

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE  
SCIENTIFIQUE



**UNIVERSITE SAAD DAHLAB DE BLIDA 1**  
**FACULTE DE TECHNOLOGIE**  
**DEPARTEMENT DE MECANIQUE**

**Projet de Fin d'Etudes Pour l'obtention du Diplôme de Master en**  
**Génie Mécanique**  
**Option : Installation Energétique et Turbo Machine**

**Thème :**

Analyse des effets thermiques lors d'un incendie de feu de bac de type Boil-Over: Cas du dépôt de carburant de NAFTAL-Chiffa.

**Proposé et encadré par :** A. Benarous (USD Blida 1)

A. Meliani (CDS Naftal Chiffa)

**Réalisé par :**

BIRANE HACHEM

OUHIB REDHA

**Année universitaire : 2022/2023**

# Dédicace

“

*Nous dédions ce travail qui n'aurait jamais pu voir le jour sans le soutien indéfectible et sans limites de nos chers parents qui ne cessent de nous donner avec amour le nécessaire pour que nous puissions arriver à ce que nous sommes aujourd'hui. Que DIEU les protège et que la réussite soit toujours à nous portons pour les combler de bonheur.*

”

**- Hachem et Redha**

# Remerciements

Nos remerciements les plus sincères vont en premier lieu au DIEU qui nous a donné le courage, l'intelligence et la patience d'accomplir ce modeste travail.

A toute personne ayant eu la bonté et la patience de satisfaire notre curiosité et de nous aider dans notre travail par leurs précieux conseils, réponses et recommandations.

A notre promoteur **Abdellah BENAROUS**, nous adressons notre plus profonde reconnaissance pour son bon encadrement et pour les conseils fructueux qu'il n'a cessé de nous prodiguer.

Nous adressons par la même occasion nos remerciements à l'ensemble du personnel et enseignants qui ont veillé à notre formation.

Que messieurs les membres de jury trouvent ici l'expression de notre reconnaissance pour avoir accepté d'évaluer notre travail.

A nos parents et à toutes personnes qui ont contribué de près ou de loin au bon déroulement de ce travail.

# Résumé

Les dépôts pétroliers stockent des liquides inflammables dans des réservoirs atmosphériques de grandes capacités. Ce mode de stockage favorise l'occurrence de phénomènes très spécifiques responsables des conséquences catastrophiques observées lors d'accidents. Cet article présente ces phénomènes dangereux spécifiques aux dépôts. Il décrit ainsi le déroulement des phénomènes d'effet de vague, d'explosion de bac, de pressurisation, de boil-over et de boil-over en couche mince.

---

**Mots clés :** Boil Over, boil-over en couche mince, Effet de vague, Pressurisation, Explosion de bac.

---

# Abstract

Oil storage tankfarms store flammable liquids in large atmospheric tanks. This type of storage favors the occurrence of some specific phenomena. They are responsible for the catastrophic consequences of accidents in tankfarms. Thi, Bund overtopping, Pressurization, Tank explosion paper presents these specific phenomena. It describes the mechanisms behind the bund overtopping, the tank burst, the pressurization, the boil-over and the thin layer boil-over.

---

**Keywords :** Boil Over, thin layer boil-over, Bund overtopping, Pressurization, Tank explosion.

---

# ملخص

Boil-Over أو Boilover هي ظاهرة متفجرة مرتبطة بحرائق الهيدروكربونات. في وجود

خزان هيدروكربوني محترق ، يمكن أن تراكم المياه المستخدمة لمكافحة الحريق نته بسبب الاختلاف

في كثافة السائلين. يتم نقل الحرارة من النار إلى الماء ، والذي يمكن أن يتبخر فجأة ، ويطلق قطرات الهيدروكربون المشتعلة في الهواء على شكل كرة نارية.

---

كلمات مفتاحية : Boilover, خزان هيدروكربوني محترق, كرة نارية.

---

# Table des matières

<b>Dédicace</b> .....	<b>I</b>
<b>Remerciements</b> .....	<b>II</b>
<b>Résumé</b> .....	<b>III</b>
<b>Abstract</b> .....	<b>IV</b>
<b>V</b>	<b>ملخص</b>
<b>Introduction générale</b> .....	<b>1</b>
<b>1 Aspect technologique du Boil-over.</b> .....	<b>3</b>
Introduction : .....	4
Description du phénomène du Boil-over : .....	4
Définition du phénomène : .....	4
Mécanisme du boil-over : .....	4
Accidentologie relative et Distance relative : .....	5
Temps d'apparition du phénomène : .....	6
Conditions d'occurrence : .....	6
Protocole de test de produits : .....	10
Recherche de l'onde de chaleur .....	10
Recherche de projections : .....	11
Boil-over classique .....	12
Introduction : .....	12
Définition du phénomène de boil-over « classique » : .....	12
L'onde de chaleur : .....	12
Effet Piston : .....	13
Les différentes phases d'un boil-over classique : .....	15
Conditions nécessaires pour la naissance d'un Boil-over : .....	16
Boil-over à couche mince : .....	18
Introduction : .....	18
Définition et description du phénomène de boil over « en couche mince » .....	18
Les différentes étapes conduisant à un boil-over en couche mince : .	19
Conditions d'occurrence du boil over « en couche mince » : .....	20
Description du modèle de boil over en couche mince : .....	20
Quelques solutions particulières : .....	21

## Table des matières

---

1.8	Conclusion : . . . . .	22
<b>2</b>	<b>Formulation physico-mathématique du boil-over.</b> . . . . .	<b>23</b>
2.1	Introduction : . . . . .	24
2.2	Hypothèses de calcul : . . . . .	24
2.3	Equations gouvernantes générales : . . . . .	25
	Equations gouvernantes pour le boil-over classique : . . . . .	25
	Quantité d'hydrocarbure participant à la formation de la boule de feu : . . . . .	26
	. . . . .	26
2.4.2	Calcul des caractéristiques de la boule de feu : . . . . .	30
2.4.3	Calcul des effets thermiques de la boule de feu : . . . . .	31
2.4.4	Estimation des conséquences à l'aide d'une corrélation simple : . . . . .	33
2.5	Equations gouvernantes pour le boil-over en couche mince : . . . . .	34
2.5.1	Hauteur de liquide susceptible d'être mise en suspension : . . . . .	34
2.5.2	Délai d'occurrence du phénomène : . . . . .	34
2.5.3	Estimation de la vitesse d'éjection : . . . . .	34
2.5.4	Estimation de la composition du mélange eau/hydrocarbure : . . . . .	35
2.5.5	Caractéristiques géométriques du volume de flamme : . . . . .	35
2.5.6	Conséquences sur l'environnement : . . . . .	36
2.6	TNO / Yellow Book (1992) : . . . . .	38
2.6.1	Hauteur de flamme : . . . . .	39
2.7	Modèle de l'IT89 pour les distances critique : . . . . .	40
2.8	Conclusion : . . . . .	40
<b>3</b>	<b>Etude de cas, résultats et discussion.</b> . . . . .	<b>41</b>
3.1	Introduction : . . . . .	42
3.2	Présentation du centre : . . . . .	42
3.2.1	Historique : . . . . .	43
3.2.2	Installation composant l'unité : . . . . .	45
3.2.3	Zonage du Centre de CHIFFA : . . . . .	46
3.2.4	La Réception du produit : . . . . .	47
3.2.5	Stockage des produits : . . . . .	47
3.2.6	Transfert des produits : . . . . .	47
3.2.7	Les Moyens de lutte contre l'incendie : . . . . .	50
3.3	Description du logiciel Matlab : . . . . .	51
3.3.1	Démarrage et fermeture de Matlab : . . . . .	51
3.3.2	Espace de travail de Matlab : . . . . .	51
3.3.3	Utilisation de l'aide dans Matlab : . . . . .	53
3.3.4	Tableaux et matrices : . . . . .	53
3.3.5	Fichiers de commandes et de fonctions : . . . . .	54
3.3.6	Figures 2D : . . . . .	54
3.3.7	Résolution du système d'équations . . . . .	55
3.4	Modélisation du phénomène : . . . . .	56
3.4.1	Application numérique . . . . .	56
3.4.2	Organigramme de calcul . . . . .	57
3.4.3	Le boiler classique avec le produit inflammable « diesel » . . . . .	59



## Table des matières

---

3.4.4 Le boil-over classique avec le produit inflammable «ESS Super» .	67
Calcul Pouvoir émissif de la flamme.....	75
Calcul du pouvoir émissif d'une flamme sans fumées noires.....	75
Calcul de la hauteur de flamme :.....	75
Calcul du pouvoir émissif.....	75
Calcul des distances de sécurité.....	75
Conclusion.....	76
<b>Conclusion et perspectives.....</b>	<b>77</b>
<b>Références .....</b>	<b>I</b>

# Table des figures

Mécanisme du boil-over.....	5
Arbre d'événements concernant les accidents du Port Edouard Herriot (1987) et du terminal pétrolier de Thessalonique (1986).....	8
Principe pour connaître le phénomène dangereux à considérer pour un liquide inflammable.....	10
Dispositif expérimental mis en place pour la mesure du profil de température. 11	
Principe de formation de l'onde de chaleur.....	13
Différentes phases d'un boil-over .....	16
Représentation schématique des différentes phases d'un boil-over en couche mince.	20
Schéma de propagation de l'onde de chaleur. ....	27
: Courbe de distillation d'hydrocarbure – Approximation par une droite .	28
Placement schématique des notations relatives à la boule de feu .....	33
Principe de calcul de la combustion du jet. ....	36
position des cibles par rapport au cylindre de feu. ....	37
Plan de situation. ....	42
Vue satellitaire du site.....	43
Plan de masse. ....	44
Photo de poste de chargement carburant NAFTAL-CHIFFA. ....	45
Schéma de fonctionnement du centre. ....	49
Photo d'exercice de simulation de NAFTAL-CHIFFA.....	50
L'icône de MATLAB. ....	51
Fenêtre de commande.....	52
Fenêtre de figure dans Matlab. ....	52
Fenêtre de commande.....	53
L'organigramme de calcul pour le boil-over classique .....	58
courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction de diesel.....	64
courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction diesel avec échelle logarithmique.....	64
courbe de temps de déclenchement du boil over en fonction de la fraction diesel.	65
le temps de déclenchement en fonction de H .....	66
le temps de déclenchement en fonction de la température d'onde de chaleur	66
courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction de ESS Super .....	72
courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction de ESS Super avec échelle logarithmique.....	72

## Table des figures

---

courbe de temps de déclenchement du boil-over en fonction de la fraction de ESS Super.....	73
le temps de déclenchement en fonction de H pour le ESS Super.....	74
le temps de déclenchement en fonction de la température d'onde de chaleur pour le ESS Super .....	74
Risque individuel.....	76

# Liste des tableaux

1.1 Propriétés de produits susceptibles de donner lieu à un boil-over. [8] .....	14
Hydrocarbure PBO Risque. [5] .....	25
couples de constantes (Aseuil, Bseuil ) suivant le produit stocké. [8].....	33
Compositions de parc de stockage. [13] .....	48
Résultats de calcul de tBO et TWAV et XBO .....	60
Résultats de calcul de tBO et TWAV et XBO .....	67

# Liste des abréviations

<b>ARIA :</b>	<i>Analyse, Recherche et Information sur les Accidents.</i>
<b>b :</b>	<i>Longueur ou largeur de la surface en feu (m).</i>
<b>BARPI :</b>	<i>Bureau d'Analyse des Risques et Pollutions Industrielles .</i>
<b>Cp :</b>	<i>La chaleur massique [J/kg.k].</i>
<b>Deq :</b>	<i>Diamètre équivalent de la surface en feu (m).</i>
<b>EDF-CLI :</b>	<i>Electricité de France, Centre Lyonnais d'Ingénierie.</i>
<b>Fh :</b>	<i>Facteur de vue horizontal</i>
<b>F(r) :</b>	<i>Facteur de vue.</i>
<b>Fr :</b>	<i>Nombre de Froude.</i>
<b>FR :</b>	<i>Fraction radiative.</i>
<b>Fv :</b>	<i>Facteur de vue vertical.</i>
$h_{FB}$ :	<i>Hauteur du centre de la boule de feu, (m)</i>
<b>HR :</b>	<i>Humidité relative (%).</i>
$H_{tBO}$ :	<i>Hauteur de brut à l'instant du déclenchement du boil-overr, (m)</i>
<b>INERIS :</b>	<i>Institut national de l'Environnement Industriel et des Risques</i>
<b>L :</b>	<i>Hauteur ou longueur de flamme (m).</i>
<b>LSI :</b>	<i>Limite supérieure d'inflammabilité, (%vol).</i>
<b>Lv :</b>	<i>La chaleur latente de vaporisation [J/kg].</i>

## Liste des tableaux

---

<b><math>m''</math></b> :	<i>Débit massique de combustion par unité de surface de la nappe en feu (<math>\text{kg}/\text{m}^3/\text{s}^2</math>)</i>
<b>M</b> :	<i>Masse de brut projetée, (kg)</i>
<b><math>M_{\text{LIQ}}</math></b> :	<i>Masse d'hydrocarbure contenue dans le bac au début de l'incendie, (kg)</i>
<b><math>M_{\text{VAP}}</math></b> :	<i>Masse de vapeur, (kg)</i>
<b>NFPA</b> :	<i>National Fire Protection Association - USA</i>
<b>P</b> :	<i>Périmètre de la cuvette en feu (m).</i>
<b><math>P_{\text{VAP}(\text{H}_2\text{O})}</math></b> :	<i>Pression partielle de la vapeur d'eau (Pa)</i>
<b>r</b> :	<i>Distance entre le front de flamme et la cible (m)</i>
<b>R</b> :	<i>Rayon (m)</i>
<b>Re</b> :	<i>Nombre de Reynolds</i>
<b>RFB</b> :	<i>Rayon de la boule de feu, (m)</i>
<b>S</b> :	<i>Surface en feu (<math>\text{m}^2</math>)</i>
<b>t</b> :	<i>temps, (s)</i>
<b><math>t_{\text{FB}}</math></b> :	<i>Durée de vie de la boule de feu, (s)</i>
<b>T</b> :	<i>température, (K)</i>
<b><math>T_{\text{TFLA}}</math></b> :	<i>Température de flamme, (k)</i>
<b><math>T_{\text{VAP}(\text{H}_2\text{O})}</math></b> :	<i>Tension de vapeur de l'eau à la température ambiante, (Pa)</i>
<b><math>T_{\text{WAV}}</math></b> :	<i>Température de l'onde de chaleur (k)</i>
<b>V</b> :	<i>Volume, (<math>\text{m}^3</math>)</i>
<b><math>V_{\text{bp}}</math></b> :	<i>Volume de brut projet, (<math>\text{m}^3</math>)</i>
<b>VFB</b> :	<i>Volume de boule de feu, (<math>\text{m}^3</math>)</i>
<b><math>v_1</math></b> :	<i>La vitesse de combustion [m/s]</i>

## Liste des tableaux

---

**W :** *Humidité absolue de l'air ambiant, (g/kg d'air sec)*

**X :** *Fraction d'hydrocarbure brûlée dans la boule (%)*

**$X_{BO}$  :** *Fraction d'hydrocarbure brûlée dans la boule (%)*

# Introduction générale

La logistique pétrolière est l'ensemble des opérations permettant d'acheminer les produits pétroliers de leur lieu de production vers les consommateurs. Elle repose notamment sur la mise en place d'infrastructures pétrolières permettant la production, l'acheminement et le stockage de ces produits. La fonction de production est assurée par les raffineries qui transforment le pétrole brut en produits consommables (carburants notamment, mais pas uniquement). La fonction de transport de ces produits est assurée par les pipelines en ce qui concerne la partie infrastructure (le transport pouvant aussi se faire par barges, trains et camions-citernes). Enfin, la fonction de stockage est assurée par les raffineries, par des stockages souterrains (cavernes) et par des dépôts pétroliers.

Les capacités de stockage sont un maillon indispensable de cette chaîne logistique. Elles permettent notamment de pouvoir sécuriser la distribution des produits sur le territoire, pour une période donnée, en cas de rupture d'approvisionnement. En France, près de la moitié de la capacité de stockage est assurée par les dépôts pétroliers. On y dénombre plus de deux-cents dépôts de capacités supérieures à 400 m<sup>3</sup> éparpillés sur l'ensemble du territoire. Certains dépôts sont ainsi implémentés à proximité de zones urbaines ou de voies de circulation. Ce maillage, qui permet d'assurer une distribution efficace auprès du consommateur, a aussi pour conséquence de multiplier le nombre d'installations à risque et de les rapprocher du consommateur.

Par ailleurs, l'accidentologie montre que des phénomènes dangereux tels que le boil-over, la pressurisation, l'explosion de bac sont associés à un mode de stockage des liquides inflammables en bacs atmosphériques de grandes capacités. Les accidents de Tocoa au Venezuela (1982) ou encore de Port Édouard Herriot en France (1987) sont une illustration du potentiel dévastateur de ces phénomènes. Or, ce mode de stockage est prépondérant dans les dépôts pétroliers ; leur probabilité d'occurrence y est donc relativement importante. Ce potentiel de danger, associé au grand nombre de dépôts existants, rend d'autant plus importante la quantification des effets de ces phénomènes.

Le boil-over se produit en général de façon soudaine après une longue période de feu quasistationnaire [4]. Il induit alors un feu incontrôlable qui peut dans le pire des cas détruire entièrement ou partiellement l'infrastructure de lutte contre l'incendie [9] et mettre en danger les pompiers intervenant aux alentours du bac voire même la population avoisinante lorsqu'elle n'a pas été évacuée. Par conséquent, même si la cinétique du phénomène permet la protection et l'évacuation des riverains (le feu préalable s'étend souvent sur plusieurs heures), les effets associés au phénomène de boil-over sont tout de même à quantifier.



Afin de mieux cerner les risques inhérents au boil-over et les conséquences de ce phénomène accidentel, l'analyse des accidents passés est une source d'informations précieuse. Cette analyse permet d'identifier les principales causes et les effets de ce type d'accidents. Il est ensuite important de comprendre ce phénomène, de savoir en modéliser les caractéristiques afin d'en apprécier les conséquences. Dans cette optique, la démarche adoptée pour le présent rapport consacré à l'étude du phénomène de boilover sera la suivante :

- **Chapitre 1** : Aspect technologique du Boil-over.
- **Chapitre 2** : Formulation physico-mathématique du boil-over.
- **Chapitre 3** : Etude de cas, résultats et discussion.

# **Chapitre 1**

## **Aspect technologique du Boil-over.**

### Introduction :

Tous les produits inflammables caractérisés par une viscosité par une viscosité importante et une certaine plage d'ébullition étaient considérés comme susceptibles de donner lieu à un boil over. On distingue deux types de boil over :

- boil-over classique ;
- boil-over en couche mince.

L'objet de ce chapitre est de s'intéresser aux différentes étapes et les caractéristiques pour les deux types de boil over.

### Description du phénomène du Boil-over :

#### Définition du phénomène :

Un boil-over est un phénomène de moussage brutal impliquant des réservoirs atmosphériques et résultant de la transformation d'eau liquide contenue dans un réservoir en feu en vapeur (fond d'eau, eau libre, émulsion) .

Ce phénomène est à l'origine de violentes projections de combustible, du bouillonnement du contenu du bac, de l'extension des flammes et de la formation d'une boule de feu. Pour survenir, il était couramment admis que 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 393°K ;
- une viscosité cinématique supérieure à celle du JET-A1 à 393°K, soit  $HC > 0,73$  cSt.

#### Mécanisme du boil-over :

Le boil over est un phénomène explosif qui peut se rencontrer dans la lutte contre les incendies d'hydrocarbures et des distillats en général. Pour voir apparaître ce phénomène il faut plusieurs conditions simultanées. Il faut tout d'abord qu'il y ait de l'eau dans le fond d'un réservoir qui a pris feu. Cette eau peut être présente dans le bac suite aux précipitations, dans le cadre de la lutte contre un incendie ou pour une autre raison. Du fait de la différence de densité entre l'eau et les hydrocarbures, l'eau étant plus lourde elle s'accumule dans le fond d'un bac. En cas de feu dans le bac et au bout d'un temps assez important, la chaleur dégagée par l'incendie pourra vaporiser l'eau, projetant des gouttelettes d'hydrocarbure enflammées, sous la forme d'une boule de feu.

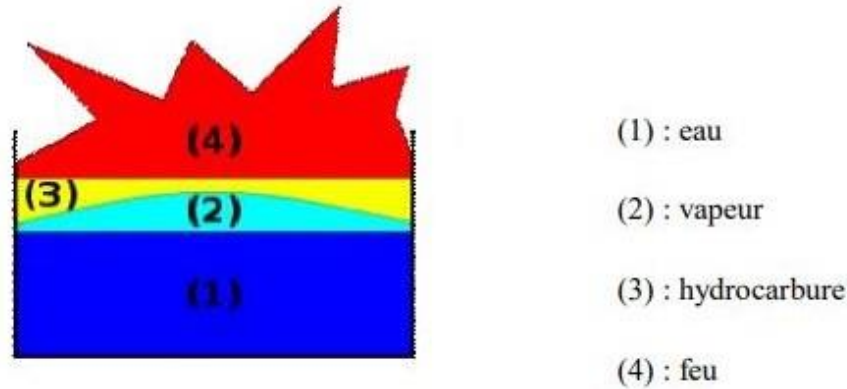


FIG. 1.1 : Mécanisme du boil-over.

### Accidentologie relative et Distance relative :

- le type de bac et le produit impliqués ;
- les causes de l'accident ;
- les événements initiateurs du boil-over ;
- les caractéristiques du phénomène et ses conséquences ;
- les moyens de protection mis en place

A noter tout d'abord que l'accidentologie fournie par le BARPI répertorie uniquement 10 accidents impliquant le phénomène de boil-over et que le dernier en date remonte à 1995. Dans ce dernier cas, il convient toutefois de relever la masse faible mise en jeu en comparaison des autres accidents répertoriés. Ces deux éléments soulignent que le boil-over est un phénomène d'occurrence rare.

Même si l'échantillon des accidents apparaît comme restreint, le descriptif complet de cinq accidents graves dans le rapport de [7] a permis de servir de base à la modélisation du phénomène de boil-over. Pour encore plus de précisions, le lecteur pourra se référer à ce rapport décrivant les accidents suivants :

- **YOKKAICHI (JAPON)**, 15 octobre 1955 (cas n° 6051) ;
- **TACOA (VENEZUELA)**, 19 décembre 1982 (cas n° 6052) ;
- **MILFORD HAVEN (GB)**, 30 août 1983 (cas n° 6077) ;
- **THESSALONIQUE (GRECE)**, 24 février 1986 (cas n° 6076) ;
- **PORT EDOUARD-HERRIOT (FRANCE)**, 2 juin 1987 (cas n° 4998).

