leq \left[ \frac{2}{\gamma+1} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad (2.9)$$

Ou  $p_0$  : est la pression atmosphérique ( $Nm^{-2}$ ) et

$P_{cont}$  : est la pression à l'intérieur du récipient ou du tuyau ( $Nm^{-2}$ ).

## Base théoriques sur l'écoulement du gaz

La vitesse sonique est la vitesse maximale possible dans une libération accidentelle. Il est également appelé *vélocité étranglée*. Une fois la vitesse du son atteinte, de nouvelles augmentations de  $P_{cont}$  ne produiront plus d'augmentation de la vitesse de sortie du gaz. Cependant, lorsque la densité du gaz augmente avec la pression, le débit massique augmente linéairement avec la pression. Pour la plupart des gaz, la vitesse sonique est atteinte si la pression à la source est supérieure à 1,7-1,9 bar, ce qui est généralement le cas dans les rejets accidentels.

Les expressions suivantes concernant le jet de gaz sont d'intérêt.  
La vitesse du son dans un gaz donné à une température T est :

$$U_s = \sqrt{\frac{\gamma * T * R * 10^3}{M_v}} \quad (2.10)$$

Ou  $U_s$  : est exprimé en  $ms^{-1}$  et R est le gaz parfait ( $8.314 \text{ kJ kmol}^{-1}k^{-1}$ ).

La température du gaz dans le jet en expansion à la sortie de l'orifice est [20] :

$$T_j = T_{cont} * \left(\frac{P_0}{P_{cont}}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad (2.11)$$

Ou  $P_0$  : est la pression atmosphérique ( $Nm^{-2}$ ).

$P_{cont}$  : est la pression initiale du gaz dans le conteneur ou le tuyau ( $Nm^{-2}$ ).

ET  $T_{cont}$  : est la température dans le récipient ou le tuyau (K).

Le diamètre effectif,  $d_s$  est le diamètre d'un orifice imaginaire qui libérerait de l'air avec une densité  $\rho_a$  au même débit que celui auquel le gaz est émis. Il peut être calculé avec l'expression suivante [20] :

$$d_s = \sqrt{\frac{4 * m}{\pi * \rho_a * u_j}} \quad (2.12-a)$$

Ou m : est le débit massique de gaz ( $Kg s^{-1}$ ) et

$u_j$  : est la vitesse dans le jet en expansion à la sortie de gaz ( $ms^{-1}$ ).

$d_s$  : peut également être calculé comme suit :

## Base théoriques sur l'écoulement du gaz

$$d_s = d_{or} * \sqrt{\frac{\rho_j}{\rho_{air}}} \quad (2.13-a)$$

Ou  $\rho_{air}$  : est la densité de l'air ambiant ( $Kgm^{-3}$ ) et  
 $\rho_j$  =est la densité du gaz à la sortie.

Pour un flux non-contrôlé,  $\rho_j = \rho_g \circ(273/T_j)$  ; pour un écoulement étouffé, le jet se dilate jusqu'à la pression atmosphérique en aval du trou de sortie.

Puis :

$$d_s = d_j * \sqrt{\frac{\rho_j}{\rho_{air}}} \quad (2.14-b)$$

Ou

$$d_j = \sqrt{\frac{4m}{\rho_j * \pi * u_j}} \quad (2.15)$$

Ou  $\rho_j$  : est la densité du gaz dans le jet expansé( $Kgm^{-3}$ ).

$u_j$  : peut être calculé comme suit [20] :

$$u_j = M_j \sqrt{\frac{\gamma * R * T_j}{M_v}} \quad (2.16)$$

$$M_j = \sqrt{\frac{(\gamma+1) * (\frac{P_{or}}{P_0})^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 2}{(\gamma-1)}} \quad (2.17)$$

Ou  $M_j$  : est le nombre de mach pour l'écoulement étranglé d'un jet expansible (-).

$P_0$  : est la pression atmosphérique ( $Nm^{-2}$ ).

$P_{or}$  : est la pression statique au niveau du plan de sortie de l'orifice( $Nm^{-2}$ ) :

$$P_{or} = P_{cont} * \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad (2.18)$$

### 2-2 la forme et la taille du feu de jet :

Il existe divers ensembles d'équations proposés par différents auteurs pour prédire la forme et la taille d'un feu de jet, avec une diffusion significative dans les résultats.

Deux traitements classiques, pour les situations calmes et la présence pour le vent, Respectivement, ont été sélectionnés ici [21].

En situation de vent de clam, la longueur des flammes dans un jet de feu peut être estimée de manière simple en utilisant l'expression proposée par Hawthorne [22] :



## Base théoriques sur l'écoulement du gaz

$$\frac{L}{d_{or}} = \frac{5.3}{C_{st-vol}} * \left[ \frac{T_{ad}}{\alpha_{st} T_{cont}} * [C_{st} + (1 - C_{ST}) * \frac{M_a}{M_v} C_{ST}]^{1/2} \right] \quad (2.19)$$

Ou  $L$  : est la longueur de la flamme visible, de la distance de décollage à l'extrémité (m).

$C_{st-vol}$  : est la fraction molaire du combustible dans la mixture stœchiométrique carburant - air (-).

$T_{ad}$  : est la température de la flamme adiabatique (K).

$M_a$  : est le poids moléculaire de l'air ( $KgKmol^{-1}$ ) et

$\alpha_{st}$  : est le rapport entre le nombre de moles de réactifs et les moles de produit pour un mélange stœchiométrique carburant - air (-).

Equation (2-10) peut être simplifiée pour les gaz d'hydrocarbures à [6] :

$$\frac{L}{d_{or}} = \frac{15}{C_{st-vol}} * \left( \frac{M_a}{M_v} \right)^{1/2} \quad (2.20)$$

La distance de décollement  $s$  peut être estimée en utilisant l'expression suivante :

$$S = \frac{6.4 * \pi * u_j * d_{or}}{4 * u_{av}} \quad (2.21)$$

Ou  $d_{or}$  : est le diamètre de l'orifice (m), et

$u_{av}$  : est la vitesse moyenne du jet ( $ms^{-1}$ ) ( $u_{av} \approx 0.4u_j$ ).

Enfin, le diamètre du jet peut être estimé en fonction de sa longueur en utilisant l'expression suivante :

$$D_j = 0.29x \left[ \ln \frac{L+S}{x} \right]^{1/2} \quad (2.22)$$

Ou  $x$  : est la distance axiale de l'orifice (m) et.

$S$  : est la distance de décollage (m).

# *Chapitre III*

## *Applications aux fuites des hydrocarbures*

## Applications aux fuites des hydrocarbures

### 1. Fuite dans un réservoir d'azote :

Un réservoir cylindrique de 10 m de haut et de 5 m de diamètre contient du toluène à 20 ° C. La pression au-dessus de la surface du liquide est sensiblement à l'atmosphère avec de l'azote.

Le réservoir est rempli à 85%. Une collision crée un trou dans la paroi du réservoir

$$(d_{or} = 50\text{mm}) \text{ 1m.}$$

Au-dessus du fond. La fuite est réparée et arrêtée 30min après le début.

Calculer :

- le débit initial à travers le trou.
- la quantité de toluène déversée.
- le temps pendant lequel le toluène aurait été déversé si la fuite n'avait pas été réparée.

$$\rho_{choked} = 867 \text{ Kg m}^{-3}.$$

a)- Hauteur initiale du liquide dans le réservoir :  $0.85 * 10 = 8.5 \text{ m.}$

Hauteur initiale du liquide au-dessus de la fuite :  $8,5-1 = 7,5 \text{ m.}$

Le débit initial (maximum) est calculé avec Equation (1-5) :

$$m = \frac{\pi * 0.05^2}{4} * 867 * 0.62 \sqrt{2 * 9.81 * 7.5} = 12.8 \text{ Kgs}^{-1}.$$

b)- lorsque le toluène est déversé, la hauteur du liquide dans le réservoir diminue et, par conséquent, le débit de fuite diminue également. Par conséquent, la libération doit être divisée en plusieurs segments de temps discrets, en supposant que la tête liquide et le débit de fuite soient continus sur chaque segment.

Dix segments sont pris pour ce cas.

Pour le premier segment de temps (de  $t = 0\text{s}$  à  $t = 180\text{s}$ ) :

$$m = 12.8 \text{ Kg s}^{-1}. h_j = 7.5\text{m.}$$

Pendant les premières années 180s, la quantité de toluène déversée est :

$$12.8 * 180 = 2304 \text{ Kg} \Rightarrow 2.66\text{m}^3.$$

Après le premier segment de temps, la hauteur du liquide au-dessus de la fuite est :

$$h_j = 7.5 - \frac{2.66}{\frac{d^2 * \pi}{4}} = 7.365 \text{ m.}$$

## Applications aux fuites des hydrocarbures

Table -3.1- Le tableau suivant résume les résultats de calcul pour les différents segments de temps :

t,s	m, Kg, s <sup>-1</sup>	h <sub>j</sub> , m	masse déversée accumulée, Kg
0-180	12.80	7.500	2.304
180-360	12.68	7.365	4.586
360-540	12.57	7.231	6.850
540-720	12.45	7.099	9.092
720-900	12.34	6.968	11.313
900-1.080	12.23	6.832	13.514
1.080-1.260	12.11	6.704	15.694
1.260-1.440	11.99	6.577	17.853
1.440-1.620	11.88	6.451	19.991
1.620-1.800	11.76	6.324	22.107
1.800		6.201	

La quantité déversée est de 22.107 Kg.

c)- l'heure est calculée avec équation :

$$t_e = \frac{1}{0.62 \cdot 9.81} * \frac{\frac{\pi \cdot 5^2}{4}}{\frac{\pi \cdot 0.05^2}{4}} \sqrt{2 * 9.81 * 7.5} = 19.944 \Rightarrow 5.54 \text{ h.}$$

## Applications aux fuites des hydrocarbures

### 2. Fuite dans un réservoir de butane :

Un réservoir cylindrique contenant du butane a été chauffé à 51° C. le gaz est évacué par un dispositif de déclenchement (diamètre interne de la sortie : 0,025 m) situé sur le réservoir, à 4 m du sol (figure.2).