### Temps d'apparition du phénomène :

L'analyse des accidents passés montre clairement que les délais d'apparition d'un tel phénomène, observés jusqu'à aujourd'hui, sont au minimum de l'ordre de quatre heures (cas de l'accident du Port Edouard Herriot à Lyon, le 02 juin 1987). Il est à noter que ce boilover concernait un bac de gazole de taille modeste ( $3\,000\text{ m}^3$ ), qui n'était rempli qu'au tiers. Pour les autres accidents, qui ont largement été analysés, les durées d'apparition sont nettement supérieures, exception faite de l'accident d'Eyguières (cas n° 7138) qui comportait un bac de très petite taille ( $2,5\text{ m}^3$ ). Les durées d'incendie avant le boilover étaient ainsi de l'ordre de :

- six heures après l'inflammation du bac pour le boil-over survenu à TACOA au Venezuela, le 19 décembre 1982;
- six heures trente après l'inflammation du bac pour le boil-over survenu à YOKKAI-CHI au Japon, le 15 décembre 1955;
- douze heures quarante cinq et quinze heures vingt cinq après l'inflammation du bac pour les deux boilover survenus à MILFORD HAVEN en Angleterre, le 30 août 1983;
- trente heures après inflammation du bac n°8, et cinq jours d'échauffement dû au feu de cuvette pour les deux boil-over (le premier impliquant du brut, l'autre concernant du fuel oil) survenus à THESSALONIQUE en Grèce, le 24 février 1986.

### Conditions d'occurrence :

Ainsi, il ressort que l'occurrence d'un boil-over sur un bac industriel nécessite :

- un incendie préalable ;
- et une durée de l'ordre de plusieurs heures (dépendant surtout des masses en jeu)

Le boil-over avant déclenchement correspond à un effet domino retardé d'un incendie.

De plus, pour qu'un tel phénomène se produise, si l'on considère que les bacs susceptibles d'être le siège d'un boil-over sont tous de type à toit fixe ou flottant, il est nécessaire :

- que le réservoir perde son toit fixe ou flottant ;
- que le contenu de ce réservoir soit en feu.

Ensuite, les conditions d'occurrence peuvent être différentes suivant le produit stocké dans le bac. Il peut alors être fait la distinction entre les hydrocarbures du type gazole et Fuel Oil et ceux du type pétrole brut.

### Gazol et Fuel Oil :

Si l'on considère les accidents n° 6076 (2<sup>e</sup> boil-over) et n° 4998, la perte du toit fixe des réservoirs ainsi que l'apparition du feu dans les bacs ne peuvent se produire que s'il y a déjà un feu dans la cuvette de rétention des bacs. En effet, le **gazole** et le **Fuel Oil** stockés sont des produits stockés à point éclair supérieur à la température ambiante et ne dégagent donc pas suffisamment de vapeurs à la température de stockage pour former une atmosphère inflammable.

Dans le cas d'accidents mettant en jeu les produits de type **gazole** et **Fuel Oil**, seul un feu de cuvette préalable peut créer les conditions nécessaires pour :

- échauffer les produits liquides contenus dans les réservoirs de sorte qu'ils génèrent suffisamment de vapeurs inflammables ;
- échauffer les vapeurs qui s'accumulent sous le toit du réservoir jusqu'à que celles-ci atteignent leur température d'auto-inflammation (> 250 °C) et créer les conditions de l'explosion.

Pour les bacs à toit fixe contenant du **gazole** ou du **Fuel Oil**, l'explosion du ciel gazeux peut résulter en pratique d'un feu de cuvette non maîtrisé. Cette hypothèse correspond aux scénarios de boil-over observés d'une part lors de l'incendie survenu le 02 juin 1987 sur le dépôt pétrolier du Port Edouard Herriot à Lyon et d'autre part, lors de l'incendie survenu en 1983 sur le terminal pétrolier de Thessalonique (lors du second boil-over affectant un bac de Fuel Oil).

On notera que le boil-over correspond à la vaporisation brutale d'un fond d'eau contenu dans le réservoir. Aussi, en l'absence d'extinction d'un feu de cuvette, et à supposer que les deux conditions précédentes soient réunies, il serait aussi nécessaire que de l'eau soit présente dans le réservoir. Cette présence d'eau pourrait être due à une absence de purge ou tout simplement aux actions de lutte contre l'incendie.

L'arbre d'événements suivant présente l'enchaînement des conditions qui ont permis la survenance d'un boil-over sur des réservoirs à toit fixe dans les cas du Port Edouard Herriot (1987) et du terminal pétrolier de Thessalonique (1986, 2<sup>e</sup> boil-over sur bac Fuel Oil). L'INERIS souligne donc que cet arbre ne se veut pas du tout exhaustif.

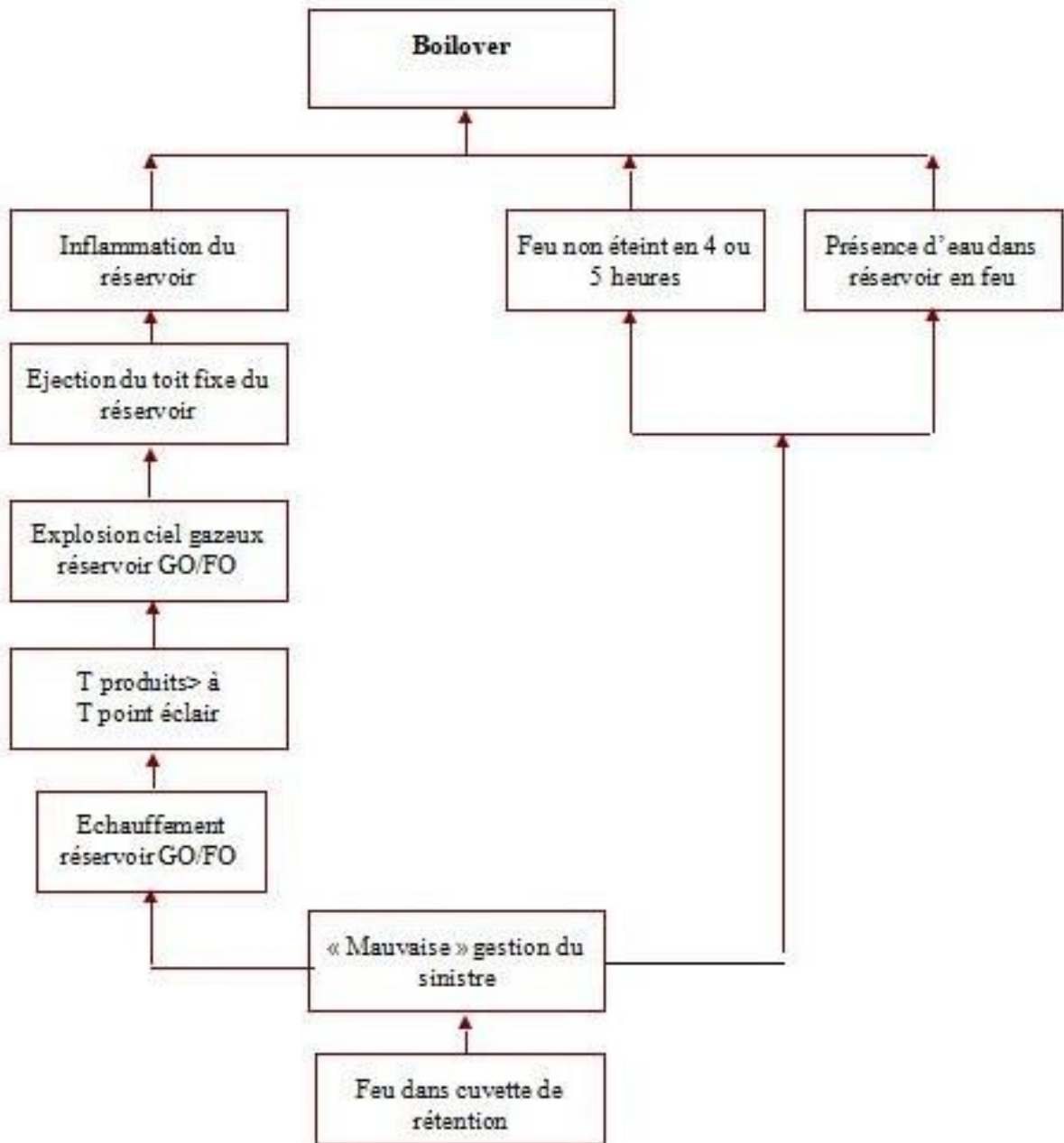


FIG. 1.2 : Arbre d'événements concernant les accidents du Port Edouard Herriot (1987) et du terminal pétrolier de Thessalonique (1986).

### Pétrole brut :

Concernant les bacs de brut (cas n° 6076 (1<sup>er</sup> boil-over) et n° 6077), qui sont en général de type à toit flottant (bacs de grande capacité), la variété des coupes pétrolières concernées par ce type de stockage et l'absence de traitement de ces produits ne permet pas d'exclure :

- la production d'une quantité suffisante de vapeurs à température ambiante pour former une atmosphère inflammable ;
- la présence permanente d'un fond d'eau due à la nature même des bruts, qui aurait sédimentée en fond de bac.

Dans ces conditions, le boil-over apparaît comme plus probable pour autant qu'une défaillance du toit flottant survienne (fissures) et que les vapeurs inflammables rencontrent un point d'inflammation (escarbilles de torchère par exemple).

En tout état de cause, l'accidentologie montre que le phénomène de boil-over reste rare. De plus, étant donné que le phénomène de boil-over est un phénomène à dynamique lente, c'est à-dire que sa survenance n'intervient qu'après plusieurs heures de sinistre, il est généralement possible de mettre à profit ce délai afin d'évacuer les populations avoisinantes (cas n° 6052 et n° 7138), si l'incendie n'a pu être maîtrisé dans les deux premières heures du sinistre.

Par conséquent, et même s'il est variable, ce délai peut a priori permettre de prendre un certain nombre de mesures de sécurité comme l'utilisation d'émulseurs en grandes quantités (763 m<sup>3</sup> pour le cas n° 6077). Cependant, bien que la cinétique du phénomène permette la protection des riverains, les distances d'effets engendrées par un boil-over sont retenues comme distances de sécurité.

Ce point implique par conséquent d'approfondir les connaissances relatives :

- à la phénoménologie elle-même ;
- aux outils de modélisation disponibles pour en évaluer les conséquences.



### Protocole de test de produits :

Ce protocole, destiné à évaluer la propension d'un produit à être le siège ou non d'un boil-over classique ou en couche mince, a été mis au point lors d'une campagne expérimentale réalisée par l'INERIS en 2006 et 2007. Cette campagne a permis d'identifier la « signature » d'une onde de chaleur au sein du liquide pour

différents produits. Il comporte les étapes présentées sur le schéma suivant.

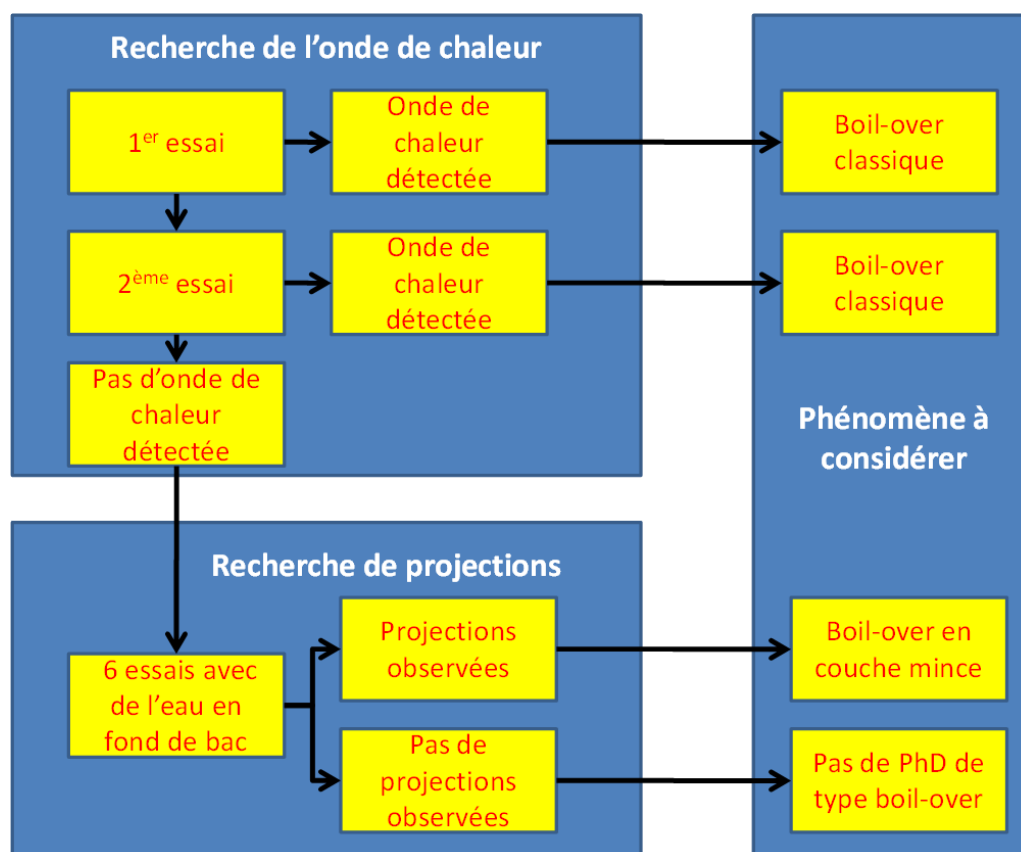


FIG. 1.3 : Principe pour connaître le phénomène dangereux à considérer pour un liquide inflammable.

### Recherche de l'onde de chaleur :

Pour identifier la présence d'une onde de chaleur, il est possible de mesurer le profil de température dans un bac en feu. Le dispositif expérimental utilisé comportera a minima un thermocouple tous les centimètres dans un bac de 80 cm de diamètre minimum afin de s'affranchir des effets de bord, il est représenté schématiquement sur la figure

L'objectif étant de rechercher si une onde de chaleur se forme, seul de l'hydrocarbure est placé dans le bac (donc pas d'eau en fond de bac).

Dans l'hypothèse où l'hydrocarbure présente une viscosité forte à température ambiante, le produit doit être réchauffé pour être mis en place et l'inflammation doit être effectuée avant que l'hydrocarbure ne retourne à sa température de stockage.

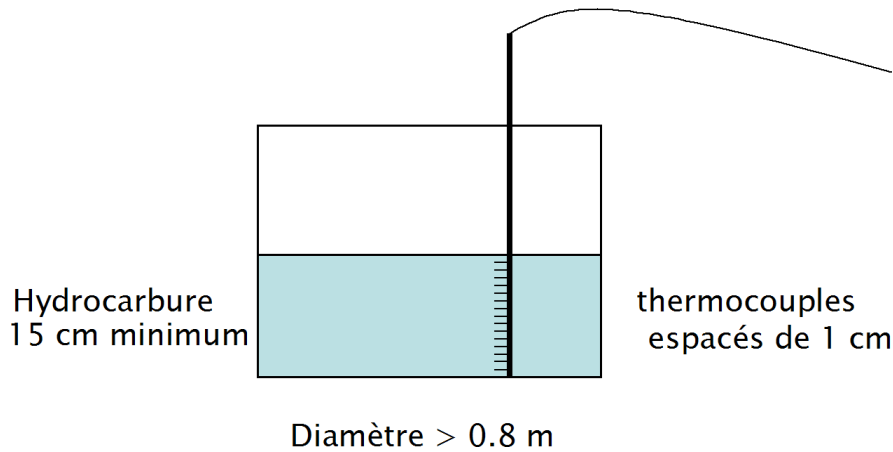


FIG. 1.4 : Dispositif expérimental mis en place pour la mesure du profil de température.

### Recherche de projections :

La caractérisation du phénomène peut être faite à petite échelle dans un bac de 30 cm de diamètre et 20 cm de haut, il est utile de conserver un ratio entre hauteur et diamètre inférieur ou égale 1 sans être inférieur à 0,25.

Pour chaque essai, le combustible est déversé dans le bac en premier. Par la suite, l'eau est rajoutée au fond du bac à l'aide d'un entonnoir. Avant chaque essai, une période de stabilisation des fluides est respectée afin de s'assurer que toute l'eau est bien située en fond de bac.

Les quantités utilisées pour les essais ont montré que généralement les projections étaient observées pour 3L d'hydrocarbures initialement présents avec un fond d'eau compris entre 10 et 30 cL. Cette valeur est à ajuster en fonction de la dimension du bac utilisé. L'objectif est de mettre suffisamment d'eau en fond de bac pour ne pas avoir de formation de lentille d'eau. Ceci suppose également que le fond soit suffisamment plat.

Les essais devront être doublés, ils seront systématiquement filmés.

# Boil-over classique :

## Introduction :

Le boil over classique est un phénomène qui présente des risques très importants car il est à l'origine de violentes projections de combustible et de la formation d'une boule de feu. Dans cette partie de ce chapitre on va définir le boil over classique et les différentes phases, ces conditions de réalisation.

## Définition du phénomène de boil-over « classique » :

Le NFPA et L'INERIS donnent les deux définitions suivantes :

Le **NFPA** (National Fire Protection Association - USA) propose une définition précise du phénomène :

«Le terme de boil over est attribué à un événement survenant lors d'un incendie de certains hydrocarbures contenus dans un réservoir à ciel ouvert, lorsqu'une soudaine augmentation de l'intensité du feu [de réservoir] est observée, accompagnée de l'expulsion de l'hydrocarbure hors du réservoir, après une longue période de combustion régulière [de l'hydrocarbure]. Le boil over a lieu lorsque les résidus de combustion, issus de la surface en feu, deviennent plus denses que les hydrocarbures non brûlés et sombrent formant une couche chaude qui progresse vers le fond plus rapidement que la régression de la surface de liquide. Lorsque cette couche chaude, également appelée onde de chaleur, atteint l'eau ou une émulsion d'eau dans l'hydrocarbure située en fond de bac, l'eau est d'abord surchauffée, puis portée à ébullition de façon quasi explosive entraînant le débordement du bac.»

L'**INERIS** donne une autre définition s'intéressant notamment aux conséquences du phénomène. « Un boil over est un phénomène de moussage brutal impliquant des réservoirs atmosphériques et résultant de la transformation en vapeur, d'eau liquide (fond d'eau, eau libre, émulsion) contenue dans un réservoir en feu. Une représentation schématique des différentes phases est présentée sur la Figure ci-dessous. Ce phénomène est à l'origine de violentes projections de combustible, du bouillonnement du contenu du bac, de l'extension des flammes et de la formation d'une boule de feu.»

## On va proposer une définition simple pour le boil-over classique :

Le Boil-Over est un phénomène explosif lié aux incendies d'hydrocarbures. En présence d'un réservoir d'hydrocarbures en flamme, La chaleur de l'incendie est communiquée à l'eau située au fond des réservoirs qui peut se vaporiser brusquement en projetant des gouttelettes d'hydrocarbure enflammées dans l'air sous la forme d'une boule de feu.

## L'onde de chaleur :

La présence d'une onde de chaleur conduit à considérer qu'un boil-over classique est possible, les produits concernés sont des produits dont la plage d'ébullition est suffisamment étendue et dont la viscosité est suffisante pour que l'effet piston puisse être observé ;

la figure 1.5 explique la formation d'onde de chaleur.

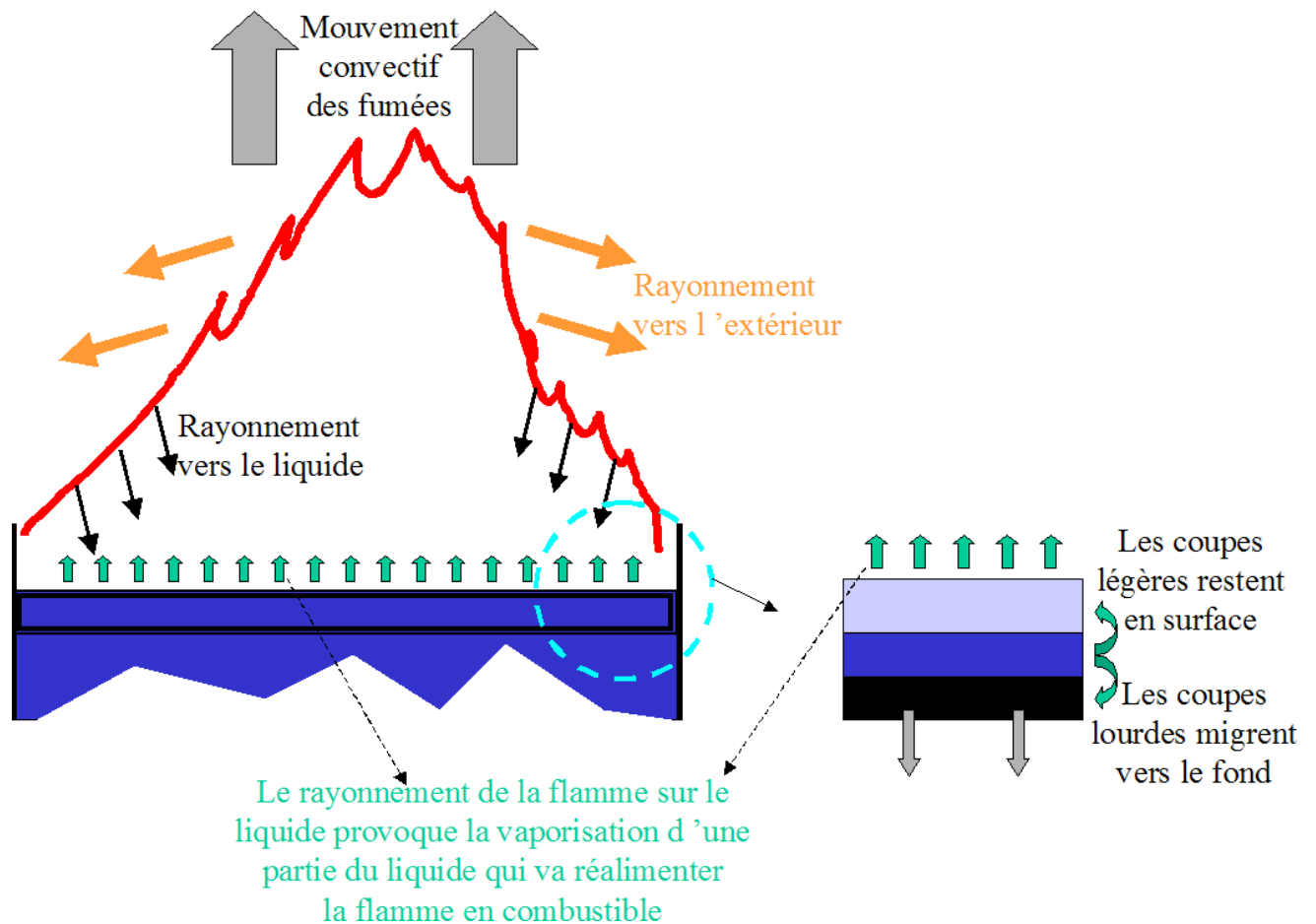


FIG. 1.5 : Principe de formation de l'onde de chaleur.

### Effet Piston :

Sous la pression de l'interface, la masse volumique de la vapeur est 1700 à 2000 fois moindre que celle de l'eau liquide aux conditions normales de température et de pression. De ce fait, pour que le volume de vapeur engendré remplisse le bac, il suffit que l'épaisseur du fond d'eau soit, en ordre de grandeur, de l'ordre du 1/1700ème au 1/2000ème de la hauteur du bac, soit de l'ordre du centimètre pour les bacs les plus communs. Le volume de vapeur développée quasi instantanément va agir sur la masse d'hydrocarbures la surplombant à l'instar d'un piston. En conséquence, l'accroissement de volume  $\Delta V$  consécutif à la vaporisation de l'eau contribue à mettre en mouvement la masse d'hydrocarbures en lui communiquant instantanément l'énergie cinétique  $PVAP \cdot \Delta V$  où  $PVAP$  est la pression de vapeur à l'interface eau / hydrocarbure au moment où l'eau atteint la zone chaude.

### Conséquences de l'effet Piston :

A l'issue de cet effet piston, l'hydrocarbure ainsi propulsé va donner lieu d'une part à une boule de feu se développant au-dessus du bac et d'autre part, à un feu de nappe aux alentours du bac en raison de jets liquides retombés au sol. En effet, les fluides éjectés consécutivement à l'effet piston peuvent être animés d'une énergie cinétique élevée et parcourir en conséquence des trajectoires auxquelles correspondent des distances d'impact au sol.

Il est à noter qu'en général, le phénomène de boule de feu apparaît être l'évènement le plus dangereux pour les personnes (à longue distance) engendré par le boilover

Pour quantifier ces effets, il faut connaître les données suivantes relatives aux hydrocarbures :

TAB. 1.1 : Propriétés de produits susceptibles de donner lieu à un boil-over. [8]

	Fuel oil n°2	Kérosène	FOD	Gazole	Brut léger
Température d'ébullition (K)	544	441	593	547	535
Température d'ébullition initiale correspondant à une fraction vaporisée de 15 %	453	408	523	473	348
Température d'ébullition finale correspondant à une fraction vaporisée de 85 %	653	478	673	633	823
Température critique (K)	929,8	816	754,4	818	686
Pression critique (Pa)	$1,53 \cdot 10^6$	$1,21 \cdot 10^6$	$1,60 \cdot 10^6$	$1,21 \cdot 10^6$	$1,86 \cdot 10^6$
Masse volumique de la phase liquide à 288 K ( $\text{kg/m}^3$ )	990	859	850	859	802
Masse volumique de la phase gaz à 300 K ( $\text{kg/m}^3$ )	11,65	9,42	10,17	9,42	6,686
Chaleur latente de vaporisation à température d'ébullition (J/kg)	$8,6 \cdot 10^5$	$2,38 \cdot 10^5$	$2,89 \cdot 10^5$	$2,38 \cdot 10^5$	$2,92 \cdot 10^5$
Chaleur de combustion (J/kg)	$4,01 \cdot 10^7$	$4,26 \cdot 10^7$	$4,27 \cdot 10^7$	$4,26 \cdot 10^7$	$4,33 \cdot 10^7$
Limite supérieure d'inflammabilité (% volumique)	0,055	0,055	0,055	0,055	0,055
Viscosité à 393 K (cSt)	10	0,73	0,92	0,81	2

### Les différentes phases d'un boil-over classique :



En début d'incendie du bac, le produit occupe tout le volume du bac avec **une composition quasihomogène**.



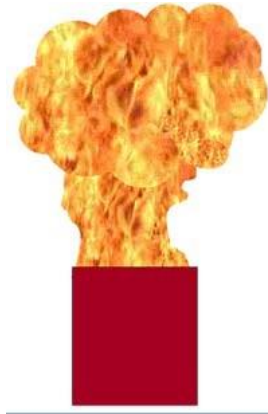
En raison du rayonnement des flammes sur la surface du liquide, le liquide subit une distillation qui conduit à la séparation des coupes légères des coupes plus lourdes. Ces dernières descendant progressivement vers le fond du bac sous l'effet de la pesanteur, c'est la formation d'**une onde de chaleur**.



Ce phénomène perdure jusqu'à ce que les coupes les plus lourdes (onde de chaleur), **atteignent l'eau** située au fond du bac. Cette onde de chaleur a une température de l'ordre de 200 °C.



Le contact entre l'onde de chaleur et l'eau provoque la vaporisation de cette dernière. Cette **vaporisation brutale** conduit à une augmentation importante de volume et joue le rôle de piston en mettant en suspension le liquide inflammable restant dans le bac.



Une partie du liquide **déborde** du bac et une autre est **mise en suspension** en se fragmentant en gouttes et en se vaporisant en traversant les flammes pour former une **boule de feu** lors de sa combustion.

FIG. 1.6 : Différentes phases d'un boil-over

### Conditions nécessaires pour la naissance d'un Boil-over :

Pour qu'un boil-over se produise, 4 conditions doivent donc être réunies :

- le feu du bac ;
- la présence d'eau à transformer en vapeur. Cette condition est presque toujours remplie car :
  - le fioul à une certaine teneur en eau : une vidange est faite de manière hebdomadaire ;
  - en cas de feu, il y aura les eaux d'extinction ;
- la création d'une onde de chaleur qui entre en contact avec le fond d'eau situé sous la masse d'hydrocarbures ;

## **Chapitre 1. Aspect technologique du Boil-over.**

---

- un hydrocarbure suffisamment visqueux pour que la vapeur ne puisse pas traverser facilement depuis le bas.

### **Condition 1 :**

La première condition est un feu de bac d'un produit respectant la condition 3. Les séquences accidentelles pouvant conduire à un feu de bac qui doivent ressortir de l'analyse de risque de l'exploitant, initient la séquence accidentelle du phénomène de boil-over. Le phénomène de boil-over est un phénomène retardé qui se produit plusieurs heures après le déclenchement de l'incendie du bac (la cinétique dépend notamment de la hauteur de remplissage du bac).

Outre les conditions 2 et 3, pour qu'un boil over se produise, il faut évidemment que le feu du bac n'ait pu être éteint dans le laps de temps précédent le déclenchement du boil-over.

### **Condition 2 :**

La création de vapeur d'eau engendre un accroissement de volume agissant à l'instar d'un piston : 1 litre d'eau génère de 1700 à 2000 litres de vapeur, en fonction de la température de l'onde de chaleur.

Un fond d'eau centimétrique peut suffire à expulser le contenu résiduel d'un bac.

Cette eau peut notamment provenir des eaux pluviales, des eaux de condensation, des eaux projetées lors de l'intervention ou des eaux de décantation susceptibles d'être présentes en fond de bac.

### **Condition 3 :**

Dans le cas de combustion d'un hydrocarbure caractérisé par une large plage de températures d'ébullition, les coupes légères à bas point d'ébullition montent à la surface et alimentent le feu, tandis que les coupes plus lourdes à haut point d'ébullition coulent vers le fond et forment un front chaud qui réchauffe les couches d'hydrocarbure froid de plus en plus profondes, tandis que le feu continue de brûler en surface. On obtient ainsi, sous la surface du feu, une zone de température homogène dont l'épaisseur va croissant au cours du temps. C'est ce que l'on appelle ici " l'onde de chaleur ". L'onde de chaleur n'est pas un phénomène 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 profond.

L'onde de chaleur est alimentée en continu par les résidus de la combustion de surface et son épaisseur augmente plus rapidement que ne diminue la hauteur d'hydrocarbure dans le bac. La température de l'onde de chaleur est fonction de la nature de l'hydrocarbure en feu.



# Boil-over à couche mince :

## Introduction :

Le boil-over couche mince a été uniquement observé dans le cadre d'une étude portant sur trois produits : Jet A-1, gazole et FOD. De fait, ces produits ont été retirés de la liste des produits susceptibles de donner lieu à un boil-over classique. C'est un phénomène très dangereux dans l'industrie, donc cette partie de ce chapitre sera consacré pour le boil over en couche mince.

## Définition et description du phénomène de boil over « encouche mince » :

Comme indiqué dans les paragraphes précédents, il ne s'agit pas de boil over au sens classique du terme puisque il n'y a pas d'onde de chaleur, mais d'un phénomène lié à une vaporisation de l'eau contenue dans le bac à la suite du contact d'une couche de produit à une température supérieure à 100 °C. Ce phénomène sera qualifié de phénomène éruptif en couche mince ou de boil over « en couche mince » pour reprendre la terminologie utilisée dans les publications scientifiques récentes : « thin-layer boil- over ».

Ce phénomène « en couche mince » fait l'objet de recherches scientifiques. Il est dû à une « nucléation hétérogène de l'eau à l'interface eau gazole ». Lorsque le front de flamme et la fine couche de produit, dont la température est supérieure à 100°C, impacte le fond d'eau, des bulles de vapeurs commencent à se former à l'interface gazole-eau. Ces bulles grossissent et traversent la fine couche de produit jusqu'à la surface. Une projection peut alors se former lorsque le nombre de bulles est si important qu'elles ne peuvent être évacuées jusqu'à la surface.

Un volume plus important de vapeur est alors libéré et éjecté subitement, entraînant des gouttelettes de produits en combustion et une augmentation des flammes avec pour conséquences un accroissement du flux thermique et des « projections de gouttelettes ». Pour des conditions initiales identiques (hauteur de produit, diamètre de bac, etc.), ce phénomène lié à la vaporisation de l'eau en fond de bac est moins intense et plus bref qu'un boil over « classique » puisqu'une couche beaucoup plus fine de produit est concernée.

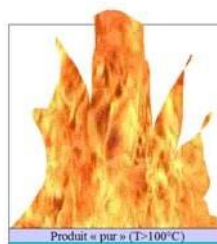
### Les différentes étapes conduisant à un boil-over en couche mince :



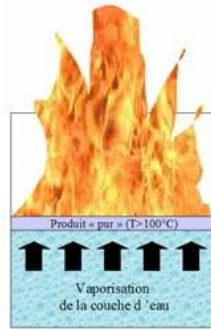
En début d'incendie du bac, le produit qui occupe le volume du bac a une composition homogène qui le restera tout au long de l'incendie. En revanche, un gradient de température apparaît et une zone où la température est supérieure à 100°C d'épaisseur limitée peut être identifiée..



En raison du rayonnement des flammes sur la surface du liquide, le liquide subit une augmentation locale de température sans modification de composition. Il n'y a pas de formation d'onde de chaleur. La zone chaude ( $T > 100^\circ\text{C}$ ) peu épaisse progresse vers le fond du bac à mesure que le produit se consume à la même vitesse que la surface du liquide.



Une fois que tout le combustible situé en dessous de cette zone de température supérieure à 100°C a été consommée, il y a contact entre l'eau et cette zone.



Une partie du liquide déborde du bac et une autre est mise en suspension en se fragmentant en gouttes et en se vaporisant en traversant les flammes pour former une zone de combustion vive.

FIG. 1.7 : Représentation schématique des différentes phases d'un boil-over en couche mince.

### Conditions d'occurrence du boil over « en couche mince » :

Comme illustré précédemment, les conditions d'occurrence sont sensiblement les mêmes que pour un boil over « classique » à l'exception toutefois de la propension du produit à générer une onde de chaleur : feu de bac, présence d'eau, produit suffisamment visqueux pour s'opposer au passage de la vapeur d'eau à la surface. Il convient donc d'identifier les séquences accidentelles associées à un feu de bac dans l'analyse des risques et l'étude de dangers. Ces séquences peuvent dépendre des caractéristiques du produit ou des installations

Il est important de noter que l'ampleur de ce phénomène dépend :

- de la viscosité du produit. Si le produit est peu visqueux, l'effet piston est plus faible car la vapeur d'eau fragmente la couche d'hydrocarbures liquide ;
- de l'épaisseur de la couche d'hydrocarbure liquide dont la température est supérieure à 100°C, qui dépend des propriétés de l'hydrocarbure.

### Description du modèle de boil over en couche mince :

Le modèle proposé est basé sur des calculs successifs qui permettent de caractériser les différentes phases du phénomène :

#### Une première phase de combustion « classique » du liquide inflammable :

Elle se situe avant le contact entre le liquide inflammable à une température supérieure à 100°C et l'eau. Lors de cette phase, une fraction de l'énergie rayonnée par les flammes est transmise au liquide. Cette fraction conduit à l'évaporation du liquide qui va réalimenter les flammes et également préchauffer le liquide sur quelques centimètres.

## **Chapitre 1. Aspect technologique du Boil-over.**

---

L'épaisseur préchauffée dépend de la nature du produit impliqué. Lors de cette phase, aucune projection ne survient. La durée de cette phase peut être estimée en divisant la hauteur de liquide présente au moment de l'inflammation par la vitesse de régression qui est une caractéristique du produit en feu ainsi que de la surface du bac en feu (la vitesse de régression diminue lorsque la surface augmente). A l'issue de cette phase, la grandeur importante est l'épaisseur de liquide inflammable dont la température est supérieure à 100°C.

### **La deuxième phase survient lorsque la couche de liquide dont la température est supérieure à 100°C arrive au contact de l'eau p présente au fond du bac :**

A cet instant, l'eau se vaporise brutalement et agit comme un piston en mettant en suspension la couche d'hydrocarbures située au-dessus d'elle. L'une des principales données de sortie de cette phase est la vitesse d'éjection du liquide, cette dernière dépendant de la quantité d'eau présente en fond de bac ainsi que de la composition du mélange (eau en phase vapeur, combustible en phase vapeur et liquide). La vitesse d'éjection varie entre 8 et 13 m/s et décroît sur les 10 premiers mètres Cette phase d'éjection ne sert qu'à la mise en suspension du mélange (eau+hydrocarbure)

### **La troisième phase consiste en la combustion de l'hydrocarbure mis en suspension :**

Cette phase est pilotée principalement par l'entraînement d'air au sein du jet. En effet, lors de la projection, le mélange devient rapidement trop riche en combustible et il est alors nécessaire que de l'air (oxygène) soit introduit pour observer la combustion du liquide après son évaporation. Ce modèle est issu d'un bilan thermodynamique prenant en compte l'air entraîné ainsi que le dégagement de chaleur résultant de la combustion de l'hydrocarbure en phase vapeur avec l'air entraîné. A noter que la vitesse ascensionnelle du mélange est pilotée par la différence de densité entre gaz brûlés et gaz frais.

### **La dernière phase est relative à l'évaluation des conséquences en termes d'effets thermiques sur l'environnement :**

Compte tenu de la durée du phénomène (moins d'une minute), un calcul de dose est réalisé.

## **Quelques solutions particulières :**

C'est un ensemble de mesures qui ont pour but de réduire l'incidence d'un comportement ou d'un événement dangereux.

L'installation est dotée de moyens de lutte contre l'incendie appropriés aux risques et conformes aux règles en vigueur, notamment :

- d'extincteurs répartis sur l'ensemble du site et en particulier dans les lieux présentant

## **Chapitre 1. Aspect technologique du Boil-over.**

---

des risques spécifiques, bien visibles et facilement accessibles. Les agents d'extinction sont appropriés aux risques à combattre et compatibles avec les matières stockées ;

- d'un système d'alarme interne ;
- d'un moyen permettant de prévenir les services d'incendie et de secours ;
- d'un plan des locaux facilitant l'intervention des services d'incendie et de secours avec une description des dangers pour chaque local ;
- d'état des stocks de liquides inflammables tel que défini à l'article 30 du présent arrêté ;
- d'une réserve de produit absorbant incombustible en quantité adaptée au risque, sans être inférieure à 100 litres, et des moyens nécessaires à sa mise en œuvre . La réserve de produit absorbant est stockée dans des endroits visibles et facilement accessibles et munie d'un couvercle ou tout autre dispositif permettant d'abriter le produit absorbant des intempéries. Dans le cas de liquides miscibles, l'absorbant peut être remplacé par un point d'eau, sous réserve que l'exploitant justifie à l'inspection des installations classées l'absence de pollution des eaux ou le traitement de ces épandages après dilution .

La sécurité ne s'improvise pas ; elle est basée sur l'étude des faits à la base de la prévention ,il faut la connaissance du mécanisme de l'accident . Il est donc nécessaire d'analyser :

- les dangers présentés par les produits manipulés et par les moyens d'exploitation mis en œuvre ;
- les conditions de travail ;
- les accidents et incidents déjà survenus.

### **Conclusion :**

Un boil-over "classique" se produit lorsque le produit est suffisamment visqueux et qu'il est susceptible de former une vague de chaleur après distillation en coupes légères et lourdes. Ce phénomène est visible dans les bruts légers, par exemple.

Le modèle de boil over en couche mince a été créé par l'INERIS alors que

elle effectuait des tests sur différents produits (JET-A1, diesel, et FOD) et a découvert qu'aucune vague de chaleur n'a été observée, et ces produits ne peuvent pas être à l'origine d'un boil over. Donc, pour que ce phénomène se produise, tout doit être visqueux et dépend des propriétés de l'hydrocarbure.

## **Chapitre 2**

### **Formulation physico-mathématique du boil-over.**

### Introduction :

La première méthodologie proposée pour quantifier de façon déterministe les phénomènes de boil-over est le fruit d'un partenariat de recherche dirigé par **TOTAL RAFFINAGE EUROPE** et regroupant **I'NERIS** (Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques), et **EDF-CLI** (Electricité de France, Centre Lyonnais d'Ingénierie).

Cette approche méthodologique a pris en compte notamment les travaux expérimentaux de [1], de [11] et du [3].

Elle se base également sur les grandeurs mesurées lors des cinq accidents graves ayant engendré un boil-over, déjà évoqués au chapitre traitant de l'accidentologie (chap. 1 du présent rapport) :

- **YOKKAICHI (JAPON)**, 15 octobre 1955 (cas n° 6051) ;
- **TACOA (VENEZUELA)**, 19 décembre 1982 (cas n° 6052) ;
- **MILFORD HAVEN (GB)**, 30 août 1983 (cas n° 6077) ;
- **THESSALONIQUE (GRECE)**, 24 février 1986 (cas n° 6076) ;
- **PORT EDOUARD-HERRIOT (FRANCE)**, 2 juin 1987 (cas n° 4998).

### Hypothèses de calcul :

Comme indiqué dans le chapitre précédent, le boil-over peut engendrer d'une part, la formation d'une boule de feu et d'autre part, des projections de produit enflammé qui peuvent former un feu de nappe aux alentours du bac.

Le phénomène de boule de feu lorsqu'il se développe, est la partie la plus spectaculaire d'un boil-over. Il peut également en être l'évènement le plus dangereux pour l'homme.

Pour effectuer le calcul, on met les hypothèses suivantes :

- la température du local et des Structures (TP=25 ) ;
- Le temps d'observation (temps physique) : t=15 minutes ;
- Absence de vent ;
- L'humidité relative RH=40 %

## Equations gouvernantes générales :

Le calcul du **PBO** (Propensity to Boil Over) permet de déterminer si un liquide peut être à l'origine d'un boil over. Lorsque le PBO calculé est inférieur à 0,6 il n'y a pas de danger. Par contre lorsque celui-ci est supérieur à ce seuil, le boil over est possible.

$$PBO = \frac{\sqrt{\left(1 - \frac{393}{T_{eb}}\right) \left(\frac{\Delta T_{db}}{60}\right)^2}}{0,73} \quad (1)$$

- $T_{eb}$  : température d'ébullition moyenne du produit stocké (K)

•

$$\Delta T_{db} = T_{eb} - 393$$

- $\nu$  : viscosité cinématique à 393 K (cSt)

TAB. 2.1 : Hydrocarbure PBO Risque. [5]

Produit	POB	Tendance au BOIL-OVER	Produit	POB	Tendance au BOIL-OVER
Brut lourd	6.76	Oui	Gazole	1.2	Non
Brut léger	1.83	Oui	Kérosène	0.53	Non
Fuel oil	3.03	Oui	Essence	-0.25	Non

Le choix de considérer un scénario de BOIL-OVER se fera selon les critères suivants :

- PBO est plus grand ou égale à 0,6 Considérer un boil-over ;
- PBO est trop petit à 0,6 Ne pas considérer un boil-over ;
- PBO est petit ou proche de 0,6 Par prudence considérer un boil-over (ex : cas limite de certains kérosènes).

## Equations gouvernantes pour le boil-over clas-sique

:

L'objectif de la méthode de calcul suivante est de déterminer les caractéristiques du boil-over, notamment la boule de feu générée par ce phénomène, ainsi que les effets thermiques associés.

Les principales étapes de la modélisation sont les suivantes :

- détermination de la quantité d'hydrocarbure impliquée dans la formation de la boule de feu ;
- estimation des propriétés de la boule de feu ;
- caractérisation des effets du rayonnement thermique de la boule de feu sur une personne exposée et/ou sur l'environnement.



### Quantité d'hydrocarbure participant à la formation de la boule de feu :

Il est évident que pour qu'un boil-over se produise, la vitesse de descente de l'onde de chaleur autrement dit, l'épaississement de la zone chaude doit dépasser la vitesse de combustion de l'hydrocarbure ; Si ce n'était pas le cas, il n'y aurait plus d'hydrocarbure. Sinon, il ne resterait plus d'hydrocarbure pour participer à une éventuelle boule de feu. C'est la première chose à examiner.

### La vitesse de combustion de l'hydrocarbure $v_1$ :

Le taux de combustion  $v_1$  de l'hydrocarbure est déterminé par une relation semi-empirique [2] qui tient compte de la chaleur de combustion, de la chaleur de vaporisation et de la capacité thermique de l'hydrocarbure :

$$v_1 = 10^{-3} \frac{\left( \frac{\Delta H_c}{\rho_l(TM)} \right)}{L_V + \int_{T_{SER}}^{T_{BLL}} C_p(T) \cdot dT} \quad (2)$$

Avec :

$$TM = (TBUL \times TSER)^{0,5}$$

Tels que :

- $\Delta H_c$  : chaleur de combustion de l'hydrocarbure (J/kg) ;
- $\rho_l(TM)$  : masse volumique de l'hydrocarbure à température TM ( $kg/m^3$ ) ;
- $L_V$  : chaleur latente de vaporisation de l'hydrocarbure (J/kg) ;
- $C_p$  : capacité calorifique (J/kg K) ;
- TSER : température de service de l'hydrocarbure dans le réservoir (K) ;
- TBUL : température d'ébullition de l'hydrocarbure (K).

### Vitesse de propagation $v_2$ de l'onde de chaleur :

La vitesse de propagation  $v_2$  de l'onde de chaleur est estimée en calculant le rapport entre la hauteur de l'hydrocarbure liquide  $HLIQ$  contenu dans le réservoir au moment de la et le temps  $t_{BO}$  du boilover se déclenchant à partir du même moment, tel que tel que :

$$v_2 = \frac{HLIQ}{t_{BO}} \quad (3)$$

Tels que :

- HLIQ : hauteur d'hydrocarbure liquide contenu dans le bac au moment où l'incendie se déclare (m) ;
- $t_{BO}$  : temps de déclenchement du boilover à partir du moment où l'incendie se déclare (s).