Il n'y a pas de vent. Estimer le rayonnement thermique maximal sur la paroi d'un réservoir situé à une distance horizontale de 9 m de l'axe du jet, à une hauteur de 4,5 m au-dessus du sol.

$\Delta H_c = 45700 \text{ KJkg}^{-1}$ ,  $\gamma = 1.11$ . Constantes dans l'équation d'Antoine pour le butane :  $A = 4.35576$ ,  $B = 1175.58$ ,  $C = -2.071$ . Température ambiante = 18°C. Humidité relative = 50%.

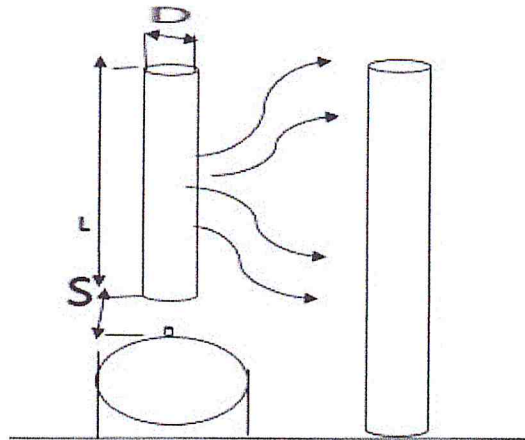
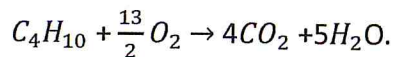


Figure -3.1- jet de feu dans une situation calme.

La réaction de combustion est :



$$C_{st-vol} = \frac{1}{1 + \frac{13}{2} \cdot \frac{1}{0.21}} = 0.0313$$

Estimation de la longueur de la flamme en utilisant l'équation (2-11) :

$$L = 0.025 * \frac{15}{0.0313} * \left(\frac{29}{58}\right)^{1/2} = 8.4 \text{ m.}$$

Estimation de la distance de décollage par Equation (2-12) :

$$S = \frac{6.4 * \pi * 0.025 * u_j}{4 * 0.4 * u_j} = 0.3 \text{ m}$$

## Applications aux fuites des hydrocarbures

Pression à l'intérieur du navire :

$$\log P = 4.35576 - \frac{1175.58}{324 - 2.071}; P = 5 \text{ bar.}$$

Calcul du débit massique du carburant en utilisant l'équation (1-5) :

$$m = \pi * \frac{0.025^2}{4} * 0.62 * 5 * 10^5 \sqrt{1.11 * \left(\frac{2}{1.11+1}\right)^{\frac{1.11+1}{1.11-1}}} * \frac{58}{324 * 8.314 * 10^3} = 0.447 \text{ Kgs}^{-1}.$$

Pour les feux à réaction au butane, Brzustowski a obtenu la valeur suivante pour la fraction de chaleur radiante :  $\eta_{rad} = 0.3$ .

Si le feu de jet est supposé être un cylindre, à partir d'Equation (2-13), on obtient un diamètre moyen  $D \approx 1 \text{ m}$ .

Estimation de la puissance émissive moyenne en utilisant Equation :

$$E = \frac{0.3 * 0.447 * 45.700}{\pi * 1.84 + 2 * \pi * \frac{1^2}{4}} = 215 \text{ KWm}^{-2}.$$

Estimation du facteur de vue à partir du tableau :  $F_v = 0.0238$ . Pour ne humidité relative de 50% et  $l = 9 \text{ m}$ ,  $\tau = 0,88$ , donc, l'intensité du rayonnement thermique équation est :

$$I = 0.0238 * 215 * 0.89 = 4.5 \text{ KWm}^{-2}.$$

### 3. Fuite dans un réservoir propane :

#### 3.1 Vitesse d'une fuite moyenne dans un réservoir de propane :

En raison d'une manœuvre incorrecte, un impact crée un trou d'un diamètre approximatif de 2 cm au sommet d'un réservoir contenant du propane à 25 ° C et 10 bars. Le niveau du liquide est bas, donc le gaz est libéré à travers le trou.

Calculer le débit massique.

Pour le propane  $\gamma=1.15$ . Donc :

$$\left(\frac{\gamma+1}{2}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} = \left(\frac{1.15+1}{2}\right)^{\frac{1.15}{1.15-1}} = 1.74$$

De prise :

$$\frac{p_{cont}}{p_o} = \frac{10 \text{ bar}}{1.013 \text{ bar}} = 9.87$$

A vitesse du propane à l'orifice est critique. À cet effet, en appliquant l'équation (1-5) :

$$m_{hole} = A_{or} C_d P_{cont} \Psi \sqrt{\gamma} \left(\frac{2}{\gamma+1}\right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}} \frac{M_v}{z T_{cont} R 10^3}.$$

## Applications aux fuites des hydrocarbures

$$= \frac{\pi \cdot 0.02^2}{4} C_d (10 \cdot 10^5) 1 \sqrt{1.15} \left( \frac{2}{1.15+1} \right)^{\frac{1.15+1}{1.15-1}} \frac{44.1}{1 (273+25) 8.314 \cdot 10^3} \cdot$$

$$= \begin{cases} 0.525 \frac{Kg}{s} \text{ si } C_D = 0.62 \\ 0.847 \frac{Kg}{s} \text{ si } C_D = 1 \end{cases}$$

La vitesse au trou peut maintenant être calculée. Les conditions au jet étouffé sont :

$$p_{choked} = 10 \left[ \frac{2}{1.15+1} \right]^{\frac{1.15}{1.15-1}} = 5.744 \text{ bar} .$$

$$T_{choked} = 298 \left[ \frac{5.74}{10} \right]^{\frac{1.15}{1.15-1}} = 277.2 .$$

$$\rho_{choked} = \frac{(5.744 \cdot 10^5) 44.1}{(8.314 \cdot 10^3) 277.2} = 11 \text{ Kg m}^{-3} .$$

Les vitesses au trou correspondant aux deux débits massiques sont :

$$U = \frac{0.525}{\left[ \frac{\pi \cdot 0.02^2}{4} \right] 11} = 152 \text{ ms}^{-1} .$$

$$U = \frac{0.847}{\left[ \frac{\pi \cdot 0.02^2}{4} \right] 11} = 245 \text{ ms}^{-1} .$$

La vitesse du son dans le propane dans des conditions étranglées est :

$$U_j = \sqrt{\frac{1.15 \cdot 277.2 \cdot (8.314 \cdot 10^3)}{44.1}} = 245 \text{ ms}^{-1} .$$

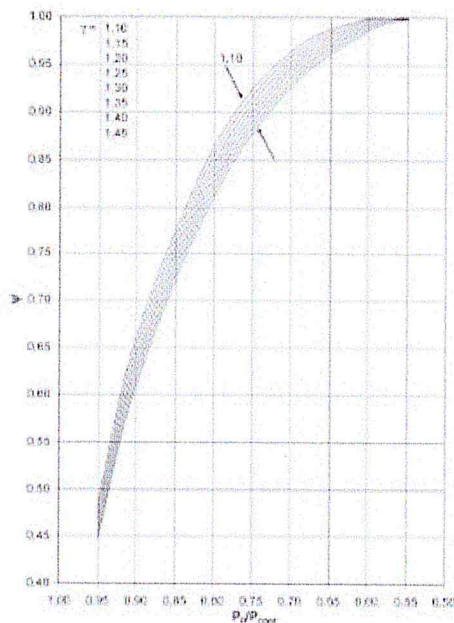


Figure-3.2-  $\Psi$  en fonction de  $\frac{P_0}{P_{Cont}}$  et  $\gamma$  .

## Applications aux fuites des hydrocarbures

### 3.2 Suppression d'un réservoir de propane :

Un réservoir d'un volume de  $250m^3$ , rempli à 80% de propane (stocké sous forme de liquide sous pression à température ambiante), est chauffé par un feu à  $55^\circ C$  ( $\sim 19$  bars) et éclate.

Le rayonnement thermique, ainsi que les conséquences sur les personnes, doivent être estimés à une distance de 180 m de l'emplacement initial du bassin.

Les données :

Température ambiante =  $20^\circ C$  ;  $H_R = 50\%$  (pression partielle de la vapeur d'eau, 1155 Pa) ;  $\gamma = 1.14$  ;  $H_c = 46.000 \text{ KJkg}^{-1}$  ;  $T_c = 369.8 \text{ K}$  ;  $T_{boil, atm, pres.} = 231.1 \text{ K}$  ;  $\rho_{liquid, 20^\circ C} = 500 \text{ Kgm}^{-3}$  ;  $\rho_{liquid, 50^\circ C} = 444 \text{ Kgm}^{-3}$  ;  $\rho_{liquid, 55^\circ C} = 37 \text{ Kgm}^{-3}$  ;  $C_{p, liquid} = 2.4 * 10^3 \text{ JKg}^{-1}K^{-1}$ .

Tout d'abord, la masse de propane impliqué est calculée :

$$M = V_i * \rho_{l, 20^\circ C} = (0.8 * 250m^3) * 500 \text{ Kgm}^{-3} = 100.000 \text{ Kg.}$$

Le rayonnement thermique sera calculé en utilisant les deux modèles discutés précédemment.

Estimation du rayonnement thermique (constante D, H et E).

En utilisant équitation, le diamètre de la boule de feu est estimé :

$$D = 5.8 * M^{1/3} = 5.8 * 100000^{1/3} = 269 \text{ m.}$$

Sa durée est estimée avec équation :

$$t = 0.9 * M^{0.25} = 0.9 * 100000^{0.25} = 16s.$$

Et la hauteur atteinte par la boule de feu est estimée par :

$$H = 0.75 * D = 0.75 * 269 = 202 \text{ m.}$$

La distance entre la flamme et la cible, selon la fige, peut être calculée comme suit :

$$D = \sqrt{H^2 + X^2} \frac{D}{2} = \sqrt{202^2 + 180^2} - 134.5 = 136 \text{ m.}$$

La transmissivité de l'atmosphère sera équation :

$$\tau = 2.85 * (1155 * 136)^{-0.12} = 0.68.$$



## Applications aux fuites des hydrocarbures

Le facteur de vue est calculé avec équation :

$$F = \frac{D^2}{4 * (\frac{D}{2} + d)^2} = \frac{269^2}{4 * (\frac{269}{2} + 136)^2} = 0.25.$$

La fraction de chaleur rayonnée est :

$$\eta_{rad} = 0.00325 * (1.9 * 10^6)^{0.32} = 0.33.$$

Le pouvoir émissif est égal à :

$$E = \frac{0.33 * 100.000 * 46.000}{\pi * 269^2 * 16}$$

Une valeur de  $E = 400 \text{ KW m}^{-2}$  sera prise. L'intensité du rayonnement sur une surface perpendiculaire au rayonnement sera :

$$I = \tau * F * E_p = 0.68 * 0.25 * 417 = 70.9 \text{ KWm}^{-2}.$$

Sur une surface verticale :

$$I_v = I * \cos \alpha = 70.9 * 0.67 = 47.5 \text{ KWm}^{-2}$$

Et sur une surface horizontale :

$$I_k = I * \sin \alpha = 70.9 * 0.75 = 53.2 \text{ KWm}^{-2}.$$

La dose reçue par une personne exposée à une intensité de rayonnement I, pendant toute la durée de la boule de feu est :

$$\text{Dose} = 16 * (47.5 * 10^3)^{4/3} = 2.8 * 10^7 \text{ s(Wm}^{-2})^{4/3}.$$

Estimation du rayonnement thermique (variable D, H end E).

Phase de croissance (premier 5.3) :

Le diamètre atteint jusqu'à  $D_{max} = 269 \text{ m}$ .

H augmente jusqu'à 135 m.

La puissance émissive a une valeur constante de  $E_{max} = 400 \text{ KW m}^{-2}$  (eq donne une valeur de  $527 \text{ KWm}^{-2}$ ).

Deux derniers tiers (à partir de  $t_{5,3}$  et  $t_{16}$ ).

Le diamètre est pratiquement constant à  $D_{max} = 269 \text{ m}$ .

La hauteur moyenne du centre de boule de feu, H, augmente régulièrement.

## Applications aux fuites des hydrocarbures

Le pouvoir émissif diminue régulièrement.

Le rayonnement thermique reçu par une surface verticale située à 180m varie en fonction du temps, comme montré dans le figure 3 ; il augmente jusqu'à une valeur maximale d'environ 82 KW m pendant la phase de croissance (premiers 5.3s) et ensuite il diminue significativement au cours du second tiers et plus doucement au cours du dernier tiers. Sur cette figure, la valeur correspondant au mode constant D, H et E a également été tracée.

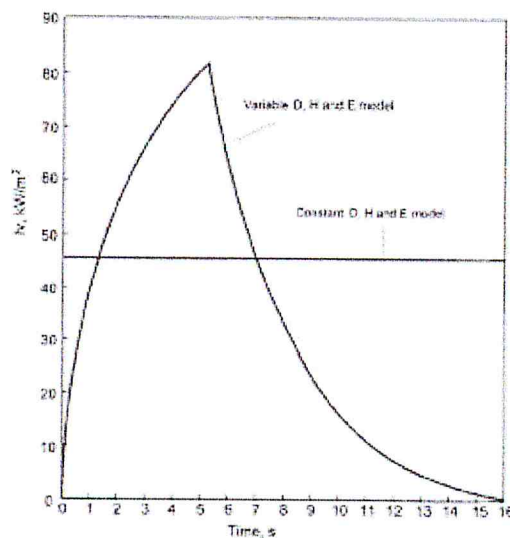


Figure -3.3- variation de l'intensité du rayonnement thermique d'une boule de feu en fonction du temps, selon les deux modèles, pour un cas donné (voir exemple).

La dose reçue par une personne exposée à ce rayonnement peut être calculée (figure 4) avec l'expression suivante :

$$\text{Dose} = \int I_{v,t}^{4/3} * dt.$$

La dose reçue par une personne exposée à l'intensité du rayonnement thermique  $I$  pendant toute la durée de la boule de feu est de  $2 * 10$  s (W m). On peut observer que les valeurs de la dose calculées par les deux méthodes sont similaires, avec une dose légèrement plus élevée obtenue avec les modèles D, H et E constants.

Conséquences sur les personnes

Radiation thermique :

## Applications aux fuites des hydrocarbures

Pour une dose de  $2.8 \cdot 10^7 \text{ s (W m}^{-2})^{4/3}$  (modèle constant D, H et E), la fonction probité de létalité (personnes non protégées) :

$$Y = -36.38 + 2.56 \ln 2.8 \cdot 10^7 = 7.52.$$

Cette valeur implique une mortalité de 99,7%.

En appliquant la même expression, pour une dose de  $2 \cdot 10^7 \text{ s (W m}^{-2})^{4/3}$  (modèle variable D, H et E) :

$$Y = -36.38 + 2.56 \ln 2 \cdot 10^7 = 6.65.$$

Cette valeur implique une mortalité de 95%.

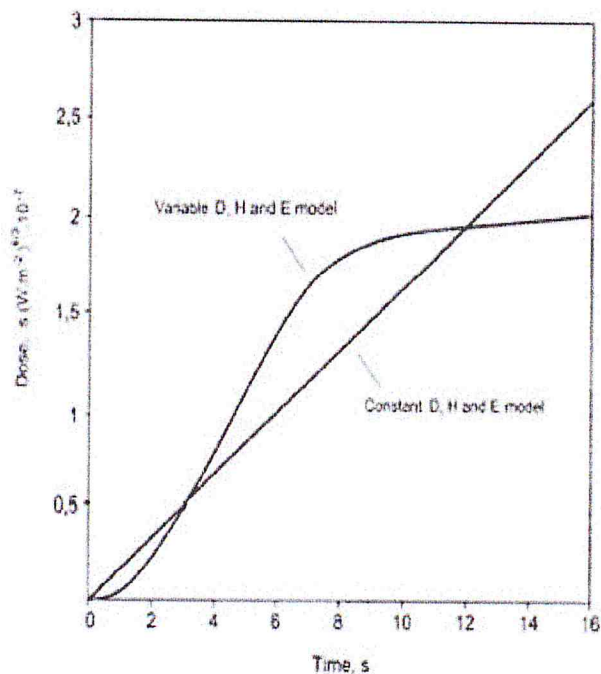


Figure -3.4- variation de la dose reçue par une personne située à 180m en fonction du temps, selon les deux modèles.

En prenant en compte la précision de la fonction probité, les deux valeurs peuvent être considérées comme similaires.

## Applications aux fuites des hydrocarbures

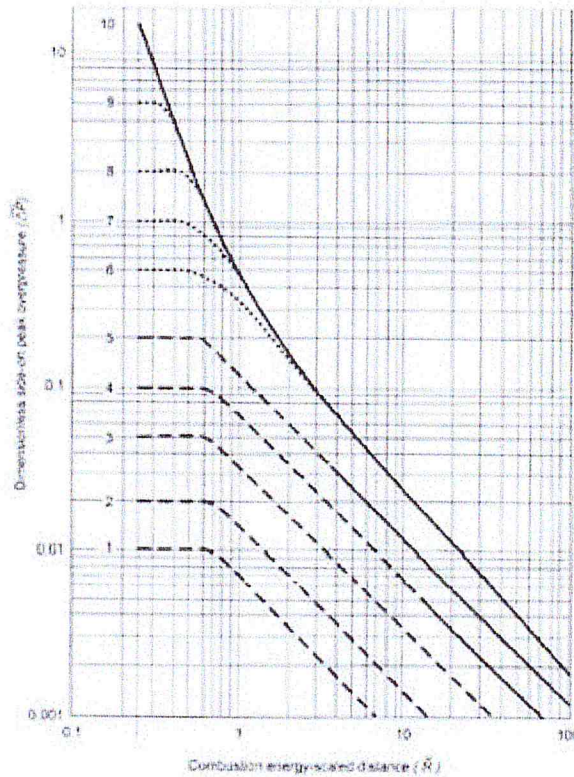


Figure -3.5- organigramme de la méthode multi-énergie : surpression latérale sans pic. Pris de, avec permission.

### 3.3 Évaluation des distances Fuite de Gaz libre :

Table 11: Fuite de gaz:

$P_{\text{cain}} = 10 \text{ bar}$ ;  $P_0 = 1,013 \text{ bar}$ ,  $T_{\text{cain}} = 298 \text{ K}$ ;  $v_w = 4 \text{ m/s}$

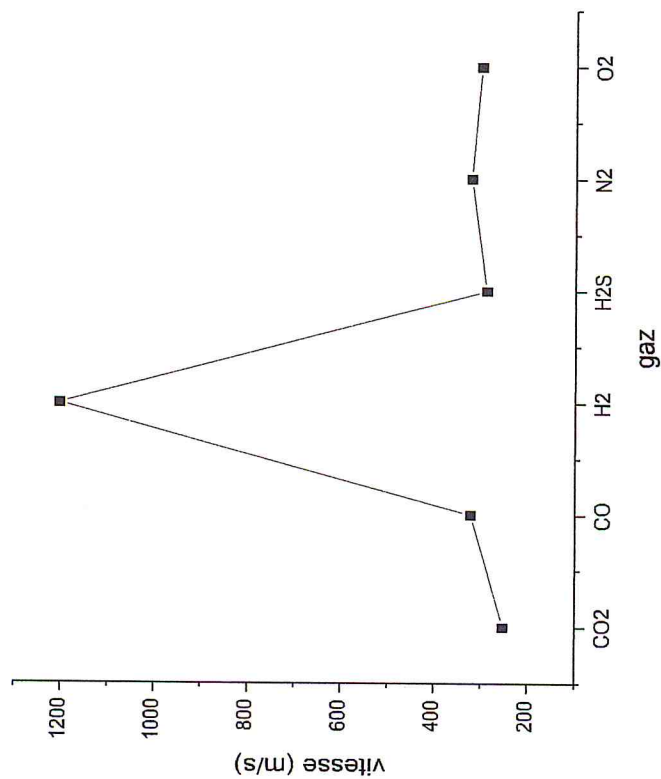
Applications aux fuites des hydrocarbures