## Chapitre 2. Formulation physico-mathématique du boil-over.

fraction d'indice  $n$  (Figure a). Cette différence mineure est due au film d'interface formé entre le liquide et la zone de combustion.

Au moment où le boil-over se produit, c'est-à-dire à l'instant  $t = t_{BO}$ , la fraction en ébullition porte l'indice  $n+k$  et, en conséquence  $TWAV(t_{BO}) = TBn + k - \epsilon$  (figure b).

Ensuite, il est nécessaire de caractériser la courbe de distillation de l'hydrocarbure incorporé. Cette courbe représente le volume cumulé des hydrocarbures distillés en fonction de la température lorsqu'elle est située dans un intervalle compris entre la température initiale d'ébullition  $T_{IN}$  (la température d'ébullition la plus basse) et la température finale d'ébullition  $T_{FIN}$  (la température d'ébullition la plus élevée). En général, les deux températures  $T_{IN}$  et  $T_{FIN}$  qui comprennent la plage d'ébullition correspondent à des fractions volumiques du produit distillé  $X_{IN} = 15$  pourcent et  $X_{FIN} = 85$  pourcent, respectivement.

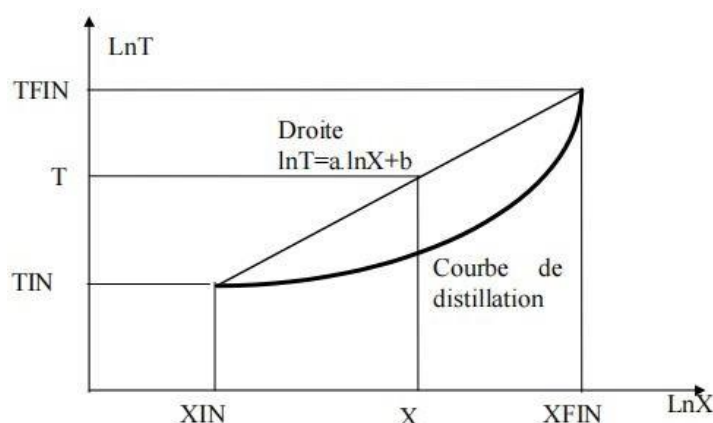


FIG. 2.2 : : Courbe de distillation d'hydrocarbure – Approximation par une droite

Le parti est pris d'assimiler ces courbes à des droites en coordonnées logarithmiques pour des raisons de simplicité et tout en restant majorant. Dans la mesure où seules les fractions dont la température d'ébullition est supérieure ou égale à la VME sont considérées, l'approche est conservatrice dans le sens où elle conduit à une augmentation de la masse participant à l'incendie.

En effet, la figure 2.2 montre que pour une même température de VME, la proportion de volume déjà vaporisé est plus faible, et donc la masse participant à la boule est plus importante. Comme le volume déjà vaporisé est moindre, la masse participant à la boule de feu est plus importante.

Ainsi, en coordonnées logarithmiques, l'équation de la courbe de distillation est du type :

$$\ln T = a \ln X + b \quad (5)$$

Avec :

- $T$  : température du produit (K) ;
- $X$  : fraction de produit vaporisé à cette température (%).

## Chapitre 2. Formulation physico-mathématique du boil-over.

---

Par conséquent, lorsque le boilover se produit, la relation entre la température de l'échangeur de chaleur à l'interface hydrocarbure/eau TWAV et la fraction d'hydrocarbure vaporisée à ce moment-là,  $X_{BO}$ , sera la suivante :

$$\ln TWAV = a \ln X_{BO} + b \quad (6)$$

### La fraction d'hydrocarbure vaporisée $X_{BO}$ :

En revanche, lorsque le boil-over se produit (à tBO), la fraction d'hydrocarbure vaporisée  $X_{BO}$  est différente de celle qui a déjà été consommée à la vitesse de combustion  $v_1$ , multipliée par la quantité totale de produit présente dans le bac au moment où l'incendie se produit. Ceci peut être exprimé comme suit :

$$X_{BO} = \frac{v_1 \cdot t_{BO}}{HLiq} + X_{IN} \quad (7)$$

Par conséquent, la TWAV est finalement exprimée en fonction de tBO. En combinant les équations (3, 5 et 6), on obtient un système d'équations qui permet de calculer tBO et TWAV. Par conséquent, un calcul itératif est nécessaire pour déterminer les valeurs de TWAV et de tBO tout en vérifiant simultanément ces deux équations. Le temps nécessaire avant l'apparition du boil-over nous permet d'estimer la masse susceptible de participer à la boule de feu.

### La masse restant dans le bac $M_{VAP}$ :

Il est préférable de baser vos calculs sur la masse restant dans le réservoir au moment du boil-over, c'est-à-dire la masse d'hydrocarbures, qui est la masse d'hydrocarbures présente dans le réservoir au moment de l'incendie moins la quantité d'hydrocarbures réduite par la quantité d'hydrocarbures qui a brûlé avant le boil-over s'est produit.

Il faut ensuite calculer la quantité de vapeur d'hydrocarbures impliquée dans le phénomène de la boule de feu. Dans une approche conservatrice et simplifiée, on suppose que la quantité d'hydrocarbures restant dans le réservoir au moment du Boil-over se produit entièrement sous la forme de vapeur de la boule de feu. Cela revient à supposer qu'aucune retombée de fluide n'existe au sol, même si ces projections de fluide existent dans la réalité (voir "Les conséquences de l'effet piston" précédemment dans le chapitre 1).

Ainsi, en se référant à la courbe de distillation (assimilée à une droite en coordonnées logarithmiques), lorsque la température atteint TWAV, la fraction de produit déjà consommée par la combustion est connue et vaut  $X_{BO}$ .

En conséquence, la masse de vapeur MVAP susceptible de participer à la boule de feu correspondra à une fraction volumique XVAP égale à  $(1 - X_{BO})$  et son expression sera donc la suivante :

$$MVAP = X_{VAP} MLIQ = (1 - X_{BO}) MLIQ \quad (8)$$

exprimée en kg, où MLIQ = masse d'hydrocarbure contenue dans le bac au début de l'incendie (kg).

### Calcul des caractéristiques de la boule de feu :

L'effet de boule de feu est un phénomène complexe, peu aisé à quantifier.

Au départ d'un violent boil-over, une colonne riche en vapeurs inflammables s'élève rapidement dans l'atmosphère jusqu'à une altitude où un apport d'air par brassage va permettre sa combustion. Une masse de feu en forme de tore, de champignon ou de boule va se développer et brûler très rapidement, accompagnée d'un accroissement soudain du rayonnement émis par la masse en feu. Le pouvoir émissif surfacique  $\phi_0$  de la boule de feu est prise égale à  $150 \text{ kW/m}^2$ . Cette valeur a été corroborée par des travaux expérimentaux qui, dans le pire des cas, ont conduit à mesurer une valeur de  $\phi_0$  égale à  $123 \text{ kW/m}^2$  [1]. A partir de ce pouvoir émissif de boule de feu, la température de flamme TFLA peut s'écrire sous la forme suivante :

$$TFLA = \left( \frac{\phi_0 + \epsilon \cdot \sigma \cdot T_{AMB}^4}{\epsilon \cdot \sigma} \right)^{1/4} \quad (9)$$

Avec :

- $\epsilon$  : coefficient d'émission ( $\epsilon = 0,6$  pour les flammes de gaz) ;
- $\sigma$  : constante de BOLTZMANN, soit  $5,677 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}$  ;
- $T_{AMB}$  : température ambiante (K).

En prenant une valeur de l'émissivité de la flamme égale à 0,6, l'équation (9) donne une température de flamme TFLA de 1 443K. La combustion de la boule de feu s'effectue à la limite supérieure d'inflammabilité. La boule de feu peut dès lors être considérée comme représentative d'une concentration homogène en vapeur d'hydrocarbure égalée à la limite supérieure d'inflammabilité LSI. Ceci signifie que, dans  $1 \text{ m}^3$  de mélange hydrocarbure-air, se retrouve une masse de vapeur d'hydrocarbure égale à :

$$\rho_g(TFLA) \text{ LSI} \quad (10)$$

exprimée en kg, où :

- où  $\rho_g(TFLA)$  : masse volumique des vapeurs d'hydrocarbure présent à TFLA ( $\text{kg/m}^3$ ),
- LSI : Limite Supérieure d'Inflammabilité (% vol.).

Par conséquent, la concentration C en hydrocarbure présent dans la boule de feu s'exprime en  $\text{kg d'hydrocarbure/m}^3$  de mélange hydrocarbure-air par la formule suivante :

$$C = \rho_g(TFLA) \text{ LSI} \quad (11)$$

En considérant de façon majorante la masse totale de vapeur d'hydrocarbure générée sans tenir compte de la fraction brûlée, le volume VFB de la boule en  $\text{m}^3$  de feu se définit alors comme suit :

$$V_{FB} = \frac{MV AP}{C} \quad (12)$$

Le rayon de la boule de feu,  $r_{FB}$ , s'exprime en  $m$  par :

$$r_{FB} = \left( \frac{3}{4\pi} V_{FB} \right)^{1/3} \quad (13)$$

La durée de vie de la boule de feu  $t_{FB}$  (en s) est estimée par la formule empirique de HIGH, à savoir :

$$t_{FB} = 0,295(MV AP)^{0.32} \quad (14)$$

La hauteur  $h_{FB}$  du centre de la boule de feu peut être calculée par les relations empiriques suivantes :

$$t = \frac{t_{FB} TFLA^{10/3}}{MV AP^{1/3} 10^{10}} \quad (15)$$

$$h_{FB} = \frac{\left( \frac{68,571t}{2,857 + t} \right) \left( \frac{MV AP}{TFLA} \right)^{1/3}}{+ HEQU} \quad (16)$$

### Calcul des effets thermiques de la boule de feu :

#### Charges thermiques critiques retenues pour l'homme :

Les effets thermiques radiatifs d'une boule de feu sur une population donnée sont déterminés par l'intensité du rayonnement ainsi que par la durée d'exposition. L'INERIS utilise les seuils de la circulaire du 29 septembre 2005, à savoir :

- 1 800  $(kW/m^2)^{4/3}.s$  pour les effets létaux significatifs (SELS),
- 1 000  $(kW/m^2)^{4/3}.s$  pour les effets létaux (SEL),
- 600  $(kW/m^2)^{4/3}.s$  pour les effets irréversibles (SEI).

Les densités de flux  $\phi_{seuil}$  (où seuil représente SELS, SEL et SEI) s'expriment en fonction du temps d'exposition à la source. Dans une approche majorante, celui-ci est pris égal à la durée de vie de la boule de feu,  $t_{FB}$  :

$$\Phi_{Seuil}^{4/3} t_{FB} = \text{Seuil} \quad (17)$$

en  $(kW/m^2)^{4/3}$

### Calcul des distances d'effets thermiques :

Le flux rayonné  $\phi(x)$  reçu à une distance  $X$  du centre de la boule de feu s'écrit :  
en  $\text{KW}/\text{m}^2$ , où :

- $F_{view}$  : facteur de forme entre la cible et la boule de feu ;
- $\tau(x)$  : facteur d'atténuation dans l'air entre la surface de la boule de feu et la cible.

La figure **2.3** illustre la configuration retenue pour le calcul des distances d'effets engendrés par la boule de feu sur une cible. Pour une boule de feu, le facteur de forme  $F_{view}$  se calcule de façon simple en fonction de la distance  $X$  du centre de la boule de feu à la cible et du rayon  $r_{FB}$  de la boule de feu :

$$F_{view} = \left( \frac{r_{FB}}{X} \right)^2 \quad (18)$$

Pour tenir compte de l'atténuation atmosphérique du rayonnement dans le calcul du flux de chaleur, le facteur de transmissivité  $\tau(x)$  dépendant de la distance  $x$  entre l'enveloppe de la boule de feu et la cible  $x = X - r_{FB}$  peut être estimé à l'aide par exemple de la loi empirique de Bagster (1989) :

$$\tau(x) = 2.02 (\rho_w x)^{-0.09} \quad (19)$$

Avec :

- $\rho_w$  : pression partielle de vapeur d'eau dans l'air à humidité relative donnée ( $\text{N}/\text{m}^2$ ) ;
- $x$  : Distance entre l'enveloppe de la flamme et la cible (m).

Cette équation est valable seulement lorsque  $104 < \rho_w x < 105 \text{ N/m}$ . Cette dernière grandeur est une fonction de l'humidité relative de l'air et de la température de l'air ambiant.

Les flux  $\phi_{seuil}$  correspondant aux seuils des effets létaux significatifs (SELS), létaux (SEL) ou irréversibles (SEI) sont obtenus respectivement à des distances  $X_{seuil}$  du centre de la boule de feu où l'on vérifie :

$$\Phi_{seuil} = \Phi(X_{seuil}) = \left( \frac{r_{FB}}{X_{seuil}} \right)^2 \tau(X_{seuil}) \phi_0 \quad (20)$$

en  $\text{kW}/\text{m}^2$

Comme  $\tau(x)$  est une fonction implicite de la distance  $X$  du centre de la boule de feu, et que la distance  $X$  est une fonction explicite du facteur de transmissivité  $\tau(x)$ , la détermination des distances d'effet  $X_{seuil}$  passe automatiquement par un calcul itératif.

Il ne reste plus qu'à déterminer les distances d'effet thermique au sol.

$DIST_{seuil}$  définies entre le centre du bac et la cible :

$$DIST_{Seuil} = \sqrt{X_{Seuil}^2 - h_{FB}^2} \quad (21)$$

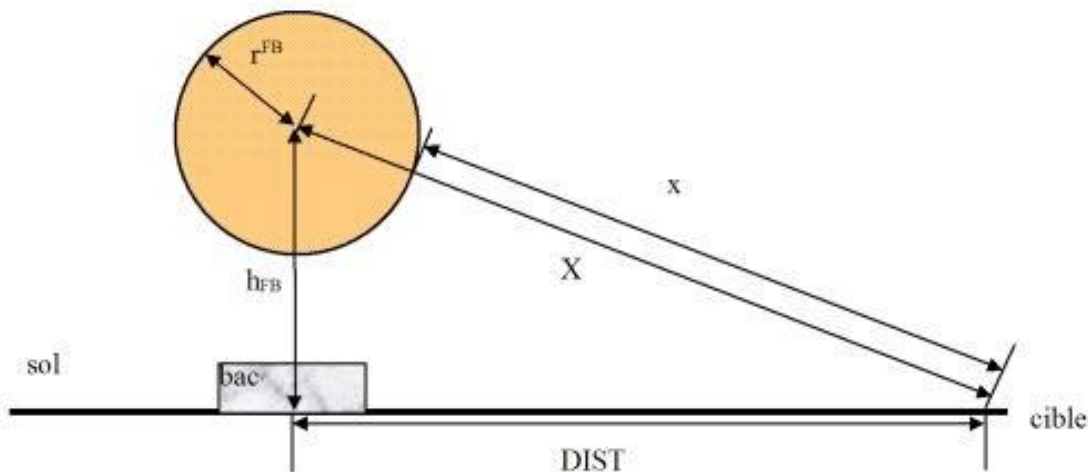


FIG. 2.3 : Placement schématique des notations relatives à la boule de feu

### Estimation des conséquences à l'aide d'une corrélation simple :

Pour éviter de recoder l'ensemble des équations décrites ci-dessus, nous présentons ci-dessous des corrélations simples. Les corrélations simples établies à partir des résultats des équations présentées précédemment Elles permettent de calculer les distances d'effets pour les trois produits les plus courants.

Le pétrole brut lourd, le pétrole brut léger et le fuel n°2 sont les produits les plus susceptibles de provoquer un boil-over classique.

$$DIST_{Seuil} = A_{Seuil} MLIQ^{B_{Seuil}} \quad (22)$$

Avec :

- $DIST_{Seuil}$  est la distance en m associée au seuil d'effet Seuil ;
- MLIQ est la masse d'hydrocarbure contenu dans le bac au début de l'incendie (kg), ( $A_{Seuil}$ ,  $B_{Seuil}$ ) sont des couples de constantes à déterminer suivant le produit stocké et suivant le seuil recherché.

Les couples de constantes ( $A_{Seuil}, B_{Seuil}$ ) ont été déterminés pour les différentes évolutions de distances de sécurité et ils sont présentés dans le tableau ci-dessous :

TAB. 2.2 : couples de constantes ( $A_{Seuil}, B_{Seuil}$ ) suivant le produit stocké. [8]

Produit stocké	Constantes asso-ciées à DISTSELS		Constantes asso-ciées à DISTSEL		Constantes asso-ciées à DISTSEI	
	ASELS	BSELS	ASEL	BSEL	ASEI	BSEI
Fuel oil n°2	0,264	0,467	0,42	0,455	0,573	0,449
Brut léger	0,17	0,466	0,267	0,454	0,363	0,448
Brut lourd	0,14	0,478	0,249	0,46	0,345	0,452



## Equations gouvernantes pour le boil-over en couche mince :

### Hauteur de liquide susceptible d'être mise en suspension :

Pour calculer la quantité de produit susceptible d'être en suspension, qui correspond à la quantité de liquide dont la température est supérieure à 100°C, on a utilisé la relation proposée par **Broeckmann (92)** :

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial z} \left( \alpha \frac{\partial T}{\partial z} \right) + V_a \frac{\partial T}{\partial z} + \frac{k}{\rho C_p} q_r \exp(-kz) \quad (23)$$

Cette relation détermine la profondeur à laquelle une température de 100°C est observée et intègre les données physiques suivantes :

- **données thermophysiques du produit** : masse volumique (échanges conductifs), coefficient d'absorption du rayonnement  $k$  (échanges radiatifs avec la flamme), diffusivité thermique modifiée (échanges conductifs) ;
- **flux radiatif** reçu par le produit  $q_r$  (échange radiatif et prise en compte du diamètre du bac.
- **vitesse de combustion**  $V_a$  qui est à relier avec la vitesse de régression ; ces valeurs peuvent être déterminées à partir de bases de données ou d'essais.

### Délai d'occurrence du phénomène :

Il suffit de connaître la hauteur du liquide au moment du début de l'incendie pour estimer le moment de l'apparition du phénomène. En effet, il ne se passe rien d'autre qu'un incendie de réservoir tant que la hauteur du liquide est supérieure à quelques centimètres. En fait, le temps de déclenchement peut être calculé en utilisant la relation suivante à partir de la hauteur initiale du liquide, de l'épaisseur suspendue et de la vitesse de régression spécifique du produit :

$$\text{Temps de déclenchement} = \frac{(\text{Hauteur initiale de liquide-Epaisseur mise en suspension})}{\text{Vitesse de régression}} \quad (24)$$

### Estimation de la vitesse d'éjection :

La vitesse d'éjection a été estimée à partir d'une hypothèse de vaporisation d'une hauteur d'eau de 1 cm présente en fond de bac. Cette valeur est en général comprise entre 8 et 12 m/s.

$$V_{eject} = \frac{\left[ \frac{2P_{inter-eau-Hc}Heau}{\rho H_{HC}} \right]^{0.5}}{\rho H_{HC}} \quad (25)$$

### **Estimation de la composition du mélange eau/hydrocarbure :**

La composition du mélange est ensuite calculée sur la base d'un mélange « homogène » au niveau du point le plus haut du bac. Le mélange est considéré à l'équilibre en pression entre la phase liquide et gaz.

$$\rho_{mel(HC+eau)} = \left[ \frac{M_{eau} + M_{HC\_liq} + M_{HC\_gaz}}{Vol_{global\_gaz} + Vol_{HC\_liq}} \right]$$

(26)

$$int_{md(Hc+eau)} = \left[ \frac{M_{eau} + M_{1+ic-1ia} + M_{HC-gaz}}{VbL_{g-gaz} + Vol_{H_i-1iq}} \right]$$

### **Caractéristiques géométriques du volume de flamme :**

#### **Entraînement d'air :**

La relation utilisée pour calculer l'entraînement d'air est basée sur celle utilisée pour les jets. utilisée dans les jets En effet, une projection liquide peut être assimilée en première approximation à un jet diphasique composé d'un mélange d'eau et d'hydrocarbures, avec un temps d'existence de quelques secondes.

En revanche, la taille du jet et sa brièveté font que la relation ne peut être appliquée sans modifications, c'est ce qui a été fait en se calant sur les essais à petite échelle. Un compromis acceptable a consisté à multiplier le débit d'entraînement d'air par un coefficient correctif de 10.

Cependant, en raison de la taille du jet et de sa brièveté, cette relation ne peut être appliquée sans modification, ce qui a été fait en la basant sur des essais à petite échelle. Un compromis réalisable a consisté à multiplier le taux d'entraînement d'air par un coefficient correcteur de dix.

$$M_{air} = 10 \left[ 0,32 M_{mel} \frac{V_{eject}}{1,2 D_{bac}} \left( \frac{\rho_{air}}{\rho_{mel}} \right)^{0,5} \right] \quad (27)$$

#### **Volume de gaz brûlés, nouvelle composition des gaz :**

On suppose que la combustion des hydrocarbures présents dans le mélange est guidée par la disponibilité du comburant dans le mélange, en présence de l'oxygène de l'air. En effet, le mélange considéré ne peut s'enflammer en raison d'un manque d'air au niveau du bac supérieur. Le jet est donc contrôlé, et le piégeage de l'air est calculé à chaque intervalle pour déterminer la nouvelle composition du mélange d'eau, d'air, de gaz brûlés, d'hydrocarbure liquide et d'hydrocarbure gazeux.(voir la figure **2.4**)

## Chapitre 2. Formulation physico-mathématique du boil-over.

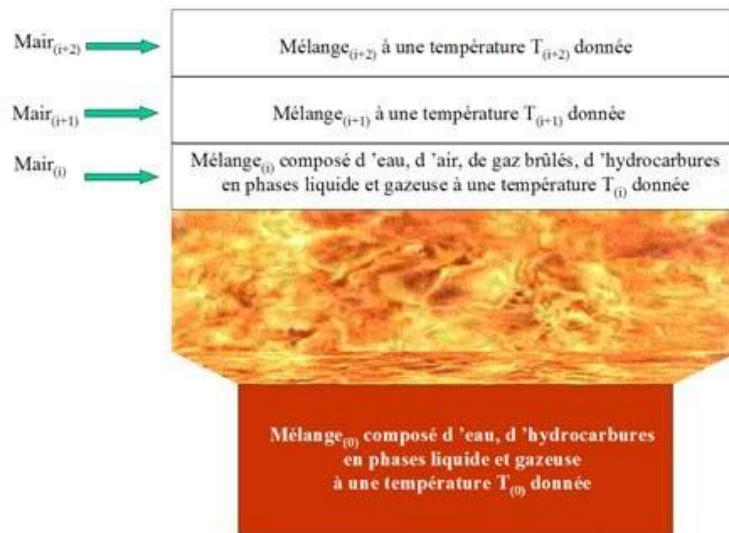


FIG. 2.4 : Principe de calcul de la combustion du jet.