Fluide	M	$\gamma$	$(\frac{\gamma+1}{2})^{\frac{\gamma}{\gamma-1}}$	$m_{hole}$ (kg/s)	$P_c$ (bar)	$T_c$ (K)	$P_x$	$u_s$ (m/s)	$L$ (m)
<b>7 mm</b>									
CO2	44	1,301	1,83	0,11	5,46	259,02	11,15	252,34	2,65
CO	28	1,4	1,89	0,09	5,28	248,33	7,16	321,30	3,37
H2	2	1,405	1,90	0,02	5,27	247,82	0,51	1203,08	12,63
H2S	34,1	1,326	1,85	0,10	5,41	256,23	8,66	287,82	3,02
N2	28	1,406	1,90	0,09	5,27	247,71	7,17	321,58	3,38
O2	32	1,395	1,89	0,09	5,29	248,85	8,18	300,32	3,15
<b>22 mm</b>									
CO2	44	1,301	1,83	1,07	5,46	259,02	11,15	252,34	8,33
CO	28	1,4	1,89	0,87	5,28	248,33	7,16	321,30	10,60
He	4	1,666	2,05	0,35	4,87	223,56	1,05	879,84	29,03
H2	2	1,405	1,90	0,23	5,27	247,82	0,51	1203,08	39,70
H2S	34,1	1,326	1,85	0,95	5,41	256,23	8,66	287,82	9,50
N2	28	1,406	1,90	0,88	5,27	247,71	7,17	321,58	10,61
O2	32	1,395	1,89	0,93	5,29	248,85	8,18	300,32	9,91
<b>70 mm</b>									
CO2	44	1,301	1,83	10,82	5,46	259,02	11,15	252,34	26,50
CO	28	1,4	1,89	8,85	5,28	248,33	7,16	321,30	33,74
H2	2	1,405	1,90	2,37	5,27	247,82	0,51	1203,08	126,32
H2S	34,1	1,326	1,85	9,59	5,41	256,23	8,66	287,82	30,22
N2	28	1,406	1,90	8,87	5,27	247,71	7,17	321,58	33,77

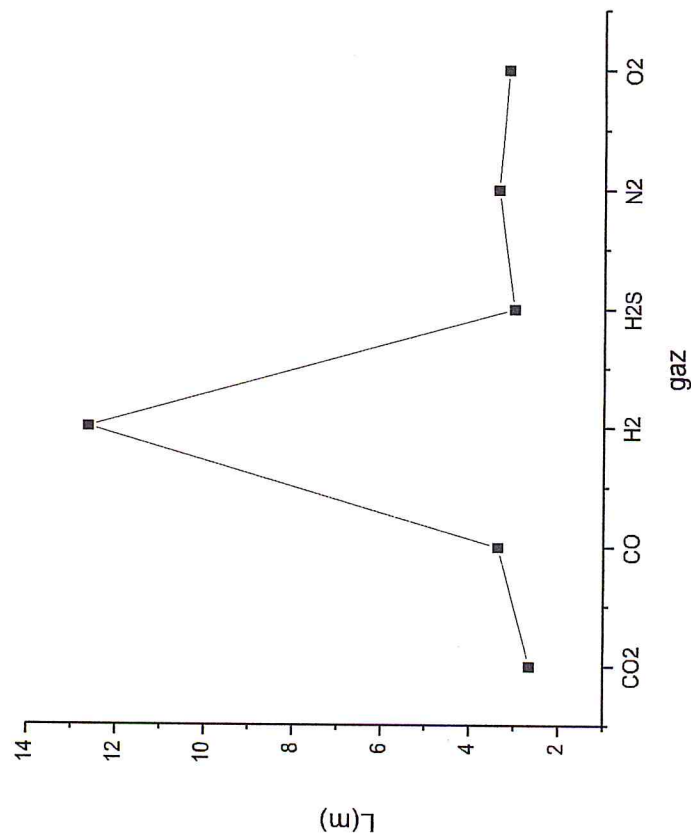
## Applications aux fuites des hydrocarbures

O2	32	1,395	1,89	9,45	5,29	248,85	8,18	300,32	31,53
----	----	-------	------	------	------	--------	------	--------	-------

**7mm**



**Figure-3.6- vitesse en fonction du gaz a 7mm.**



**Figure-3.7- la longueur en fonction du gaz a 7mm.**

# Applications aux fuites des hydrocarbures

22mm

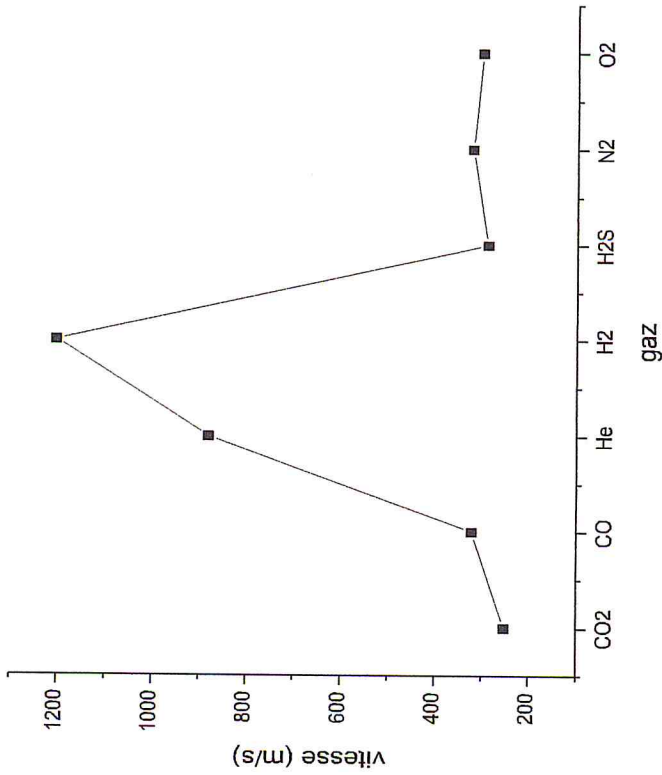


Figure-3.8- vitesse en fonction du gaz a 22mm.

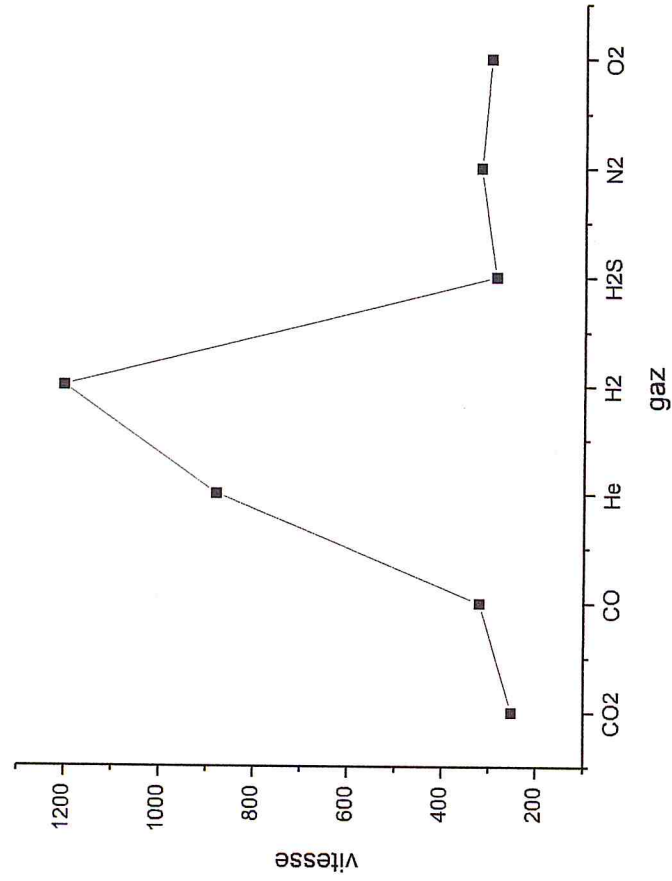


Figure-3.9-la longueur en fonction du gaz a 22mm.

# Applications aux fuites des hydrocarbures

70mm

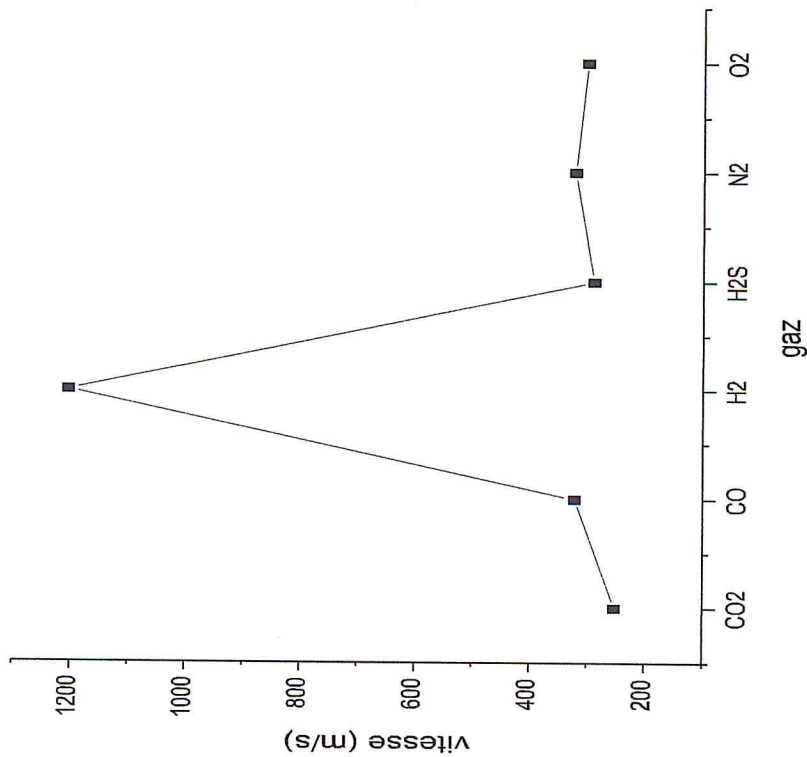


Figure-3.10- vitesse en fonction du gaz a 70mm.

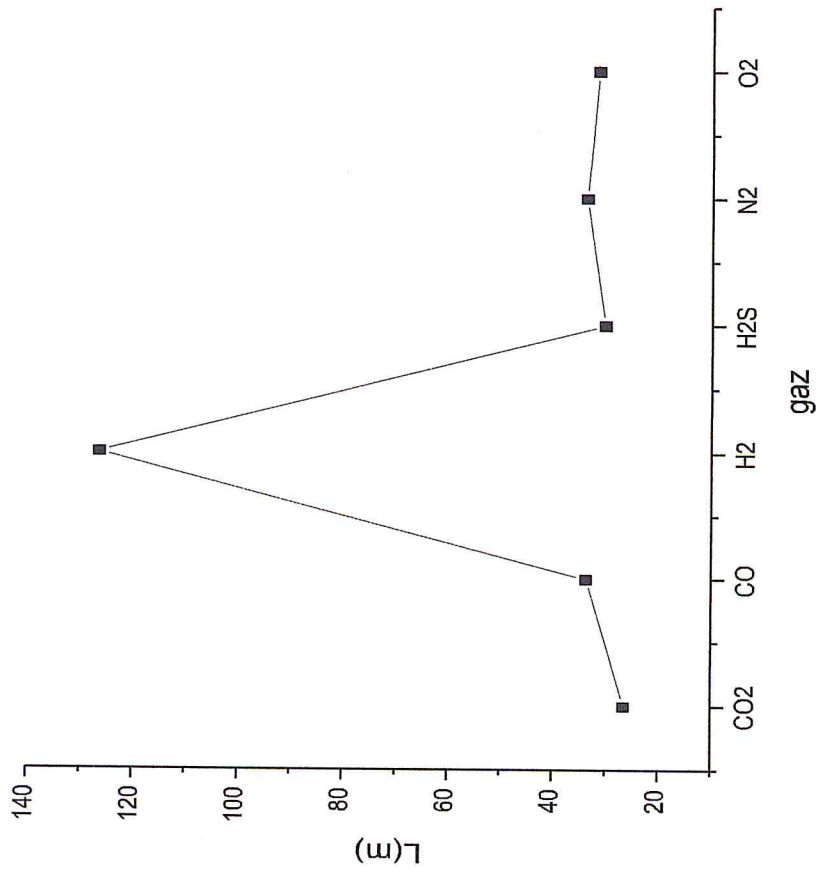


Figure-3.11- la longueur en fonction du gaz a 70mm.



## Applications aux fuites des hydrocarbures

### 3.4 Évaluation des distances de fuite d'hydrocarbures

Table 12 : fuite de gaz hydrocarbures :

$P_{\text{cain}} = 10 \text{ bar}$ ;  $P_0 = 1,013 \text{ bar}$ ,  $T_{\text{cain}} = 298 \text{ K}$ ;  $v_w = 4 \text{ m/s}$

Fluide	M	$\gamma$	$\left(\frac{\gamma + 1}{2}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}}$	$m_{\text{hole}} (\text{kg/s})$	$P_c (\text{bar})$	$T_c (\text{K})$	$\rho_x$	$u_s (\text{m/s})$	$L (\text{m})$
7 mm									
Acétylène	26	1,247	1,80	0,08	5,55	265,24	6,55	325,22	3,41
Ethylène	28	1,253	1,80	0,09	5,54	264,54	7,06	313,72	3,29
Propylène	42,1	1,148	1,74	0,10	5,75	277,47	10,49	250,81	2,63
Méthane	16	1,304	1,83	0,07	5,45	258,68	4,05	418,66	4,40
Ethane	30,1	1,188	1,76	0,09	5,67	272,39	7,53	298,97	3,14
Butane	58,1	1,091	1,70	0,12	5,87	285,03	14,38	210,95	2,21
Propane	44,1	1,146	1,74	0,10	5,75	277,73	10,99	244,95	2,57
22 mm									
Acétylène	26	1,247	1,80	0,81	5,55	265,24	6,55	325,22	10,73
Ethylène	28	1,253	1,80	0,84	5,54	264,54	7,06	313,72	10,35
Propylène	42,1	1,148	1,74	1,00	5,75	277,47	10,49	250,81	8,28
Méthane	16	1,304	1,83	0,64	5,45	258,68	4,05	418,66	13,82
Ethane	30,1	1,188	1,76	0,86	5,67	272,39	7,53	298,97	9,87
Butane	58,1	1,091	1,70	1,15	5,87	285,03	14,38	210,95	6,96
Propane	44,1	1,146	1,74	1,02	5,75	277,73	10,99	244,95	8,08

## Applications aux fuites des hydrocarbures

70 mm										
Acétylène	26	1,247	1,80	8,19	5,55	265,24	6,55	325,22	34,15	
Ethylène	28	1,253	1,80	8,52	5,54	264,54	7,06	313,72	32,94	
Propylène	42,1	1,148	1,74	10,12	5,75	277,47	10,49	250,81	26,33	
Méthane	16	1,304	1,83	6,53	5,45	258,68	4,05	418,66	43,96	
Ethane	30,1	1,188	1,76	8,66	5,67	272,39	7,53	298,97	31,39	
Butane	58,1	1,091	1,70	11,67	5,87	285,03	14,38	210,95	22,15	
Propane	44,1	1,146	1,74	10,35	5,75	277,73	10,99	244,95	25,72	

# Applications aux fuites des hydrocarbures

22mm

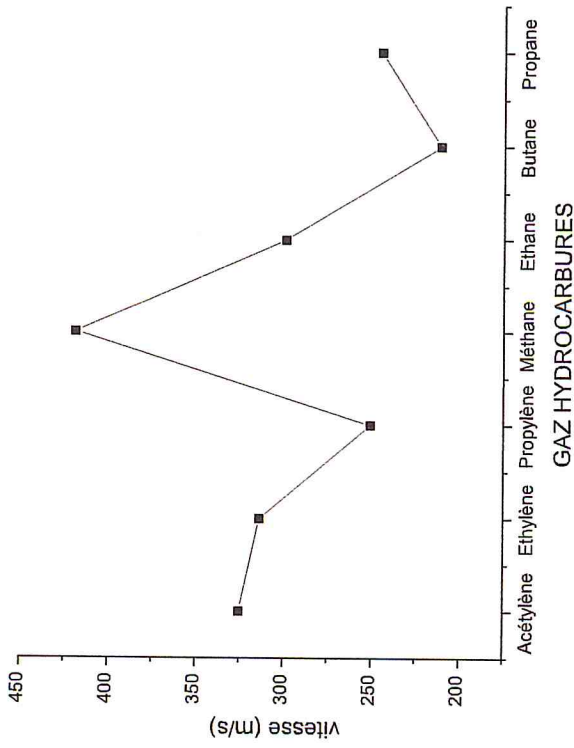


figure -3.12- vitesse en fonction de gaz hydrocarbures a 7mm.

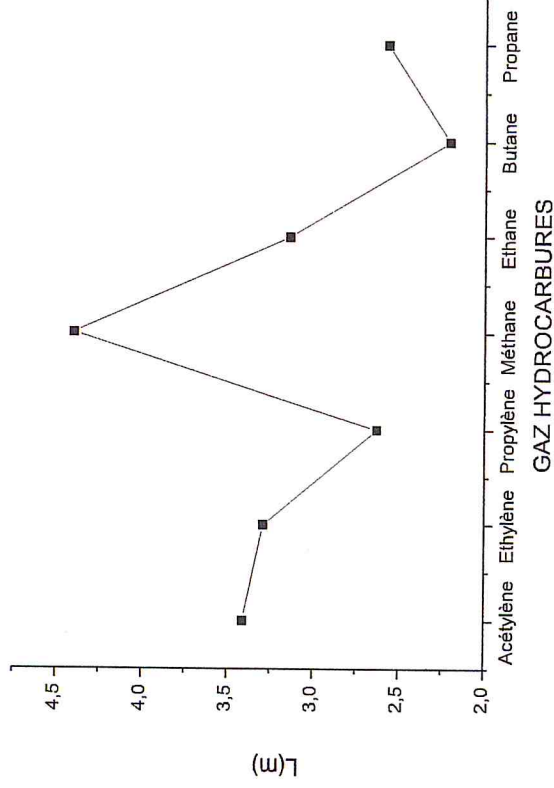


figure-3.13- la longueur en fonction de gaz hydrocarbures a 7mm.

# Applications aux fuites des hydrocarbures

22mm

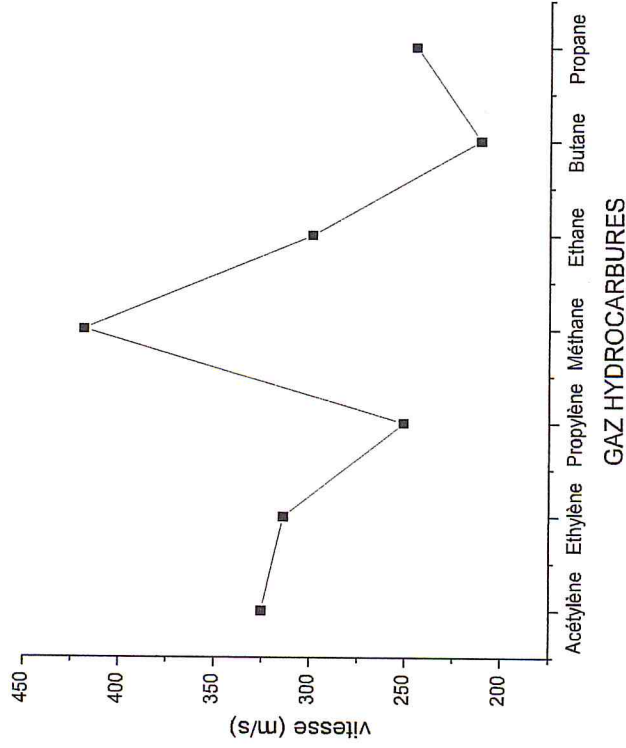


figure-3.14-vitesse en fonction de gaz hydrocarbure a 22mm.