En ce qui concerne la combustion, on s'attend à ce qu'elle se produise dans des conditions stoechiométriques, seul le combustible en phase gazeuse brûlant. Ensuite, l'énergie libérée par la combustion devrait contribuer en partie, à l'élévation de température du mélange et, en partie, à la vaporisation de l'hydrocarbure, qui est encore à l'état liquide (sous forme de gouttelettes). Le rendement global de la combustion est estimé à 40 %.

### Volume et géométrie des flammes :

Une géométrie cylindrique d'un diamètre égal à 1,2 fois le diamètre du réservoir a été supposée pour estimer le volume des flammes qui émettront un rayonnement. Cette valeur est un compromis entre les observations de petites boules de feu et de cylindres. Il convient de noter que lorsque des boules de feu ont été observées à petite échelle, elles ne constituaient pas la partie la plus rayonnante de la masse en feu. Il est difficile de faire une estimation plus précise de la géométrie de l'objet à plus grande échelle. Comme ce phénomène n'a jamais été observé à grande échelle, il est difficile de faire une estimation plus précise de la géométrie des flammes à plus grande échelle. Pour cette raison, la géométrie décrite ci-dessus a été conservée.

La hauteur du cylindre de feu est déterminée par le calcul de composition effectué à l'étape précédente. Lorsque la température du jet descend en dessous d'un certain seuil, on estime que la hauteur du cylindre de feu est atteinte de 500°C. Il est à noter qu'une fois le processus de combustion terminé, il convient de noter qu'une fois le processus de combustion terminé, la température du jet chute relativement vite.

### Conséquences sur l'environnement :

#### Estimation de l'émittance des flammes :

Pour estimer les effets sur l'environnement, il faut connaître l'émittance des flammes, celle-ci est prise égale à 150 kW/m<sup>2</sup> ce qui correspond à une température de 1000°C en

## Chapitre 2. Formulation physico-mathématique du boil-over.

utilisant de l'équation de Stefan-Boltzmann :

$$SEP = \sigma T_f^4 \quad (28)$$

Cette hypothèse est conservatrice car cette température élevée est considérée sur toute la hauteur du cylindre alors que les essais ont montré que cette valeur est plus faible dès que l'altitude augmente.

### Calcul des distances d'effets :

Les distances d'effets sont calculées en supposant l'hypothèse courante d'une flamme solide de forme cylindrique qui permet de calculer le flux reçu en un point donné et en considérant une durée d'exposition qui correspond à la durée d'existence du phénomène.  $\phi$  est le flux reçu en un point donné et  $t$  la durée d'exposition à ce flux. Ce dernier est calculé selon la relation suivante :

$$\phi = F_{max} \tau(x) SEP \quad (29)$$

en kW/m<sup>2</sup> , où :

- $F_{max}$  : facteur de vue entre la cible et le cylindre de feu ;  $\tau(x)$  : facteur d'atténuation dans l'air entre la surface du cylindre de feu et la cible

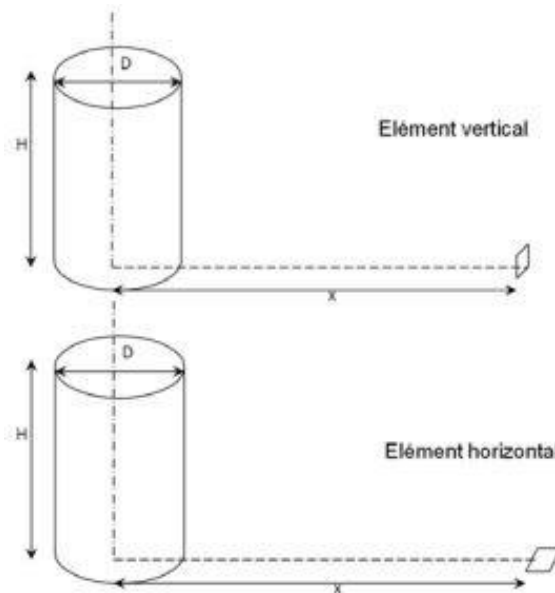


FIG. 2.5 : position des cibles par rapport au cylindre de feu.

Le facteur de vue (ou facteur de forme) est déterminé à l'aide des relations ci-après :

- **Pour une cible verticale ( $F_v$ ) :**

$$F = \frac{1}{\pi X} \text{Arctan} \left( \frac{\sqrt{L}}{X^2 - 1} \right) + \frac{L}{\pi} \frac{(A - 2X)}{X \sqrt{AB}} \text{Arctan} \left[ \frac{\sqrt{\frac{A(X-1)}{B(X+1)}} - 1}{X} \text{Arctan} \frac{\sqrt{X-1}}{X+1} \right] \quad (30)$$

Tels que :

$$\begin{aligned} R &= D/2 & A &= (X + 1)^2 + L^2 \\ L &= H/R & B &= (X - 1)^2 + L^2 \\ X &= X/R \end{aligned}$$

• **Pour une cible horizontale ( $F_h$ ) :**

$$F_h = \frac{1}{\pi} \left[ \operatorname{Arctan} \left( \frac{\sqrt{X+1}}{X-1} \right) - \frac{X^2 \sqrt{1+L^2}}{AB} \operatorname{Arctan} \left( \frac{\sqrt{(X-1)A}}{(X+1)B} \right) \right] \quad (31)$$

Tels que :

$$\begin{aligned} R &= D/2 & A &= (X + 1)^2 + L^2 \\ L &= H/R & B &= (X - 1)^2 + L^2 \\ X &= X/R \end{aligned}$$

Le facteur de forme maximal,  $F_{max}$ , à une distance donnée est alors donné par la formule suivante :

$$F_{max} = \sqrt{F_h^2 + F_v^2} \quad (32)$$

A noter que pour une cible à une hauteur  $h$  du sol, il suffit de décomposer le cylindre de flamme en deux selon un plan horizontal à l'altitude  $h$  afin de pouvoir appliquer les formules précédentes sur chaque moitié de cylindre. Par la suite, un calcul de dose thermique est effectué ( $\phi^{4/3} \cdot t =$  dose thermique) qui permet d'estimer les effets sur les personnes en se basant sur les doses référencées dans l'arrêté du 29/09/2005 :

- 1 800  $(kW/m^2)^{4/3} \cdot s$  pour les effets létaux significatifs (SELS) ;
- 1 000  $(kW/m^2)^{4/3} \cdot s$  pour les effets létaux (SEL) ;
- 600  $(kW/m^2)^{4/3} \cdot s$  pour les effets irréversibles (SEI).

## **TNO / Yellow Book (1992) :**

$$\Phi_o = \Phi_{max}(1 - \zeta) + \Phi_{soot} \zeta \quad (33)$$

Avec :

- $\Phi_{max}$  : pouvoir émissif d'une flamme sans fumées noire
- $\Phi_{soot}$  : pouvoir émissif des fumées (20 000 W/m<sup>2</sup> pour T= 800K)
- $\zeta = 0.80$  : pourcentage du flux absorbé par les fumées noires

$$\Phi_{\max} = m'' \text{FR} \frac{\Delta h_c}{1 + 4 \frac{L}{D_{eq}}} \quad (34)$$

- $FR$  : fraction radiative (FR varie entre 0,1 et 0,4 selon le produit) (-)
- $\Delta h_c$  : Chaleur de combustion du produit (J/kg)
- $m''$  : Débit massique de combustion par unité de surface en feu (kg/m<sup>2</sup>/s)

### Hauteur de flamme :

#### Formule de Thomas avec un vent de 5 m/s :

$$L = 19,18 m^{0,74} D_{eq}^{0,735} \quad (35)$$

Avec :

- $m'' = 0,055$  kg/m<sup>2</sup>.s (valeur retenue pour les hydrocarbures liquides)

Ce modèle intègre des paramètres qui caractérisent :

- la géométrie du feu : hauteur et surface de flamme,
- la nature du feu : type de produit.

La fraction radiative, qui varie entre 0,1 et 0,4, traduit la perte d'une partie de la chaleur par convection et conduction. Ce paramètre qui dépend du produit, mais également du diamètre de la nappe en feu est en général difficile à estimer.

- Dans une approche majorante, l'UIC prend une FR égale à 0,35, ce qui correspond à un feu de benzène.
- Les travaux réalisés par Koseki indiquent que pour une nappe d'hydrocarbures d'un rayon supérieur à 10 mètres, la fraction radiative est inférieure à 0,1. La décroissance de la fraction radiative pour des hydrocarbures générant beaucoup de suies (kérosène, heptane..) peut être due, comme le mentionne l'INERIS, à l'absorption du rayonnement par les fumées, dont la production augmente avec le diamètre du feu.

### Modèle de l'IT89 pour les distances critique :

L'Article 1 des commentaires de l'IT-89 propose des formules « déterminées pour l'éloignement des habitations et routes d'une part, des établissements recevant du public et des voies à grande circulation d'autre part en retenant respectivement des seuils de  $5 \text{ kW}/\text{m}^2$  et  $3 \text{ kW}/\text{m}^2$  pour les seuils de flux thermiques.» Ces formules sont les suivantes :

Pour  $5 \text{ kW}/\text{m}^2$  :

$$d = 2,8K^{0,85} \left( 1 - 2,2 \cdot 10^{-3} K^{0,85} \right) \quad (36)$$

Pour  $3 \text{ kW}/\text{m}^2$  :

$$d = 3,8K^{0,85} \left( 1 - 3 \cdot 10^{-3} K^{0,85} \right) \quad (37)$$

Avec :

- K : longueur du côté d'une cuvette carrée de même surface que la surface examinée

### Conclusion :

Dans le chapitre suivant nous avons formulé physiquement et mathématiquement le phénomène du boil-over en se basant sur des hypothèses de calcul.

La méthode proposée développe des concepts et des modèles originaux pour définir la propension d'un hydrocarbure à engendrer un boil-over, et quantifier l'effet piston, la boule de feu et l'épandage.

On met en exergue le fait que la quantification des conséquences d'un boil-over est réalisée en supposant qu'un certain nombre d'événements simultanés et indépendants, de probabilité très faible, se produisent néanmoins, à savoir notamment que :

- l'hydrocarbure impliqué soit porté à une température supérieure au point éclair pour générer des vapeurs inflammables en suffisance ;
- ces vapeurs accumulées sous le toit du réservoir viennent à s'enflammer ;
- les services de sécurité demeurent dans l'incapacité d'éteindre le feu de bac dans des délais compris entre quelques heures et une journée ;

Nous avons remarqué que les équations gouvernantes se différencient entre un boil-over classique et un boil-over à couche mince.

## **Chapitre 3**

### **Etude de cas, résultats et discussion.**



### Introduction :

L'entreprise NAFTAL est une importante compagnie d'hydrocarbure en Algérie, elle a un poids très lourd sur l'économie du pays, son rôle consiste à assurer le transport, la commercialisation et la distribution des hydrocarbures (carburants, GPL, lubrifiants, bitumes, pneumatique, et des produits spéciaux, etc...) vers le national et l'international via 3 moyens de transport terrestre, maritime et aérien.

### Présentation du centre :

- **Unité** : Centre de stockage et de distribution de carburants ;
- **Localisation** : Route d'Oran, la CHIFFA ;
- **Cordonnées géographiques** : Le centre de stockage et de distribution des carburants de la Chiffa est situé à 2 Km au nord ouest de la ville de Chiffa ; il est limité au nord par la voie de chemin de fer Alger-Oran et un peuplement de gourbis, au sud par la route nationale RN42, à l'est par le département technique, à l'ouest par l'unité pneumatique et librufiants.

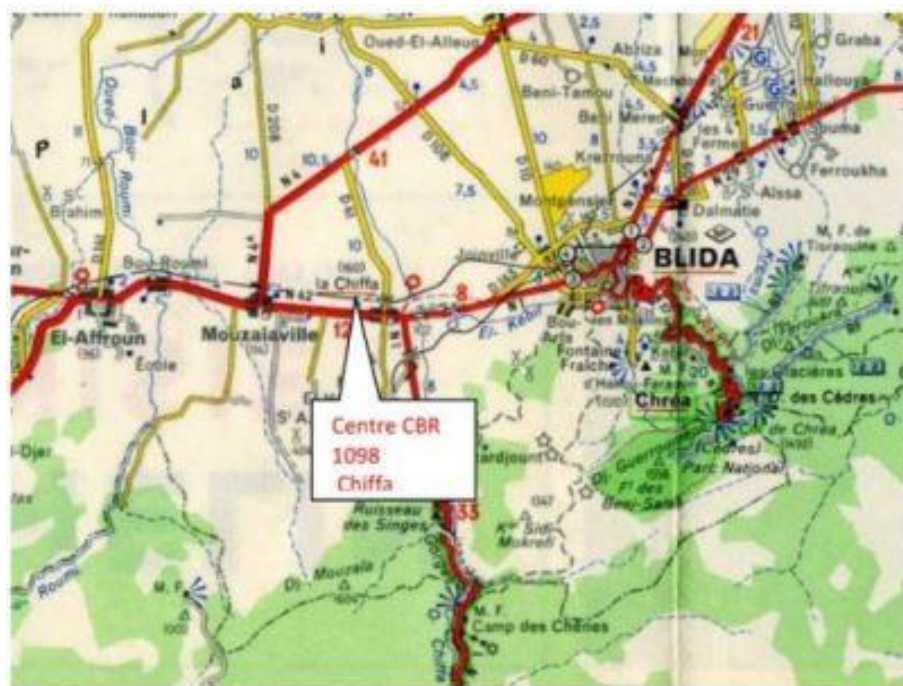


FIG. 3.1 : Plan de situation.

- **Produits manipulés** : essence (super-normal), gazoile, pétrole ;
- **Capacité de stockage** : 33720 m<sup>3</sup> ;
- **Mode de ravitaillement** : le centre est relié à la raffinerie d'Alger par un pipe de 10 pouces.

### Historique :

- Le centre a été construit en 1942 par l'armée française ;
- Le dépôt était revitaillé par voie ferrée et par route ;
- Le dépôt a fonctionné jusqu'à l'indépendance (1962) puis a cessé d'activer ;
- En 1970, il a été intégré dans la patrimoine SONATRACH, et après restructuration en 1982 dans celui de NAFTAL ;
- De 1982 à 1984, le dépôt a subi une rénovation complète, restauration des bacs existants, augmentation de capacité et modernisation des installations et équipements ;
- En Avril 1984, il a été remis en exploitation.



FIG. 3.2 : Vue satellitaire du site.



#### Installation composant l'unité :

L'activité du CDS CHIFFA 098 est le stockage et la distribution des différents produits Carburants au niveau de la wilaya de Blida et des Wilayas limitrophes. Il abrite les installations suivantes :

- 10 bacs de stockage (capacité allant de 1200 à 10 000  $m^3$ ), plus 4 cuves (capacité de 300 chacun) ;
- 02 pomperies carburants ;
- 01 gare de racleur arrivé ;
- 01 salle pomperie incendie ;
- 02 transformateurs ; électriques de 1 000 et 630 KVA ;
- 01 forage plus château d'eau ;
- 01 réseau d'eau ;
- 01 réseau émulsifiant ;
- 01 réseau d'eau de capacité 1 200  $m^3$  ;
- 01 bâtiment technique avec salle de contrôle ;
- 01 laboratoire ;
- 01 fosse de décantation servant à récupérer les produits rejetés ;
- Divers blocs administratifs plus magasins et ateliers ;
- Salle de contrôle.



FIG. 3.4 : Photo de poste de chargement carburant NAFTAL-CHIFFA.

### **Zonage du Centre de CHIFFA :**

Le Centre CHIFFA est doté des équipements et infrastructures suivantes :

- Une arrivée pipe Terminal avec une gare racleur ;
- Un parc de stockage de produits pétroliers ;
- 04 Postes de déchargement routier ;
- 02 Postes de chargement ferroviaire ;
- Une pomperie de déchargement ;
- Une pomperie de chargement
- Locaux administratifs : bureaux, vestiaires et sanitaires ;
- Logements, cantine, cafétéria ;
- Ateliers, garage mécanique, magasins, etc ;
- Transformateurs électriques ;
- Salle de contrôle ;

### **Ces équipements sont regroupés en zones :**

- La zone 1 contient 4 bacs (R150, R160, R180, R190) de différentes capacités Pour le stockage des produits tels que : Carburant Auto, Super Carburant Auto ;
- La zone 2 contient 3 bacs (R170, R110, R130) de différentes capacités pour le Stockage des produits tels que : Carburant Auto, Gasoil ;
- La zone 3 contient 3 bacs (R100, R120, R140) de différentes capacités pour le Stockage des produits tels que : Carburant Auto, Gasoil ;
- La zone 20 : zone de stockage des huiles en vrac ;
- La zone 21 : Hangar Lubrifiants ;
- La zone 22, 23, 24 : Hangars pneumatiques ;
- Le parc de stockage est composé de :
  - SCA= Super Carburant Automobiles ;
  - Des canalisations de différents diamètres relient les bacs aux pompes et aux bouches de chargement.

### **La Réception du produit :**

La réception des différents produits se fait par :

- pipe 10 pouces de la raffinerie d'Alger Sidi Arcine pour les multi produits existants ;
- camions citernes ;
- voie ferroviaire (Alger- Oran).

Les produits sont accompagnés d'un certificat de qualité délivré par le fournisseur.

Chaque Expédition programmée, fait l'objet d'un ordre d'expédition, à cet effet la raffinerie et le centre Prennent toutes les dispositions pour le bon déroulement de toute l'opération. Un PV de réception est signé par les deux parties.

### **Stockage des produits :**

Les produits réceptionnés sont stockés dans des bacs aériens de différentes capacités. Afin de Déterminer les quantités de produits à réceptionner, un jaugeage des bacs est effectué par L'opérateur du Centre.

### **Transfert des produits :**

Lors de l'approche des camions – citernes des postes de chargement, les chauffeurs, les agents Des rampes ainsi que les agents de sécurité industrielle doivent suivre des consignes bien précises concernant

- L'arrivée des camions aux postes de chargement et leurs vérifications (La citerne doit être vide, mise à la terre,...);
- Vérification des postes de chargement ;
- Vérification des quantités à charger.

TAB. 3.1 : Compositions de parc de stockage. [13]

<b>Réservoir N°</b>	<b>Produit</b>	<b>Capacité théorique (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Capacité réelle (m<sup>3</sup>)</b>	<b>Dimensions (m)</b>	<b>Type de toit</b>	
R 190	S.C.A	2000	1900	D : 16 H : 11	D : 16 H : 11	Fixe
R 180	C.A	2000	C.A	1982	D : 16 H : 11	Fixe
160	C.A	2000	C.A	1942	D : 16 H : 11	Fixe
150	C.A	2000	C.A	1942	D : 16 H : 11	Fixe
110	C.A	1200		1983	D : 16 H : 11	HS ou non utilisé
170	C.A	1200	C.A	1942	D : 13 H : 11	Fixe
140	C.A	2000	C.A	1983	D : 16 H : 11	Fixe
130	GO	1200	G.O	1983	D : 13 H : 11	
120	GO	10 290	G.O	1983	D : 30 H : 14	Fixe
100	GO	10 290	G.O	1983	D : 30 H : 14	Fixe

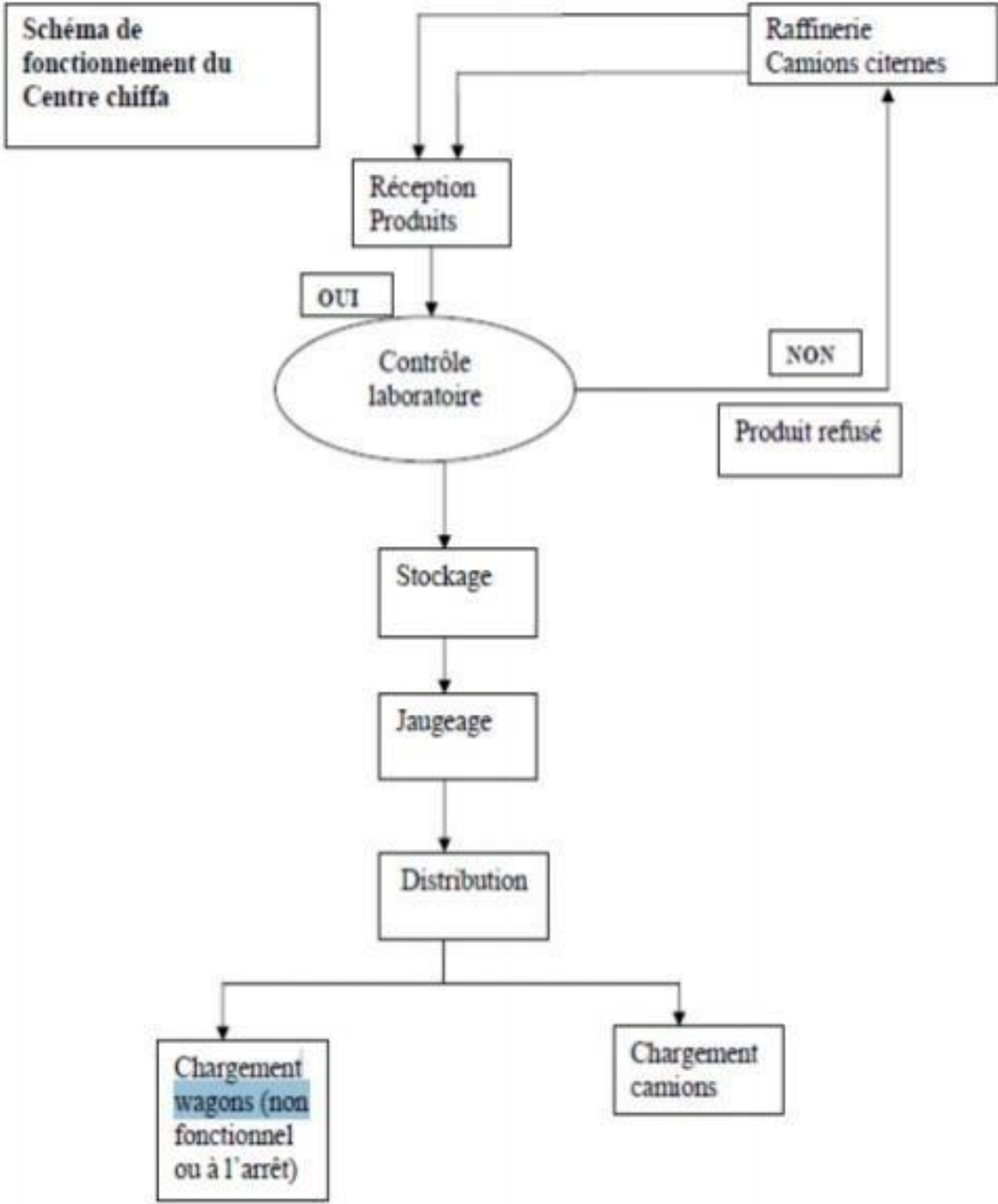


FIG. 3.5 : Schéma de fonctionnement du centre.