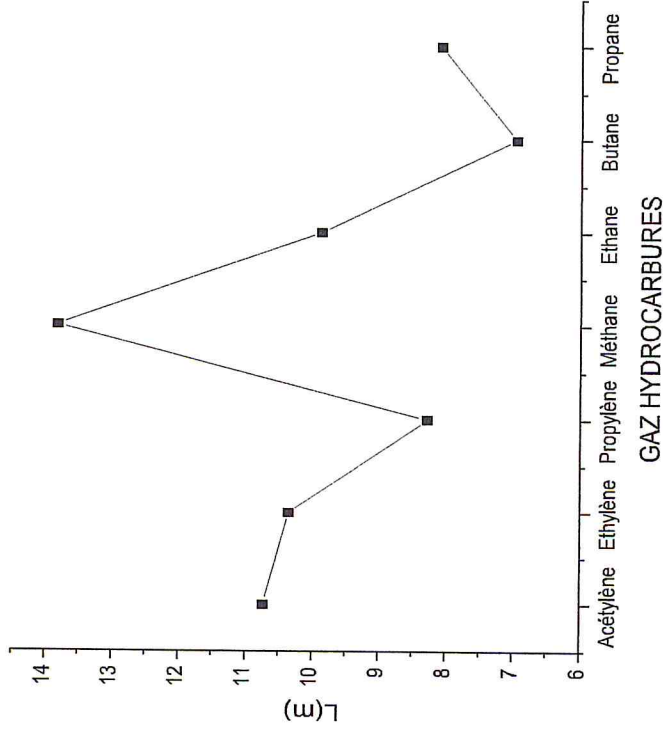
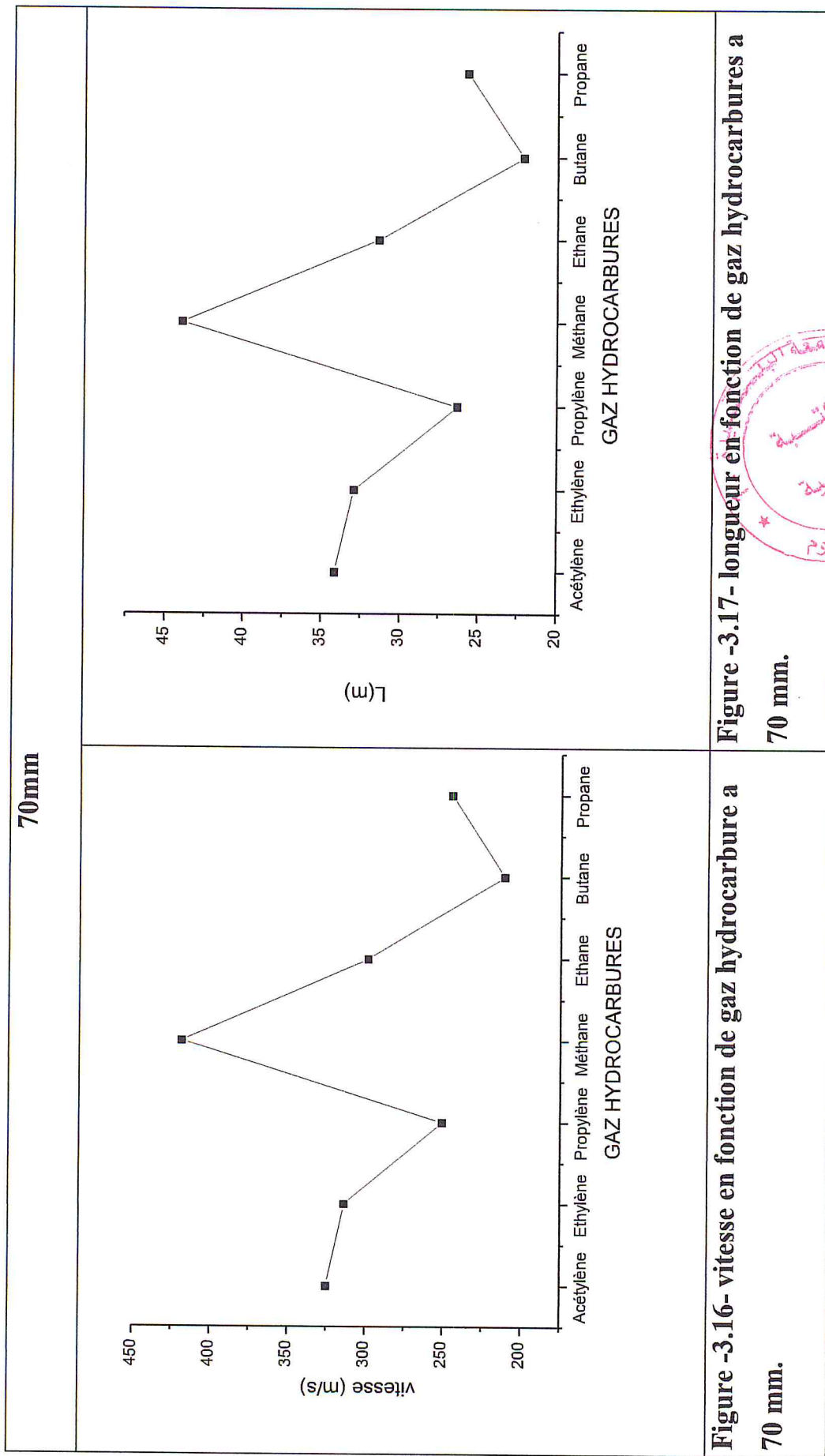


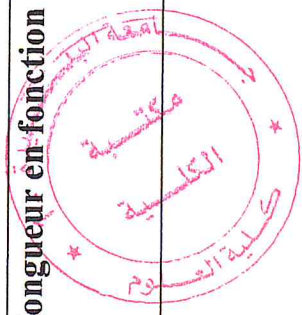
figure-3.15- la longueur en fonction de gaz hydrocarbures a 22mm.

## Applications aux fuites des hydrocarbures



**Figure -3.16- vitesse en fonction de gaz hydrocarbure a 70 mm.**

**Figure -3.17- longueur en fonction de gaz hydrocarbures a 70 mm.**



## Applications aux fuites des hydrocarbures

### 3.5 Évaluation des distances de fuite solvants :

Table 13: fuite de solvants :

$P_{\text{cain}} = 1,013 \text{ bar}$ ;  $P_0 = 1,013 \text{ bar}$ ;  $T_{\text{cain}} = 298 \text{ K}$ ;  $v_w = 4 \text{ m/s}$ .

Fluide	M	$\gamma$	$\left(\frac{\gamma + 1}{2}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}}$	$m_{\text{hole}}(\text{kg/s})$	$P_c$ (bar)	$T_c(\text{K})$	$\rho_x$	$u_s(\text{m/s})$	L(m)
7 mm									
Benzene	78,1	1,11	1,72	0,01	0,59	282,20	1,96	182,77	1,92
Cyclohexane	84,2	1,09	1,70	0,01	0,60	285,85	2,11	175,00	1,84
Hexane	86,2	1,06	1,69	0,01	0,60	289,04	2,15	172,06	1,81
Toluene	92,1	1,09	1,70	0,01	0,60	285,58	2,31	167,40	1,76
22 mm									
Benzene	78,1	1,11	1,72	0,14	0,59	282,20	1,96	182,77	6,03
Cyclohexane	84,2	1,09	1,70	0,14	0,60	285,85	2,11	175,00	5,77
Hexane	86,2	1,06	1,69	0,14	0,60	289,04	2,15	172,06	5,68
Toluene	92,1	1,09	1,70	0,15	0,60	285,58	2,31	167,40	5,52
70 mm									
Benzene	78,1	1,11	1,72	1,38	0,59	282,20	1,96	182,77	19,19
Cyclohexane	84,2	1,09	1,70	1,42	0,60	285,85	2,11	175,00	18,37
Hexane	86,2	1,06	1,69	1,43	0,60	289,04	2,15	172,06	18,07
Toluene	92,1	1,09	1,70	1,49	0,60	285,58	2,31	167,40	17,58

# Applications aux fuites des hydrocarbures

7mm

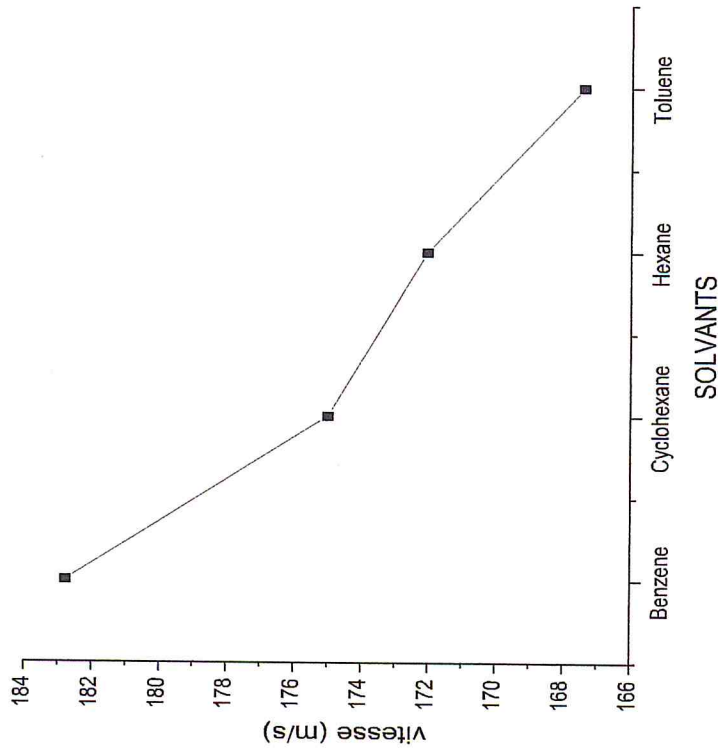


Figure-3.18- vitesse en fonction de solvants a 7mm.

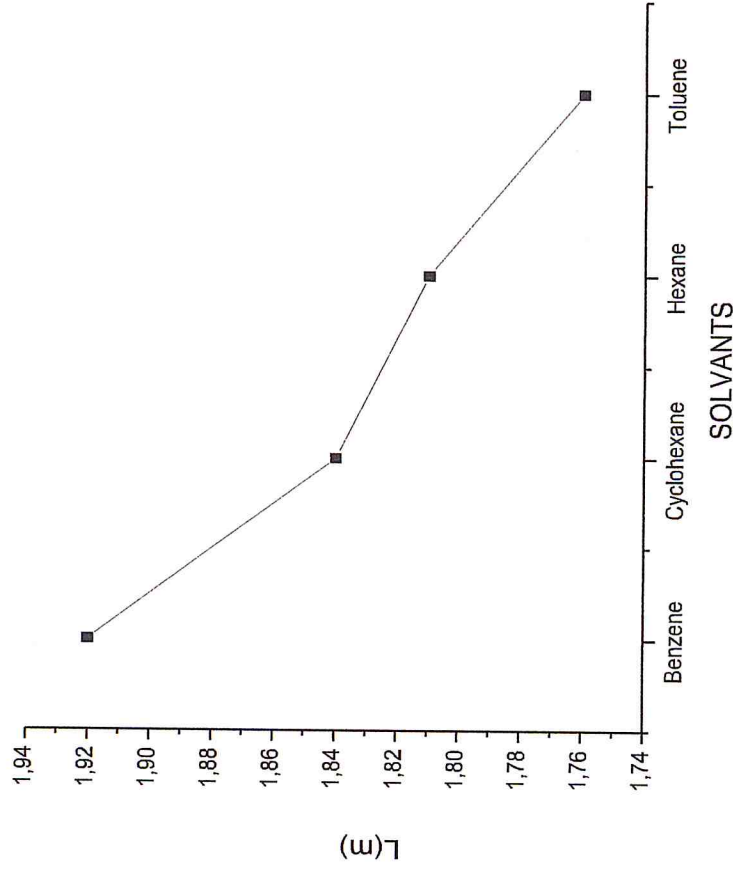


Figure-3.19- longueur en fonction de solvants a 7mm.

# Applications aux fuites des hydrocarbures

22mm

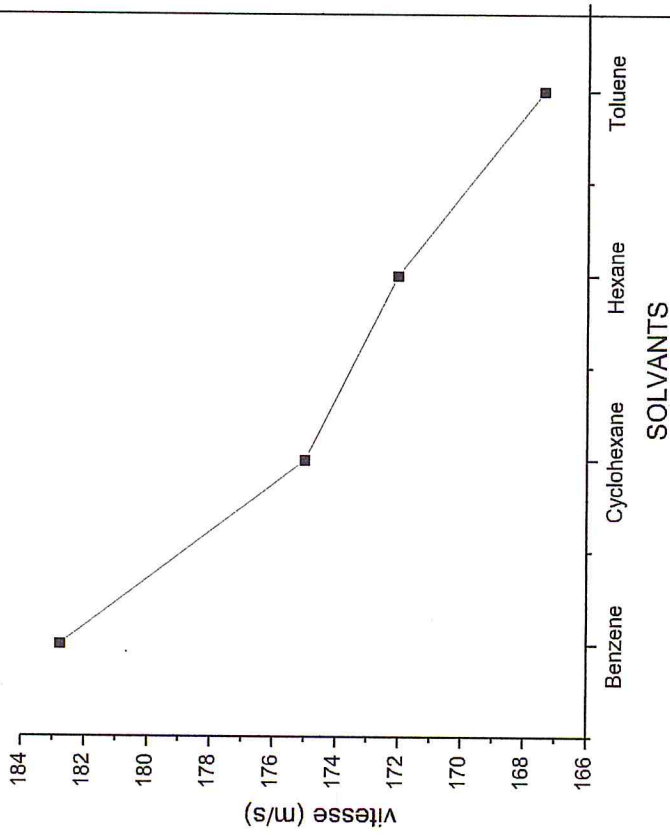


Figure-3.20-vitesse en fonction de solvants a 22mm.

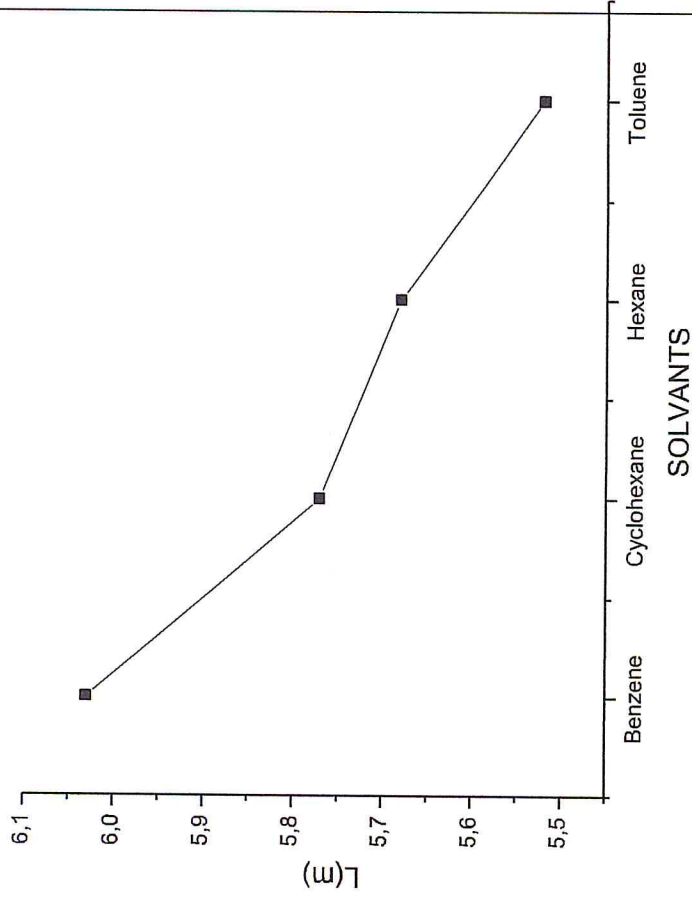


Figure-3.21- la longueur en fonction de solvants a 22mm.



# Applications aux fuites des hydrocarbures

70mm

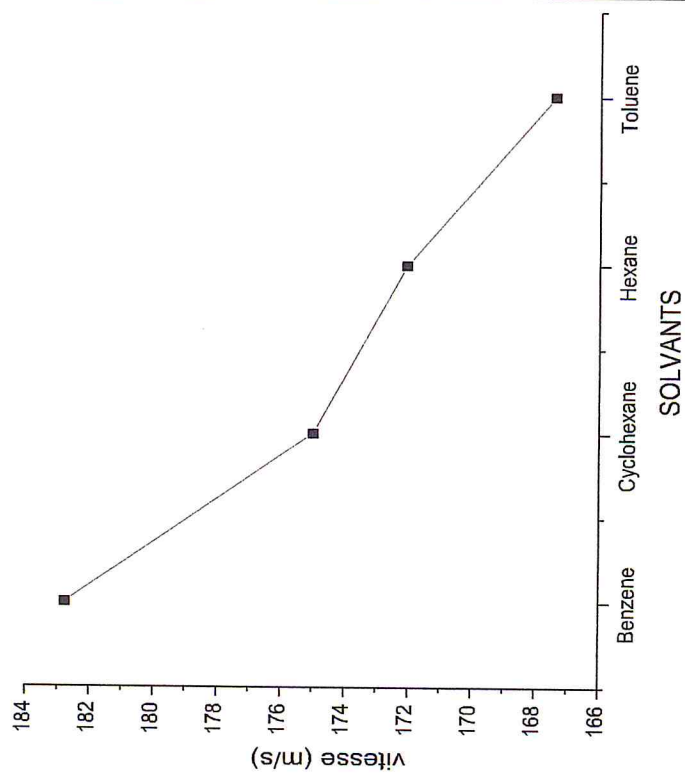


Figure-3.22-vitesse en fonction de solvants a 70mm.

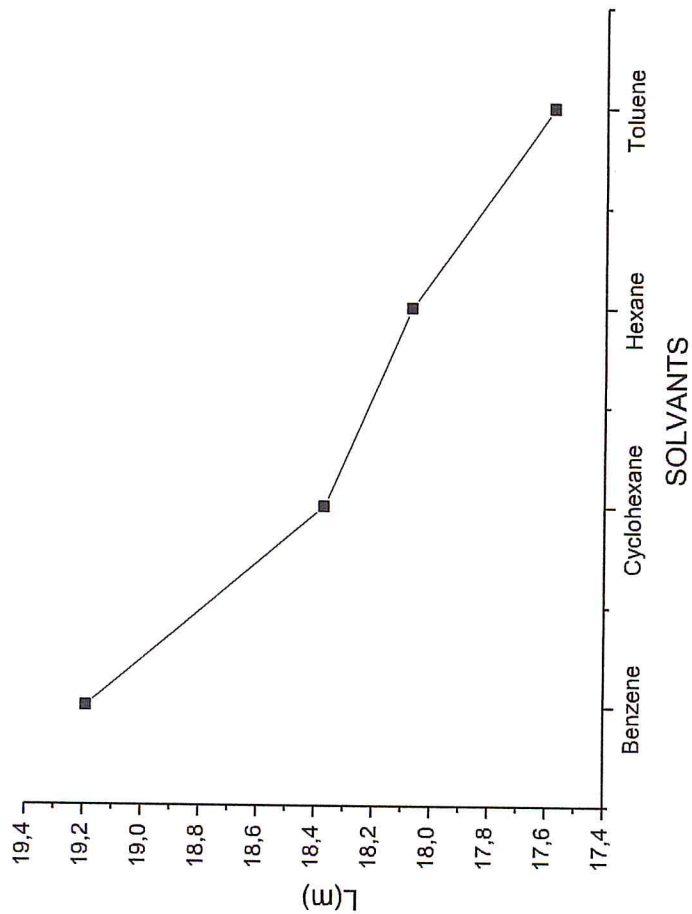


Figure-3.23- la longueur en fonction de solvants a 70mm.