## **Les Moyens de lutte contre l'incendie :**

### **1. Personnel de sécurité :**

- 01 inspecteur principal de sécurité.
- 16 agents de sécurité travaillants en 24/24.

2. **Les installations fixes :** Le but des installations fixes est permettre la mise on œuvre des agents extincteurs dans la lutte contre l'incendie et ce dans des délais extrêmement courts.

On distingue en général plusieurs types d'installation fixes :

- Réseau d'incendie eau ;
- Installation de systèmes de refroidissement ;
- Installations fixes de mousse ;
- Installations fixes de CO<sub>2</sub>;
- Installations fixes de poudre ;
- Installation fixe mixte CO<sub>2</sub> -poudre.



FIG. 3.6 : Photo d'exercice de simulation de NAFTAL-CHIFFA.

### Description du logiciel Matlab :

Matlab est la contraction du terme anglais MATrix LABoratory. Il a été développé par la société américaine the mathworks. Son langage a été conçu par Cleve Moler à la fin des années 70 à partir des bibliothèques FORTRAN, LINPACK et EISPACK.

Matlab est un système interactif de calcul numérique et de visualisation graphique destiné aux ingénieurs et scientifiques. Il possède un langage de programmation puissant et simple à utiliser avec lequel l'utilisateur peut effectuer des calculs en ligne ou par l'intermédiaire d'un fichier de commande.

Développé à l'origine pour le calcul matriciel, Matlab offre aujourd'hui bien d'autres possibilités. Il contient des bibliothèques spécialisées appelées toolboxes (boîtes à outils) qui répondent à des besoins spécifiques :

- analyse numérique ;
- traitement du signal ;
- traitement de l'image ;
- Statistiques.

### Démarrage et fermeture de Matlab :

Pour démarrer Matlab, il faut double-cliquer sur l'icône de la figure 1. L'invite «`>>`» doit alors apparaître à la suite duquel nous entrerons les commandes. Pour sortir de Matlab, il faut sélectionner exit Matlab dans le menu File ou bien saisir exit dans la fenêtre de commande. Nous pouvons aussi utiliser la commande quit.

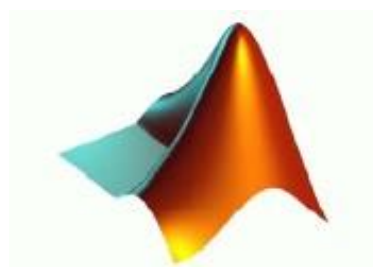


FIG. 3.7 : L'icône de MATLAB.

### Espace de travail de Matlab :

A l'exécution, Matlab affiche une ou plusieurs fenêtres qui sont identifiables par leurs noms affichés dans les barres de titre.

Les trois fenêtres les plus importantes sont :

## Chapitre 3. Etude de cas, résultats et discussion.

---

### Fenêtre de commande (Command window) :

Une fois que Matlab est parti, la fenêtre de commande apparaît sur l'écran. L'utilisateur peut entrer des commandes ou des équations mathématiques. Pour exécuter une opération, il faut toujours appuyer sur la touche « entrer » du clavier.

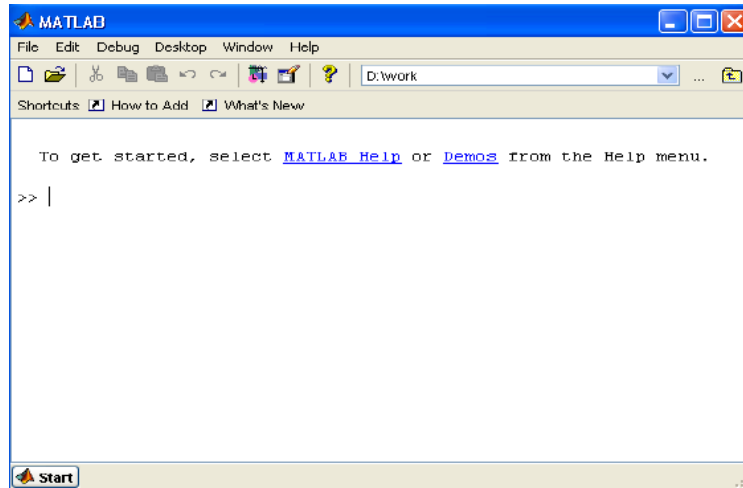


FIG. 3.8 : Fenêtre de commande.

### Fenêtre des figures (figure window) :

Cette fenêtre est utilisée pour afficher des graphiques en deux ou trois dimensions et des images.

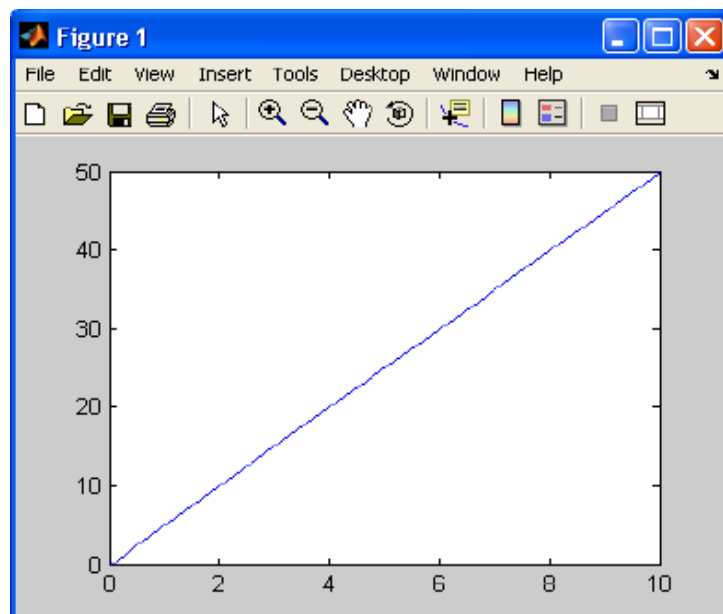


FIG. 3.9 : Fenêtre de figure dans Matlab.

### Editeur de Matlab (edit window) :

Dans cette fenêtre, l'utilisateur peut créer ou modifier des programmes.

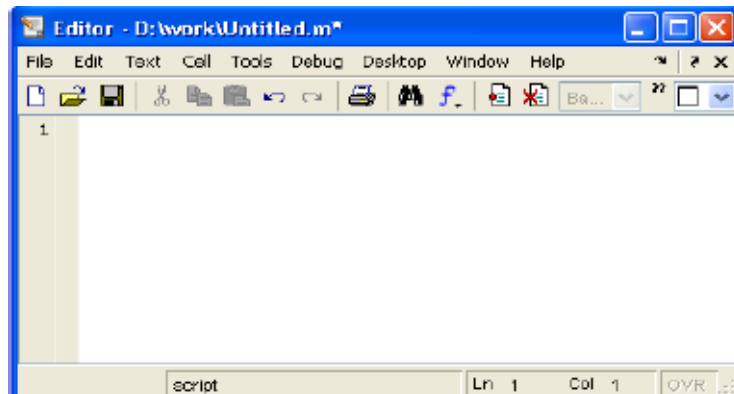


FIG. 3.10 : Fenêtre de commande.

### Utilisation de l'aide dans Matlab :

La commande `help fonc` permet d'obtenir de l'aide sur la fonction `fonc`.

Lorsque nous ne connaissons pas le nom de la fonction à utiliser, nous pouvons faire une recherche par mots clés en utilisant la commande `look for` suivie du mot clé.

### Tableaux et matrices :

Une suite ordonnée de nombres peut être définie avec Matlab comme un tableau. Une matrice est un tableau à deux dimensions.

La matrice est l'élément de base de MATLAB. Un vecteur n'est autre qu'une matrice à une ligne ou à une colonne. Un scalaire est une matrice à une ligne et une colonne. La matrice est délimitée par des crochets. Nous entrons les éléments ligne par ligne avec des points-virgules pour séparer les lignes de la matrice. Les éléments de la même ligne sont séparés par des espaces.

»A= [1 2 3; 4 5 6]

De la même façon, nous pouvons créer un vecteur ligne :

»B= [4 8 2]

ou un vecteur colonne :

»C= [10; 2; 5]

Les scalaires se déclarent soit comme des matrices 1x1 ou bien directement comme des scalaires :

»e= [5]

»e=5

### Fichiers de commandes et de fonctions :

Il existe deux types de fichiers qui peuvent être programmés avec Matlab : les fichiers de commandes ou script et les fichiers de fonctions.

#### Fichiers de commandes :

Un script est un fichier contenant une suite d'instructions qui sont exécutées à l'appel du fichier. Il est sauvegardé sous l'extension .m. L'utilisation d'un script est très courante, cela évite d'avoir à saisir plusieurs fois de longues suites d'instructions.

Toutes les variables utilisées dans un script sont disponibles à l'invite Matlab.

#### Fichiers de fonctions :

Les fichiers de fonctions permettent d'étendre les possibilités de Matlab car l'utilisateur peut créer ses propres fonctions. L'idée de base est d'effectuer des opérations sur une ou plusieurs entrées (ou arguments) pour obtenir une ou plusieurs sorties. Le nom du fichier est obligatoirement le nom de la fonction utilisée par la suite. La syntaxe des fichiers fonctions est de la forme : `fonction [out1,out2,...] = nom de la fonction (in1,in2,...)` où les outils désignent les variables de sortie et les ainsi les variables d'entrée.

Une fonction est aussi sauvegardée sous l'extension .m mais, contrairement à un script, elle possède son propre espace de travail. Une variable utilisée à l'intérieur d'une fonction n'existe que pendant l'exécution de cette fonction.

### Figures 2D :

Matlab est un outil très puissant et très convivial pour la gestion des graphiques que ce soit en une dimension, en deux dimensions ou en trois dimensions.

Ci-dessous sont résumées quelques commandes concernant le traçage des graphiques à deux dimensions et la manipulation des axes et des échelles :

**plot(x,y)** : tracer le vecteur y en fonction du vecteur x (s'ils sont de même taille).

**plot(t,x,t,y,t,z)** : tracer x,y et z en fonction de t sur le même graphe.

**plot(t,z,'r-')** : tracer z en fonction de t en trait pointillé rouge.

**Xlabel('titre de l'axe des x')** : pour donner un titre à l'axe des x.

**Ylabel('titre de l'axe des y')** : pour donner un titre à l'axe des y.

**title('titre du graphique')** : pour donner un titre au graphique.

**loglog(x,y)** : tracer la courbe y(x) en échelle logarithmique.

**semilogx(t,f(t))** : tracer la courbe en échelle logarithmique suivant x.

**semilogy(t,h(t))** : tracer la courbe en échelle logarithmique suivant y.

**grid on** : afficher le quadrillage dans le graphique.

**axis [xmin,xmax,ymin,ymax]** : afficher le graphique selon les limites données de x et y.

**hold on** : traçage de plusieurs courbes sur le même graphique.

**Subplot (n,m,k)** : Pour tracer plusieurs graphiques dans la même fenêtre, nous déclarons une matrice de graphiques de n lignes et m colonnes sur la même fenêtre. k désigne le numéro de chaque graphique.

**clf** : effacer le graphique.

**close figure(i)** : fermer la figure (i).

**close all** : fermer tous les graphiques ouverts.

### Remarques :

- Lorsque nous souhaitons que le résultat d'une commande ne s'affiche pas, il faut placer un point-virgule à la fin de celle-ci.
- Toute ligne précédée du signe de pourcentage (%) est considérée comme un commentaire. Matlab n'en tiendra pas compte à l'exécution.
- Si nous tapons une commande dans la fenêtre de commande et que par la suite MATLAB n'arrête pas de s'exécuter, ceci signifie qu'une boucle infinie a été créée ou que l'opération demande trop de mémoire. Pour arrêter la procédure, il faut appuyer sur « CTRL C ».
- Lorsque nous travaillons sur un fichier, il faut toujours s'assurer qu'il est enregistré dans le répertoire qui apparaît dans « current directory » en haut de l'écran.

## Résolution du système d'équations

Le programme réalisé sous MATLAB comporte une parties, dont nous allons rapidement exposer le rôle et le fonctionnement :

La première phase est une phase de déclaration des constantes physiques et des paramètres du programme.

Ensuite nous trouvons une partie "Déclaration et calcul des variables intermédiaires".

Ici sont définies des variables programme qui n'apparaissent pas dans le système original mais permettent de simplifier les expressions des différentes équations reprises dans le programme.

### Modélisation du phénomène :

Le phénomène de boule de feu lorsqu'il se développe, est la partie la plus spectaculaire d'un boil over. Il peut également en être l'évènement le plus dangereux pour l'homme.

Les principales étapes de la modélisation des effets de la boule de feu formée lors d'un boil-over classique sont les suivantes :

- Détermination de la quantité d'hydrocarbure participant à la formation de la boule de feu ;
- Estimation des caractéristiques de la boule de feu ;
- Détermination des effets du rayonnement de la boule de feu sur une personne exposée.

### Application numérique

On a employé la méthode itérative pour résoudre le système d'équation avec langage de programmation ( Matlab), dont les données et l'organigramme (voir figure **3.12**) sont représentés comme suit :

$L_v = 2.9 \cdot 10^5$  chaleur latente de vaporisation de l'hydrocarbure ( $j/kg$ )

$T_{SER} = 284.1$  température de service de l'hydrocarbure dans le réservoir ( $k$ )

$T_{BUL} = 535$  température d'ébullition de l'hydrocarbure( $k$ )

$\rho = 800$  densité du brut à  $20^\circ c$  en  $kg/m^3$

$HR = 11$  la hauteur du réservoir en  $m$

$HB = 15.30$  hauteur du brut dans le réservoir en  $m$

$HE = 0.40$  hauteur de l'eau au fond de réservoir en  $m$

$LSI = 0.055$  limite supérieur d'inflammabilité

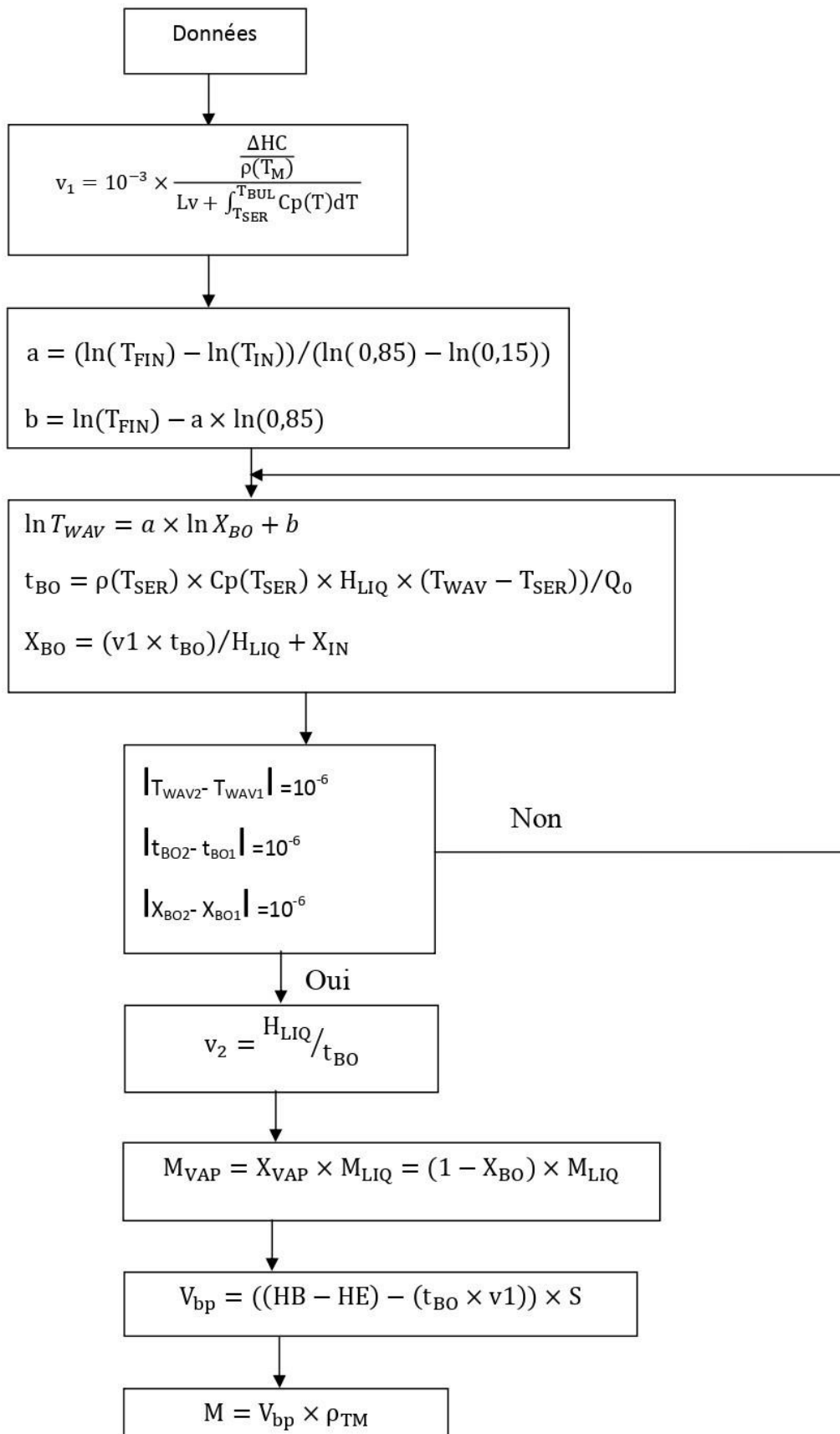
$H_{LIQ} = HB - HE$  hauteur d'hydrocarbure liquide contenu dans le bac au moment où l'incendie se déclare ( $m$ )

$Q = 60000$  fraction des flux radiatif de la flamme dans le feu de bac en  $kw/m^2$

$M_{LIQ} = 5500000$  Masse d'hydrocarbure contenue dans le bac au début de l'incendie ( $kg$ )

$D = 16$  diamètre du bac en  $m$

### Organigramme de calcul





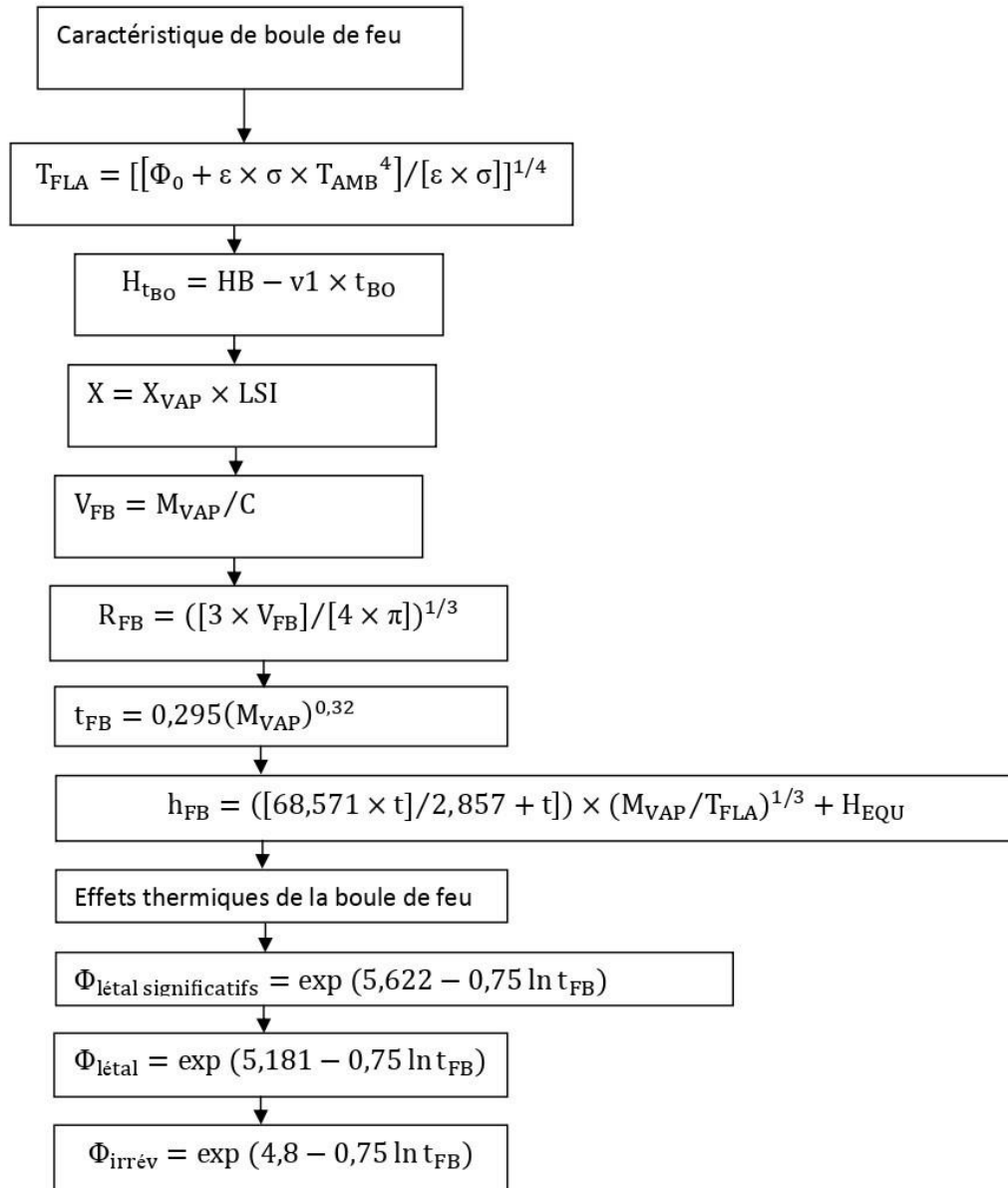


FIG. 3.11 : L'organigramme de calcul pour le boil-over classique

### Le boiler classique avec le produit inflammable « diesel »

#### Calcul de la quantité d'hydrocarbure participant à la formation de la boule de feu

La vitesse de combustion  $v_1$  :

$$v_1 = 10^{-3} \frac{\int_{T_{SER}}^{T_{BUL}} \left( \frac{1}{\rho(20)10^{-3}} \right)^{0.5} \left( \frac{\Delta HC}{\rho(T_M)} \right) (1,687 + 0,0033(T - 273)10^3) dT}{L_V + 292000 + \int_{284,1}^{535} \left( \frac{1}{\rho(20)10^{-3}} \right)^{0.5} \left( \frac{43300000}{725,12} \right) (1,687 + 0,0033(T - 273)10^3) dT}$$

$$v_1 = 10^{-3} \frac{\int_{T_{SER}}^{T_{BUL}} \left( \frac{1}{\rho(20)10^{-3}} \right)^{0.5} \left( \frac{\Delta HC}{\rho(T_M)} \right) (1,687 + 0,0033(T - 273)10^3) dT}{292000 + \int_{284,1}^{535} \left( \frac{1}{\rho(20)10^{-3}} \right)^{0.5} \left( \frac{43300000}{725,12} \right) (1,687 + 0,0033(T - 273)10^3) dT}$$