# *Conclusion générale*

## Conclusion générale :

En conclusion et suite à la quantification et de la qualification des situations dangereuses redoutées, le risque global présenté par le l'établissement est qualifié de Moyen :

- Les situations dangereuses redoutées relatives à la dispersion et l'émission d'un nuage de gaz sont moyens.
- Les situations dangereuses redoutées relatives aux risques incendie sont qualifiées moyens.
- Et aussi, les situations dangereuses redoutées relatives au risque d'explosion sont qualifiés de Bas et moyens selon respectivement que l'explosion est présente ou n'a pas d'effets.

Des mesures de réduction à la source ainsi que des mesures de contrôle opérationnel doivent être prises pour limiter le risque intrinsèque aux situations potentielles et redoutés susceptibles de se produire.

Il est de la responsabilité du Maître de l'ouvrage de prendre les mesures adéquates pour réduire le niveau de risque global de l'établissement. L'ensemble des mesures qui seront prises doivent permettre d'atteindre un niveau de risque qui s'inscrira dans le sens du principe « ALARP » (As Low As Reasonably Practicable)

L'élaboration des plans d'urgence (POI, PII etc...) entre dans le cadre de ces recommandations. Il est à noter que les objectifs des plans d'urgence sont de veiller à ce que des mesures soient prises pour prévenir les situations à risques, de se préparer à la survenue d'une telle situation, d'y remédier et de réparer les dommages en découlant et de limiter les conséquences.

L'établissement doit :

- Instaurer une politique de prévention des accidents majeurs et un système de gestion de la sécurité, qui doivent être proportionnés aux risques d'accidents majeurs que représente-l'établissement.

- Avoir la politique de prévention des accidents majeurs qui doit être écrite et doit comprendre les objectifs et les principes d'action généraux fixés en ce qui concerne la maîtrise des risques d'accidents majeurs. Elle visera à garantir un niveau élevé de protection de l'homme, des installations et des équipements et de l'environnement par des systèmes de management appropriés.
- Mettre en place un système de management de la sécurité qui prendra en compte et intégrera la structure organisationnelle, la charte des responsabilités sur le plan de management, les responsabilités opérationnelles, les modes opératoires et les instructions de travail, les procédures, les procédés et les ressources qui permettent de déterminer et de mettre en œuvre la politique de prévention et de maîtrise de la sécurité.

## *Références bibliographiques*

## Référence bibliographie :

[1] Vu les observations formulées lors de la consultation publique réalisée du 1er juin 2013 au 25 juin 2013.

[2] Vu l'avis du Conseil supérieur de la prévention des risques technologiques en date du 3 juillet 2013.

[3] Texte abrogé par la circulaire du 10 mai 2010 (BO du MEEDDM n° 2010/12 du 10 juillet 2010).

[4] rapport  $\Omega$ -6 de l'INERIS.

« Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs : éléments importants pour la sécurité (EIPS) (2003) »

[5] rapport  $\Omega$ -10 de l'INERIS.

« Evaluation des dispositifs de prévention et de protection utilisés pour réduire les risques d'accidents majeurs : Evaluation des Barrières Techniques de Sécurité (2005) »

[6] rapport  $\Omega$ -7 de l'INERIS :

«Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs (2006) »

[7] Marie-cluade théberge, ing M.Sc juin 2002 « analyse de risque d'accident technologues majeur ».

[8] Navigational Risk Assesment Omø Syd Offshore Wind Farm, DNV GL, Doc no. 1KNPOEP-3.

[9] For more information, contact your Boots & Coots representative or email us at boots-coots@halliburton.com. 2015 Halliburton. www.halliburton.com.w.

[10] rapport  $\Omega$ -9 de l'INERIS.

EAT-DRA-76 formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risque majeurs ; étude de dangers d'une installation classée.

[11] l'analyse de risque des ESP dans les etudes d'ingénierie d'unités industrielles « pétrole gaz » Bruno LEQUIME Mais 2008.

- [12] D. Hourtola rapport final- opération a –DRA-07 24 septembre 2002 « analyse des risque et prévention des accidents majeurs ».
- [13] A.Ronza.phD thesis, UPC.barcelona.2007.
- [14] identification et évaluation des risqué .Louise Belange .Josianne Brouialland andrée-anne butean.
- [15] J.A. Vilchez, S.sevilla, H.Montiel, J.Casal, J.Loss Prev, Prcess Ind .8 (1995)87.
- [16] evaluation of the effects and consequences of major accidents in industrial plants .Joaquim casal .industrial safety series.2008.
- [17] M.chase.nist-Janaf thermochemical tables 4<sup>th</sup>, edition.Journal of physical and chemical Reference dat uoniographa 9, 1998.
- [18] R.C reid J.M.Prausmtz .B,E peling, the properties of gases liquids MC graw-hill,new 1987.
- [19] committee for the prevention of disasters guidelines for quantitative risk analyse the “purple book” the hague SDU.
- [20] the experiences with the software jet fire themal raliation modelling.casopis vykumu a plikael V profesionali bez pecnosti.2013.
- [21] Jet fires “inor “fire HAZARD Joquim Casal, Mercedes G éomez –Mares, Migu l Munoz, Adriana Palacios 2012.
- [22] journal of loss prevention in the process industries . nirupama gopalas wami,yi liu, delphine ,M.laboureur,bin Zhang, M.san mannan.2016.
- [23] A.Ronza, S.Félez, R.M.Darbra, S.carol, J.A. Vilchez, J.Casal. Loss. Prev. Process Ind, 16(2003)551-560.
- [24] S.Crol, J.A. Vilchez, J.Casal. Loss Prev. Process Ind. 15(2002)517.

[25] F.DIAZ Alonso, E.Gonzalez-farradas,j.f Sanchez Péres ,A.Mifianan Aznar, J.Ruiz Gireno.Process indutry .19 ( 2006) 724.

[26] Q.A.Baker, D.B.Olson, R.H.Bennet,Explosion dynamic analysis of March 23 ,2005 .  
Explosion at the BP, Texas City refinery isomerization unit .2005.

[27] Jean-Marc Santi, Stéphane Mercier, Olivier Arnould l'analyse des conséquences publié le 11 déc. 2017 .

[28] gestion des risques en établissement de santé alexandra genestier – février 2015, D'après le diaporama élaboré par Herman.

[29] annexe n°18 analyse préliminaire des risques.

[30] A. GENESTIER, d'après le diaporama 16/02/2015 élaboré par N.HERMAN.



# ***Annexes***

**ANNEXE 1 : ATMOSPHERE EXPLOSIVE (ATEX)**

## Annexes

---

### Définition :

Une atmosphère explosive (ATEX) est un mélange avec l'air, dans les conditions atmosphériques, de substances inflammables sous forme de gaz, vapeurs ou poussières dans lequel, après inflammation, la combustion se propage à l'ensemble du mélange non brûlé.

### Conditions de présence d'une ATEX :

**Condition 1 :** Le mélange ATEX est formé de l'oxygène de l'air (comburant) et les substances inflammables sous forme de gaz, des vapeurs ou de poussières (combustibles).

**Condition 2 :** Pour être dans un domaine d'explosivité, le mélange de l'air doit remplir la condition suivante :

$LIE < \text{concentration de la substance inflammable dans le mélange} < LES$

Dans les cas des vapeurs, le mélange avec l'air doit remplir la condition suivante :

$T_{\text{liquide}} > \text{Point éclair}$

### Conditions d'explosion d'une ATEX :

L'explosion d'une ATEX peut être entraînée par l'apport d'une source d'inflammation pouvant engendrer une explosion. Cette source d'inflammation peut être une source d'énergie suffisamment importante ou une température suffisamment élevée.

Les conditions que doit remplir cette source pour provoquer l'explosion sont les suivantes :

$\text{Energie fournie par la source} > EMI^*$  ou  $T_{\text{mélange}} > T_{\text{auto inflammation}}$

### Classements des substances inflammables :

**1<sup>ère</sup> classement :** Groupes de gaz

Les groupes de gaz sont regroupés à partir de l'Interstice Expérimental Maximal de Sécurité (IEMS)\*\* et l'Energie Minimale d'Inflammation (EMI) propre à chaque substance.

Plus l'énergie suffisante (EMI) est faible, plus que la substance est dangereuse.

**2<sup>ème</sup> classement :** Classe de température

## Annexes

---

### *Non propagation de l'inflammation :*

- Les pièces qui peuvent enflammer une ATEX, sont enfermées dans une enveloppe qui résiste à la pression développée lors d'une explosion interne d'un mélange explosif et qui empêche la transmission de l'explosion à l'atmosphère environnante de l'enveloppe.
- Les parties susceptibles d'enflammer une ATEX sont en position fixe et sont complètement noyées dans un matériau de remplissage de telle sorte d'une ATEX environnante soit empêchée.

### Organisation :

- Rédaction des consignes présentant les risques d'explosion et les moyens de protection.
- Formation du personnel .....
- Contrôle et encadrement du personnel durant leur présence en ATEX.
- Assurer la sécurité des opérations de maintenance.
- Organisation des visites d'inspection adéquates à l'activité.



***ANNEXE 3: CLASSIFICATION CODE NFPA***  
(A titre indicatif)

## Annexes

Fluide	Santé	Inflammabilité	Réactivité
Benzène	Danger faible	S'enflamme à la température ambiante	Stable
Cyclohexane	Danger faible	S'enflamme à la température ambiante	Stable
Toluène	Danger moyen	S'enflamme à la température ambiante	Stable
CO	Danger moyen	Extrêmement inflammable	Stable
H2	Pas de danger	Extrêmement inflammable	Stable
H2S	Danger élevé	Extrêmement inflammable	Stable
Acétylène	Pas de danger	Extrêmement inflammable	Explosive
Méthane	Danger moyen	Extrêmement inflammable	Stable
Ethane	Danger faible	Extrêmement inflammable	Stable
Butane	Danger moyen	Extrêmement inflammable	Stable
Propane	Danger moyen	Extrêmement inflammable	Stable