Donc :  $v_1 = 6,71219 \cdot 10^{-5} (m/s)$

#### Calcul itératif de $X_{BO}$ et $t_{BO}$ et $T_{WAV}$

L'équation de la courbe de distillation de brut :

$$\ln T_{WAV} = a \ln X_{BO} + b$$

Avant en doit calculer a et b :

$$a = (\ln(T_{FIN}) - \ln(T_{IN})) / (\ln(0,85) - \ln(0,15))$$

Donc **a = 0.496225756480937**

$$b = \ln(T_{FIN}) - a \ln(0,85)$$

Donc **b = 6.793602279409575**

$$t_{BO} = \rho(T_{SER}) C_p(T_{SER}) H_{LIQ} (T_{WAV} - T_{SER}) / Q_0$$

$$X_{BO} = (v_1 t_{BO}) / H_{LIQ} + X_{IN}$$

TAB. 3.2 : Résultats de calcul de tBO et TWAV et XBO

TWAV (k)	tBO (s)	XBO
414,999750	5,054540438.10 <sup>4</sup>	0,377698438
414,9998001	5,0545423689.10 <sup>4</sup>	0,3776985250
414,9998502	5,054544299.10 <sup>4</sup>	0,37769861
414,999920	5,05454623036.10 <sup>4</sup>	0,37769869904
414,999501	5,054530784837.10 <sup>4</sup>	0,3776980024
414,999651	5,054527155.10 <sup>4</sup>	0,377698065
415,000010	5,0545500917.10 <sup>4</sup>	0,3776988729
415,000010	5,0545500917.10 <sup>4</sup>	0,37769887291
415,000011	5,0545500917.10 <sup>4</sup>	0,37769887293

D'après ces équations on obtient le tableau suivant :

Donc on a les résultats suivants :

$$X_{BO} = 0,3776988729$$

$$T_{WAV} = 415,00001k$$

$$t_{BO} = 50545,500917s$$

### La vitesse v2

$$v2 = H_{LIQ}/t_{BO}$$

$$\text{Alors } v2 = 5500000/50545,500917$$

$$\text{Donc } v2 = 2,947839^{-4} \times 10m/s$$

### La masse de vapeur $M_{VAP}$

$$M_{VAP} = X_{VAP}M_{LIQ} = (1 - X_{BO}) M_{LIQ}$$

$$M_{VAP} = (1 - X_{BO}) M_{LIQ}$$

$$M_{VAP} = (1 - 0,3776988729) \times 5500000 = 3,422656.10^6$$

$$\text{Donc } M_{VAP} = 3,422656 \times 10^6 kg$$

$$\text{D'autre par } X_{VAP} = 1 - X_{BO} = 1 - 0,3776988729 = 0,6223011088$$

$$\text{Donc } X_{VAP} = 0,6223011088$$

#### Le volume de brut projeté

Avant il faut calculer la surface du bac de stockage :

$$S = \pi \times d^2 / 4$$

$$S = \pi \times 16^2 / 4 = 204,061$$

$$S = 204,061 \text{ m}^2$$

$$V_{bp} = ((HB - HE) - (t_{BO} \times v_1)) \times S (\text{m}^3)$$

$$V_{bp} = ((15,30 - 0,4) - 50545,500917 \times 6,71219 \cdot 10^{-5}) \times 204,061$$

$$V_{bp} = 2348,18909 \text{ m}^3$$

#### La masse de brut projetée

$$M = V_{bp} \times \rho$$

$$M = 2348,18909 \times 725,12$$

$$M = 1702718,875 \text{ kg}$$

#### Calcul des caractéristiques de la boule de feu

La température de la flamme :

$$T_{FLA} = \left( \left[ \Phi_0 + \varepsilon \sigma T_{AMB}^4 \right] / [\varepsilon \sigma] \right)^{1/4}$$

$$T_{HAA} = \left( \left[ 150000 + 0,65,67710^{-8} 300^4 \right] / \left[ 0,65,67710^{-8} \right] \right)^{1/4}$$

$$\text{Donc } T_{FLA} = 1449,288 \text{ k}$$

La hauteur de brut à l'instant du déclenchement du boil over

$$H_{t_{BO}} = HB - v_1 t_{BO}$$

$$H_{t_{BO}} = 15,30 - 6,71219 \times 10^{-5} \times 50545,500917 = 11,90728679$$

$$\text{Donc } H_{t_{BO}} = 11,90728679 \text{ m}$$

La fraction d'hydrocarbures brûlée dans la boule

$$X = X_{VAP} \times LSI$$

$$X = 0,6223011088 \times 0,055 = 0,03422656198$$

$$\text{Donc } X = 0,03422656198$$

### La concentration C d'hydrocarbure présent dans la boule de feu

$$C = \rho_g (T_{FLA}) LIS$$

$$C = 6,686 \times 0,055 = 0,367730$$

Donc **C = 0,367730**

### Le volume VFB de la boule de feu

$$V_{FB} = M_{VAP}/C$$

$$V_{FB} = 3,422656 \times 10^6 / 0,367730$$

$$V_{FB} = 9,30752508 \times 10^6 m^3$$

### Le rayon de la boule de feu

$$R_{FB} = ([3V_{FB}] / [4\pi])^{1/3}$$

$$R_{FB} = ([3 \times 9,30752508 \times 10^6] / [4\pi])^{1/3}$$

Donc  $R_{FB} = 279,90787m$

### La durée de vie de la boule de feu $t_{FB}$

$$t_{FB} = 0,295 (M_{VAP})^{0,32}$$

$$t_{FB} = 0,295(3,422656 \times 10^6)^{0,32}$$

Donc  $t_{FB} = 36,377278367s$

### La hauteur $h_{FB}$ du centre de la boule de feu

$$t = t_{FB} T_{FLA}^{10/3} / M_{VAP}^{1/3} 10^{10}$$

$$t = 36,377278367 \times 1449,288^{10/3} / 3,422656 \times 10^{61/3} \times 10^{10}$$

Alors **t = 0,8315336686**

D'autre par

$$h_{FB} = ([68,571t] / [2,857 + t]) (M_{VAP} / T_{FLA})^{1/3} + H_{EQU}$$

$$h_{FB} = ([68,571 \times 0,8315336686] / [3,422656 \times 10^6 / 0,83153366862, 857 + 0,8315336686]) \times (3,422656 \times 10^6 / 1449,288)^{1/3} + 60$$

Donc  $h_{FB} = 336,84769m$

## Calcul des effets thermiques de la boule de feu

### Les effets létaux significatifs

$$\Phi_{Italsignificatifs}^{4/3} \times t_{FB} = 1800(KW/m^2)^{4/3}$$

$$\Phi_{Italsignificatifs} = \exp(5,622 - 0,75 \ln t_{FB})$$

$$\Phi_{Italsignificatifs} = \exp(5,622 - 0,75 \ln 36,377278367)$$

$$\text{Donc } \Phi_{Italsignificatifs} = 18.663361954855713 \text{ kW/m}^2$$

### Les effets létaux

$$\Phi_{Ital}^{4/3} \times t_{FB} = 1000(KW/m^2)^{4/3}$$

$$\Phi_{Ital} = \exp(5,181 - 0,75 \ln t_{FB})$$

$$\Phi_{Ital} = \exp(5,181 - 0,75 \ln 36,377278367)$$

$$\text{Donc } \Phi_{Ital} = 18.663361954855713 \text{ kW/m}^2$$

### Les effets irréversibles

$$\Phi_{Ital}^{4/3} \times t_{FB} = 600(KW/m^2)^{4/3}$$

$$\Phi_{Ital} = \exp(4,8 - 0,75 \ln t_{FB})$$

$$\Phi_{Ital} = \exp(4,8 - 0,75 \ln 36,377278367)$$

$$\text{Donc } \Phi_{Ital} = 8.203511942568911 \text{ kW/m}^2$$

Présentation graphique

Les résultats obtenus ci-dessus sont représentés graphiquement comme suit :

La température de l'onde de chaleur ( $T_{WAV}$ ) en fonction de la fraction d'hydrocarbure ( $X_{BO}$ )

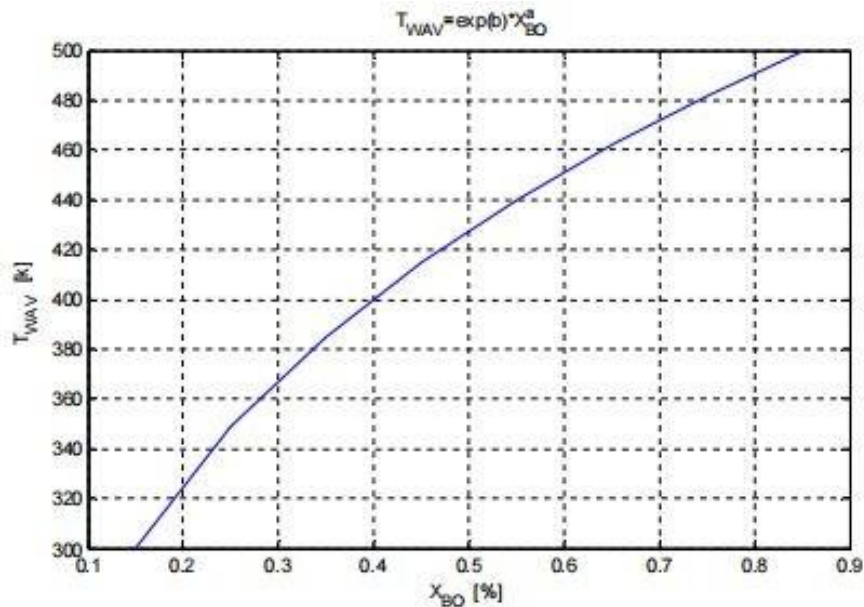


FIG. 3.12 : courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction de diesel

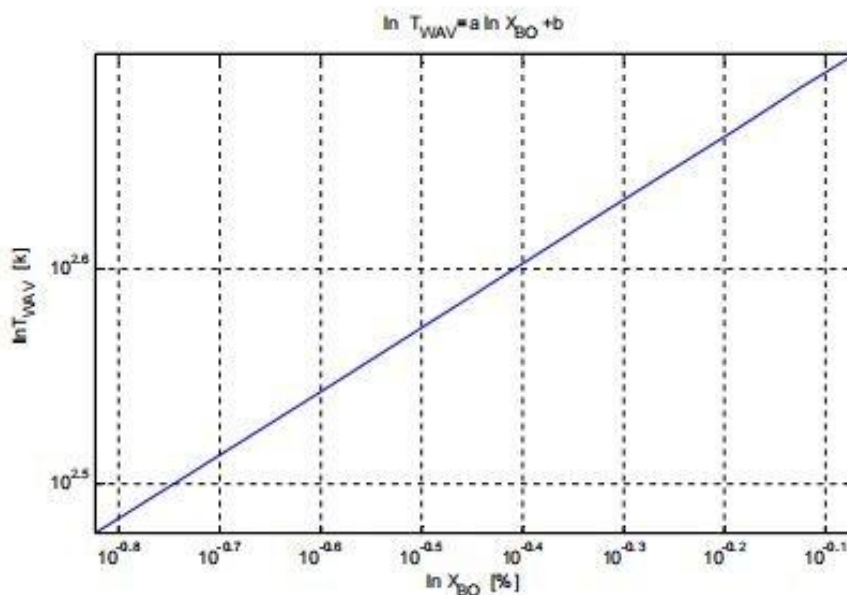


FIG. 3.13 : courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction diesel avec échelle logarithmique

La figure 3.12 représente la relation de la température l'onde de chaleur ( $T_{WAV}$ ) et la fraction d'hydrocarbure ( $X_{BO}$ ), en remarque que les deux sont proportionnelle car l'augmentation de ( $X_{BO}$ ) implique l'augmentation de ( $T_{WAV}$ ).

La figure 3.13 donne l'allure de loge d'onde de chaleur ( $\ln(T_{WAV})$ ) en fonction de loge de la fraction d'hydrocarbure ( $X_{BO}$ ), que représente une droite croissante telle que ne passe pas par l'origine.

Le temps de déclenchement de boil-over classique ( $t_{BO}$ ) en fonction de la fraction d'hydrocarbure ( $X_{BO}$ )

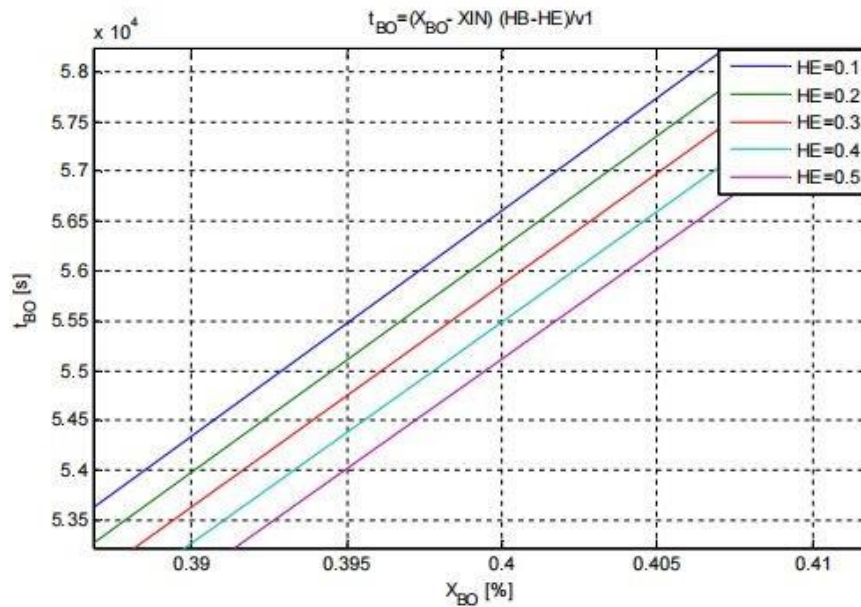


FIG. 3.14 : courbe de temps de déclenchement du boil over en fonction de la fraction diesel.

Ce graphe montre la relation entre le temps de déclenchement et la fraction diesel qui se présentent sous forme des droites parallèles, en remarque que le temps de déclenchement et la fraction diesel sont aussi proportionnelle.

Avec HE est l'hauteur d'eau au fond du bac.



Le temps de déclenchement de boil over en fonction de H

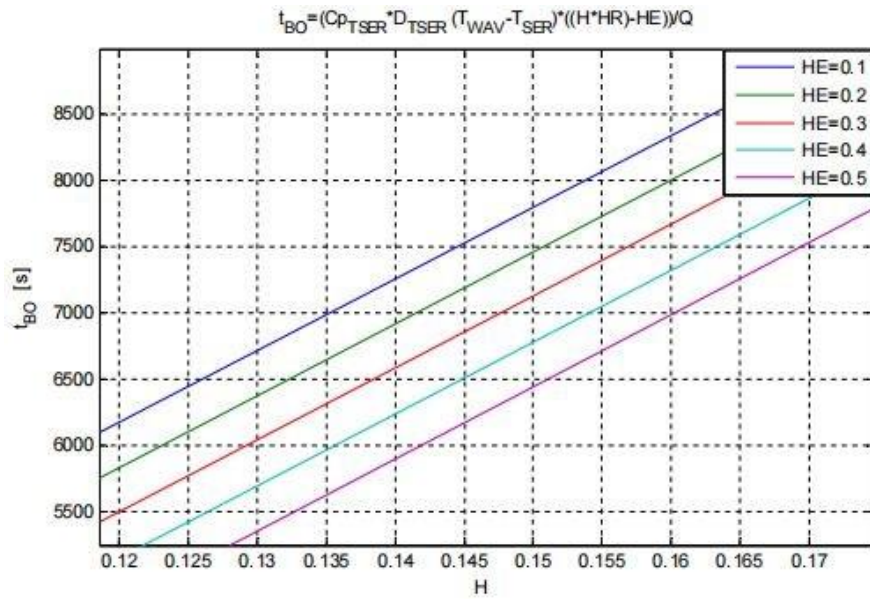


FIG. 3.15 : le temps de déclenchement en fonction de H

D'après cette figure en conclure que le temps de déclenchement de boil over sera important lorsque H augmente, et H qui représente la fraction de l'hauteur brut sur l'hauteur de réservoir c'est-à-dire :

$$H = HB/HR$$

Telle que :  $HB = H_{LIQ} + HR$

$H_{LIQ}$  est l'hauteur d'hydrocarbure liquide contenu dans le bac au moment où l'incendie se déclare (m).

Le temps de déclenchement de boil over en fonction de la température d'onde de chaleur

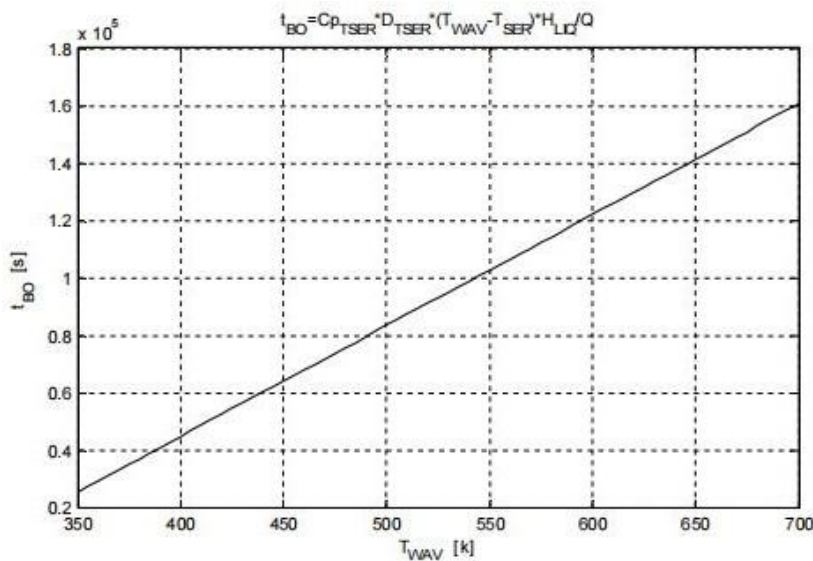


FIG. 3.16 : le temps de déclenchement en fonction de la température d'onde de chaleur

L'allure de cette figure montre que l'augmentation de la température de l'onde de chaleur implique une augmentation de temps de déclenchement de boil-over.

### Le boil-over classique avec le produit inflammable « ESS Super »

Calcul de la quantité d'hydrocarbure participant à la formation de la boule de feu

$$v_1 = 5.1020379 * 10^{-5} (m/s)$$

Calcul itératif de  $X_{BO}$  et  $t_{BO}$  et  $T_{WAV}$

$$\ln T_{WAV} = a \ln X_{BO} + b$$

Avant en doit calculer a et b :  $a = (\ln(653) - \ln(453)) / (\ln(0.85) - \ln(0.15))$

Donc **a=0.2108179**

$$b = \ln(653) - 0.2108179 \ln(0.85)$$

Donc **b=6.5158390**

$$t_{BO} = \rho (T_{SER}) C_p (T_{SER}) H_{LIQ} (T_{WAV} - T_{SER}) / Q_0$$

$$X_{BO} = (v_1 t_{BO}) / H_{LIQ} + X_{IN}$$

D'après ces équations on obtient le tableau suivant :

TAB. 3.3 : Résultats de calcul de  $t_{BO}$  et  $T_{WAV}$  et  $X_{BO}$

TWAV (k)	tBO (s)	XBO
455,500109	5,701361812.10 <sup>4</sup>	0,341071709
455,520112	5,702095546.10 <sup>4</sup>	0,3410962938
455 ,530211	5,7024625233.10 <sup>4</sup>	0,341108592
455,540102	5,7028324699.10 <sup>4</sup>	0, 341120990
455,552105	5,7030119069.10 <sup>4</sup>	0,3411270041
455,55 3206	5,703308927.10 <sup>4</sup>	0,341136958
455,553207	5,703308965.10 <sup>4</sup>	0,341136959
455,55 32071	5,703308967.10 <sup>4</sup>	0,3411369596

Donc on a les résultats suivants :

$$X_{BO} = 0, 3411369596$$

$$T_{WAV} = 455, 5532071k$$

### Chapitre 3. Etude de cas, résultats et discussion.

---

$$t_{BO} = 57033,08967s$$

#### La vitesse $v_2$

$$v_2 = H_{LIQ}/t_{BO}$$

**Alors**  $v_2 = 550000057033,089677$

**Donc**  $v_2 = 2.612518^{-4} \times 10m/s$

#### La masse de vapeur $M_{VAP}$

$$M_{VAP} = X_{VAP}M_{LIQ} = (1 - X_{BO}) M_{LIQ}$$

$$M_{VAP} = (1 - X_{BO}) M_{LIQ}$$

$$M_{VAP} = (1 - 0,3411369596) \times 5500000 = 3.600894.10^6$$

**Donc**  $M_{VAP} = 3.600894 \times 10^6 kg$

**D'autre par**  $X_{VAP} = 1 - X_{BO} = 1 - 0,3411369596 = 0.654708062264$

**Donc**  $X_{VAP} = 0.654708062264$

#### Le volume de brut projet

**Avant il faut qu'en calcul la surface du bac de stockage :**

$$S = \pi \times d^2 / 4$$

$$S = \pi \times 16^2 / 4$$

$$S = \pi \times 16^2 / 4 = 204,061$$

$$S = 204,061 m^2$$

$$V_{bp} = ((HB - HE) - (t_{BO} \times v_2)) \times S (m^3)$$

$$V_{bp} = ((15,30 - 0,4) - (57033,08967 \times 5.1020379.10^{-5})) \times 204,061$$

**Donc**  $V_{bp} = 3039,0189002 m^3$

#### La masse de brut projeté

$$M = V_{bp} \times \rho$$

$$M = 3039,0189002 * 911,733$$

**Donc**

$$M = 2770773,8189 kg$$

### Calcul des caractéristiques de la boule de feu

#### La température de la flamme :

$$T_{FLA} = \left( \frac{[\Phi_0 + \varepsilon\sigma T_{AMB}^4]}{[\varepsilon\sigma]} \right)^{1/4}$$

$$T_{HAA} = \left( \frac{[150000 + 0,65,67710^{-8}300^4]}{[0,65,67710^{-8}]} \right)^{1/4}$$

**Donc**  $T_{FLA} = 1449,288k$

#### La hauteur de brut à l'instant du déclenchement du boil over

$$H_{tBO} = HB - v1t_{BO}$$

$$H_{tBO} = 15,30 - 6,71219 \times 10^{-5} \times 57033,08967 = 12.39015012$$

**Donc**  $H_{tBO} = 12.39015012m$

#### La fraction d'hydrocarbures brûlée dans la boule

$$X = X_{VAP} \times LSI$$

$$X = 0,0654708062264 \times 0,055 = 0.03600894$$

**Donc**  $X = 0.03600894$

#### La concentration C d'hydrocarbure présent dans la boule de feu

$$C = \rho_g(T_{FLA}) LIS$$

$$C = 11,65 \times 0,055 = 0.64075$$

**Donc**  $C = 0.64075$

#### Le volume VFB de la boule de feu

$$V_{FB} = M_{VAP}/C$$

$$V_{FB} = 3.600894 \times 10^6 / 0.640750000$$

$$V_{FB} = 5.61981169 \times 10^6 m^3$$

#### Le rayon de la boule de feu

$$R_{FB} = ([3 \times V_{FB}] / [4\pi])^{1/3}$$

$$R_{FB} = ([3 \times 5.61981169 \times 10^6] / [4\pi])^{1/3}$$

**Donc**  $R_{FB} = 236, 57978524m$

#### La durée de vie de la boule de feu $t_{FB}$

$$t_{FB} = 0, 295 (M_{VAP})^{0,32}$$

$$t_{FB} = 0.259(3.600894 \times 10^6)^{0.32}$$

**Donc**  $t_{FB} = 36.972033433 \text{ s}$

#### La hauteur $h_{FB}$ du centre de la boule de feu

$$t = t_{36,377278367} T_{FLA}^{10/3} / M_{VAP}^{1/3} 10^{10}$$

$$t = 36, 377278367 \times 1449, 288^{10/3} / 3.600894 \times 10^{61/3} \times 10^{10}$$

**Alors t = 0.830971018**

**D'autre par**

$$h_{FB} = ([68, 571t] / [2, 857 + t]) (M_{VAP} / T_{FLA})^{1/3} + H_{EQU}$$

$$h_{FB} = ([68, 571 \times 0.8309710186] / [2, 857 + 0, 8315336686]) \times (3.600894 \times 10^6 / 1449, 288)^{1/3} + 60$$

**Donc**  $h_{FB} = 341, 38178879m$

### Calcul des effets thermiques de la boule de feu

#### Les effets létaux significatifs

$$\Phi_{Italsignificatifs}^{4/3} \times t_{FB} = 1800(KW/m^2)^{4/3}$$

$$\Phi_{Italsignificatifs} = \exp(5,622 - 0,75 \ln t_{FB})$$

$$\Phi_{Italsignificatifs} = \exp(5,622 - 0,75 \ln 36.972033433)$$

$$\text{Donc } \Phi_{Italsignificatifs} = 18.437353157 \text{ kW/m}$$

#### Les effets létaux

$$\Phi_{Ital}^{4/3} \times t_{FB} = 1000(KW/m^2)^{4/3}$$

$$\Phi_{Ital} = \exp(5,181 - 0,75 \ln t_{FB})$$

$$\Phi_{Ital} = \exp(5,181 - 0,75 \ln 36.972033433)$$

$$\text{Donc } \Phi_{Ital} = 11.8624585501 \text{ kW/m}^2$$

#### Les effets irréversibles

$$\Phi_{Ital}^{4/3} \times t_{FB} = 600(KW/m^2)^{4/3}$$

$$\Phi_{Ital} = \exp(4,8 - 0,75 \ln t_{FB})$$

$$\Phi_{Ital} = \exp(4,8 - 0,75 \ln 36.972033433)$$

$$\text{Donc } \Phi_{Ital} = 8.104169397 \text{ kW/m}^2$$

### Présentation graphique

Les résultats obtenus dans le calcul (fuel-oil) sont représentés par les figures suivantes

La température de l'onde de chaleur ( $T_{WAV}$ ) en fonction de la fraction de fuel oil ( $X_{BO}$ )

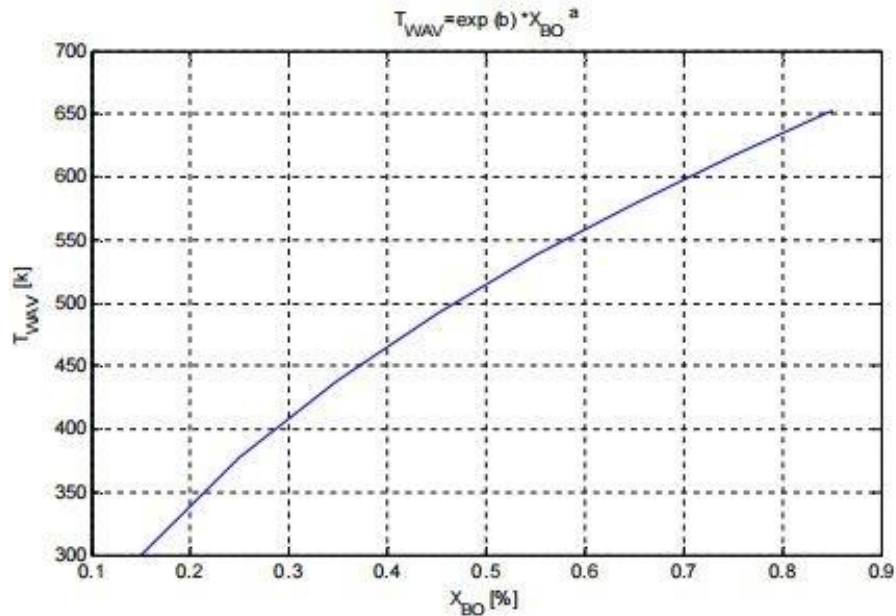


FIG. 3.17 : courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction de ESS Super

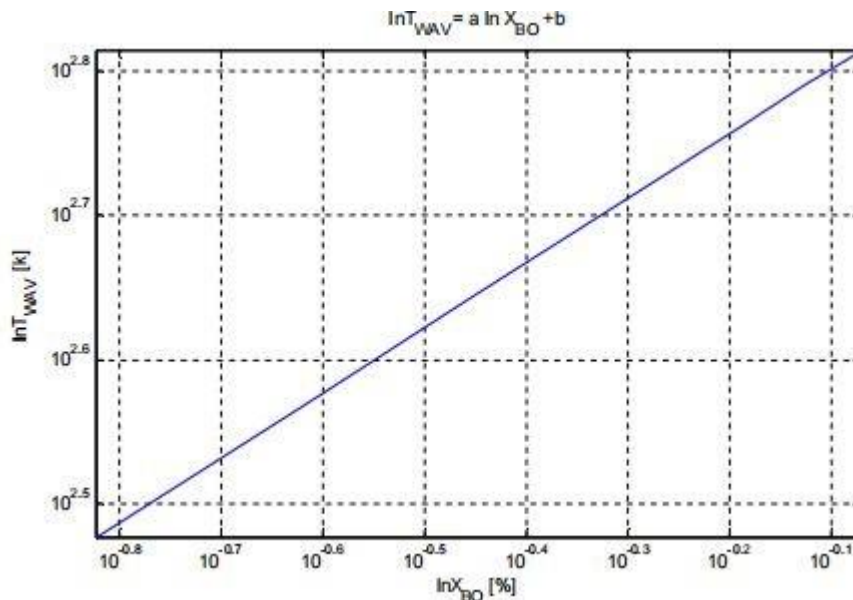


FIG. 3.18 : courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction de ESS Super avec échelle logarithmique

**Figure 3.18 : courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction de ESS Super avec échelle logarithmique.**

La figure 3.17 représente une courbe de l'onde de chaleur en fonction de la fraction de ESS Super, on remarque que l'augmentation de la fraction implique une augmentation de l'onde de chaleur.

La figure 3.17 montre que la relation entre l'onde de chaleur et la fraction pour le ESS Super est une droite à l'échelle logarithmique, a et b sont des constante déjà calculés.

Le temps de déclenchement de boil-over classique ( $t_{BO}$ ) en fonction de la fraction de fuel oil ( $X_{BO}$ ) :

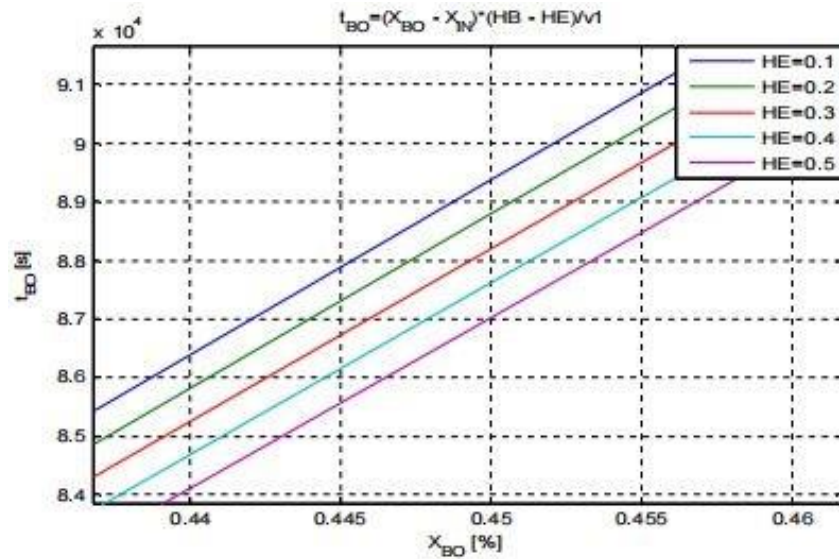


FIG. 3.19 : courbe de temps de déclenchement du boil-over en fonction de la fraction de ESS Super.

D'après cette figure 3.19, on peut dire que le temps de déclenchement  $t_{BO}$  et la fraction  $X_{BO}$  sont proportionnels, on plus en distingue que la hauteur d'eau au fond du bac joue un rôle très important sur le temps de déclenchement car la figure montre que pour  $HE=0,1m$  on aura un temps de déclenchement long. Donc, la quantité de l'eau au fond du bac qui caractérise le temps de déclenchement si le boil over ait lieu.



Le temps de déclenchement de boil over en fonction de H :

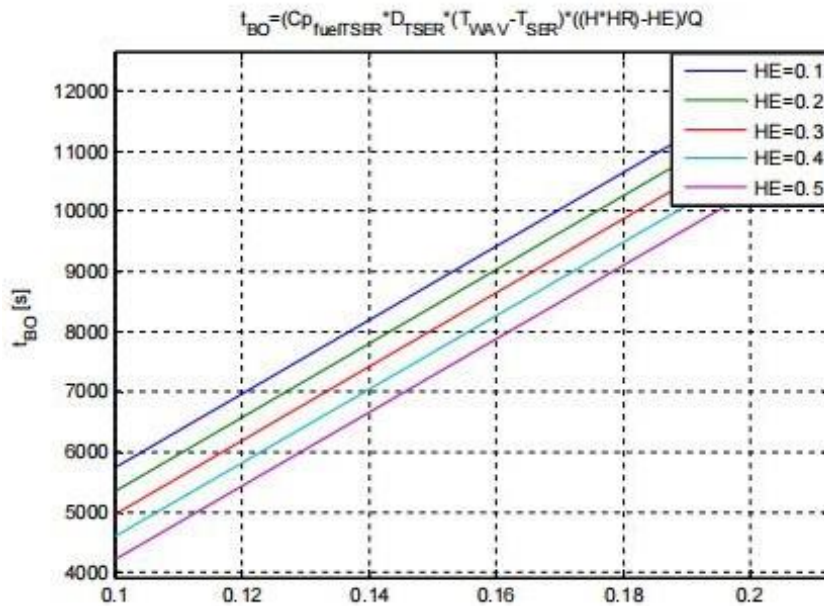


FIG. 3.20 : le temps de déclenchement en fonction de H pour le ESS Super

Cette figure 3.20 donne l'allure de temps de déclenchement de boil-over en fonction de H qui représente la fraction de l'hauteur brut sur l'hauteur de réservoir

On remarque le temps de déclenchement sera grand lorsque H proche de 1.

Le temps de déclenchement de boil-over en fonction de la température d'onde de chaleur

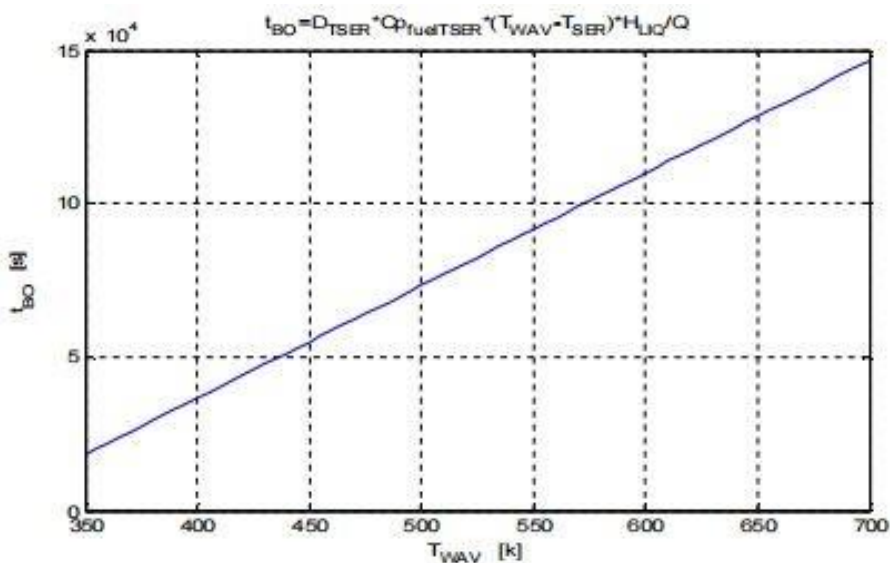


FIG. 3.21 : le temps de déclenchement en fonction de la température d'onde de chaleur pour le ESS Super

La figure 3.21 montre que la relation entre le temps de déclenchement de boil-over et la température d'onde de chaleur est proportionnelle.

## Calcul Pouvoir émissif de la flamme

$$\Phi_o = \Phi_{\max}(1 - \zeta) + \Phi_{\text{soot}} \zeta = 5,19 \text{ kw/m}^2$$

## Calcul du pouvoir émissif d'une flamme sans fumées noires

$$\Phi = m'' \cdot FR \frac{\Delta h_c}{1 + 4 \frac{L}{Deq}} = 1,79 \text{ kw/m}^2$$

## Calcul de la hauteur de flamme :

$$L = 19,18 m^{0,74} Deq^{0,735} = 17,20 \text{ m}$$

## Calcul du pouvoir émissif :

### Corrélation de Mudan and Croce :

$$\Phi_o = 20000 + 120000e^{-0,12Deq} = 3,75 \text{ kw/m}^2$$

## Calcul des distances de sécurité

On a :

$$D3 = 3.8K0.85(1 - 3.10 - 3K0.85)$$

$$D5 = 2.8K0.85(1 - 2,2.10 - 3K0.85)$$

$$D8 = 2.25K0.85(1 - 1,8.10 - 3K0.85)$$

Avec

$$S = \pi \times d^2 / 4$$

Et

$$K = \frac{\sqrt{S}}{S}$$

Donc, On obtient :

$$D3 = 35.36 \text{ m}$$

$$D5 = 24.93 \text{ m}$$

$$D8 = 21.19 \text{ m}$$

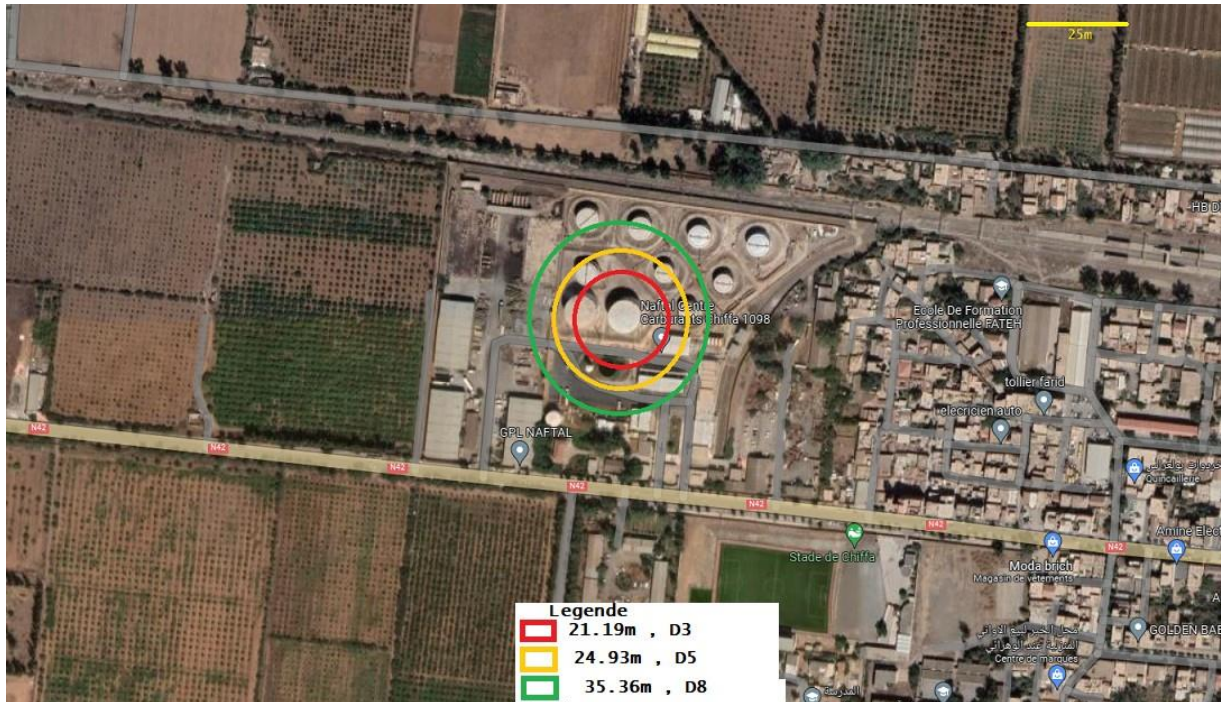


FIG. 3.22 : Risque individuel.

## Conclusion

D'après ce chapitre on a déterminé les caractéristiques de phénomène de boil over classique pour :

- diesel ;
- ESS Super

Les résultats obtenus montrent que ce phénomène du boil-over classique est très dangereux pour l'homme et s'il commence on ne peut pas l'arrêter. Le temps de déclenchement pour le boil-over classique est très long car on trouve ce temps supérieurs à 14h pour le diesel et supérieurs à 15h pour ESS Super, on a d'après l'INERIS, que le temps minimum pour le déclenchement du boil-over est de 4h, sans oublier que ce temps est en fonction de la température de l'onde de chaleur et aussi les résultats trouvent sur la boule de feu qui sera vu à l'explosion, son rayon est très important, donc en doit évité ce risque en respectant les normes de stockage des produits inflammable.

# Conclusion générale

**Le Boil-Over est un phénomène industriel dangereux et peu fréquent. S'il se produit, il peut causer des dommages importants. La présence d'une vague de chaleur (source de chaleur) doit être évitée pour éliminer ces risques (source de chaleur). En outre, et surtout, le pétrole brut doit être suffisamment visqueux pour permettre à l'effet de piston de se produire. Si cela est vrai, le contact avec la zone chaude et l'eau au fond du réservoir ne peut pas facilement passer à travers, explique pourquoi l'effet de piston est moins puissant car la couche d'huile liquide sera brisée par la vapeur d'eau. Ceci nous amène à l'apparition de l'émergence de la boule de feu ; Par conséquent, si la viscosité est trop faible, il y aura pas d'effet piston rendant la réalisation du boil over impossible.**

**Nous avons présenté dans ce travail une étude numérique pour le boil over classique. La modélisation mathématique du risque industriel a été effectuée avec les équations citées dans chapitre III. Ces équations sont résolues en se basant sur langage de programmation Matlab.**

# Références

[1] 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.

[2] BURGESS D.S., STRASSER A. and GRUMER J. – Diffusive burning of liquid fuels in open trays *Fire Research*, 3, 177, 1961.

[3] HASEGAWA Kazutoshi - Experimental study on the mechanism of hot zone formation in open-tank fires. Second International Symposium on Fire Safety Science Tokyo, Japan June 13-17, 1988

[4] HUA, J.S., FAN, W.C., LIAO, G.X. – Study and Prediction of boilover in liquid pool fires with a water sublayer using micro-explosion noise phenomenon. *Fire Safety Journal*, 30, pp. 269-291, 1998.

[5] KADJA, M., NEMOUCHI, Z., BESSAIH, R., BENISSAAD, S., TALBI, K. ETUDE CAS D'UN RISQUE MAJEUR EN ZONE DE STOCKAGE DE BRUT, IDENTIFICATIONS ET ESTIMATION DE PHENOMENE DE BOILOVER. SONATRACH/DP REGION RHOURDE EL BAGUEL, COMPLEXE CPF.

[6] Li, C. W., Chen, J. Y., Hua, T. E. (1998). Precambrian sponges with cellular structures. *Science*, 279(5352), 879-882.

[7] MICHAELIS P., MAVROTHALASSITIS G., PINEAU J.P. - Contribution to boilover and frothover quantification. 7th International Symposium on Loss Prevention and Safety Promotion in the Process Industries. Paper 100 - Taormina, Italy, May 1992.

[8] Omega13-web-v2-2010.pdf.(s. d.). Consulté 11 juin 2022

[9] Patej, S. (2003). Knowledge and tools formalization in the accidental risks domain (DRA-35)omega-13 Boilover ; Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques accidentels (DRA-35)omega-13 BOILOVER.

[10] Phénomènes dangereux dans les dépôts de liquides inflammables— Phénomènes spécifiques aux dépôts : Épandage avec effet de vague | Techniques de l'Ingénieur. (s. d.). Consulté 11 juin 2022, à l'adresse <https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/environnement-securite-th5/risques-d-explosion-42157210/phenomenes-dangereux-dans-les-depots-de-liquides-inflammables-se5088/epandage-avec-effet-de-vague-se5088niv10002.html>

[11] RISINGER J.L. - How to control and prevent crude oil tank fires. Fire Protection Manual for hydrocarbon processing plants pp.367-373 Gulf Publishing Company, Book Division 2d edition 1973.

S. Desanghere, Détermination d'échauffement de structure extérieure à un bâtiment en situation d'incendie, thèse de doctorat, institut national des sciences appliquées de Rouen, 26 septembre 2006.

[12] [www.aria.developpement-durable.gouv.fr](http://www.aria.developpement-durable.gouv.fr) Incendie dans un dépôt d'hydrocarbures du Port Édouard Herriot à Lyon (69), les 2 et 3 juin 1987

[13] Y .Khouaja : mémoire master en Management intégré : Qualité, Sécurité et Environnement, « Evaluation des risque d'un stockage d'hydrocarbures : Dépôt d'hydrocarbures liquide SNDP » Mémoire de master, Université Virtulle de Tunis 2017.

[14] 37077274.pdf. (s. d.). Consulté 11 juin 2022, à l'adresse <https://inis.iaea.org/collection/NCLCollectionStore/Public/37/077/37077274.pdf>