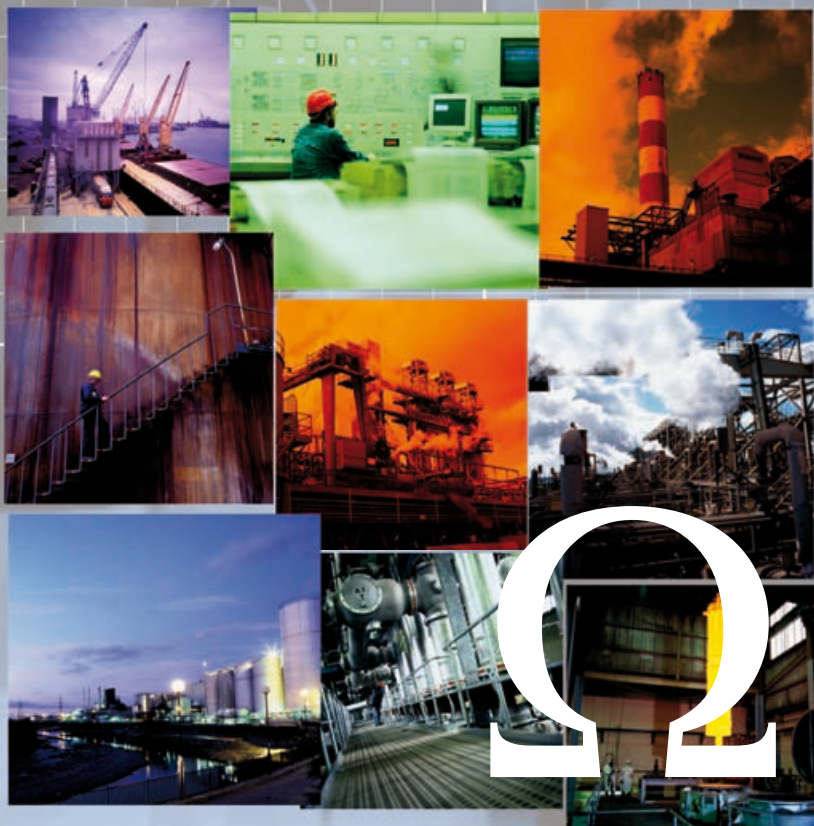


# Boil-over classique et boil-over couche mince

Formalisation du savoir et des outils  
dans le domaine des risques majeurs



# 13

**INERIS**

*maîtriser le risque  
pour un développement durable*

### Avertissement

Les rapports oméga sont la propriété de l'INERIS. Il n'est accordé aux utilisateurs qu'un droit d'utilisation n'impliquant aucun transfert de propriété.

Le rapport oméga est établi sur la base des informations fournies à l'INERIS, des données (scientifiques ou techniques) disponibles et objectives et de la réglementation en vigueur, ainsi que des pratiques et méthodologies développées par l'INERIS. Bien que l'INERIS s'efforce de fournir un contenu fiable, il ne garantit pas l'absence d'erreurs ou d'omissions dans ces documents.

Ce rapport est destiné à des utilisateurs disposant de compétences professionnelles spécifiques dans le domaine des risques accidentels. Les informations qu'il contient n'ont aucun caractère légal ou réglementaire. Ce sont des informations générales et ne peuvent, en aucun cas, répondre aux besoins spécifiques de chaque utilisateur. Ces derniers seront donc seuls responsables de l'utilisation et de l'interprétation qu'ils feront des rapports. De même, toute modification et tout transfert de ces documents se fera sous leur seule responsabilité.

La responsabilité de l'INERIS ne pourra, en aucun cas, être engagée à ce titre. En toute hypothèse, la responsabilité de l'INERIS ne pourra être retenue que sur la base de la version française des rapports.

### Pourquoi les rapports $\Omega$ ?

Depuis plusieurs années, le Ministère en charge du Développement Durable (actuellement, Ministère de l'Ecologie, de l'Energie, du Développement Durable et de la Mer) finance un programme d'études et de recherches, intitulé « Formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs ». L'objet du premier volet de ce programme est de réaliser un recueil global formalisant l'expertise de l'INERIS dans le domaine des risques accidentels. Ce recueil est constitué de différents rapports, consacrés aux thèmes suivants :

- l'analyse des risques,
- les phénomènes physiques impliqués en situation accidentelle (incendie, explosion, BLEVE...),
- la maîtrise des risques d'accidents majeurs,
- les aspects méthodologiques pour la réalisation de prestations réglementaires (étude de dangers, analyse critique..).

Chacun de ces documents reçoit un identifiant propre du type «  $\Omega$ -X ». In fine, ces documents décrivant les méthodes pour l'évaluation et la prévention des risques accidentels, constitueront un recueil des méthodes de travail de l'INERIS dans le domaine des risques accidentels.

L'INERIS, Intitut National de l'Environnement Industriel et des Risques, est un Etablissement Public à caractère Industriel et Commercial placé sous la tutelle du Ministère français en charge du Développement durable.

L'institut a pour mission de réaliser ou de faire réaliser des études et des recherches permettant de prévenir les risques que les activités économiques font peser sur la santé, la sécurité des personnes et des biens ainsi que sur l'environnement, et de fournir toute prestation destinée à faciliter l'adaptation des entreprises à cet objectif.

Ce document comporte 36 pages, hors couverture et quatrième de couverture.

- 3 Introduction**  
*rappports  $\Omega$ , domaine d'application, éléments nouveaux*
- 5 Phénomènes en cause**  
*combustion d'un hydrocarbure en phase liquide, onde de chaleur, projections*
- 6 Protocole de test des produits**  
*recherche de l'onde de chaleur, recherche de projections*
- 8 Application - résultats pour le brut léger**  
*onde de chaleur, débordements sans projections*
- 10 Application - résultats pour gazole, FOD, et jet A1**  
*pas d'onde de chaleur, projections*
- 13 Application - résultats pour l'essence**  
*pas d'onde de chaleur, pas de projections*
- 14 Conclusions - protocole expérimental**  
*cas possibles et synthèse des applications du protocole*
- 15 Le boil-over «classique» - données de référence**  
*phénomène, modélisation, limites du modèle*
- 27 Le boil-over «couche mince» - données de référence**  
*phénomène, modélisation, comparaison avec l'expérimentation, limites du modèle*
- 35 Conclusion générale**  
*phénomènes, perspectives*
- 36 Références**  
*bibliographiques, réglementaires et techniques*

# Introduction

## BRTICP

Bureau des Risques Technologiques et des Industries Chimiques et Pétrolières, du Ministère chargé du Développement Durable.

## Domaine d'application

Le présent rapport référencé  $\Omega$  13 présente la démarche adoptée par l'INERIS pour la caractérisation des phénomènes de boil-over classique et de boil-over couche mince

Il précise, lorsque les informations sont disponibles, les phénomènes qui pourraient être observés pour les produits les plus couramment stockés dans les dépôts de liquides inflammables.

A partir de travaux initialement élaborés en collaboration avec TOTAL, UFIP et EDF, puis présentés et discutés au groupe sectoriel DLI, une version intermédiaire de cette actualisation de cet  $\Omega$  13 a été transmise par le BRTICP aux industriels français à la suite du colloque Liquides Inflammables du 2 octobre 2008.

Le présent document qui est la version actualisée de l'  $\Omega$  13, est mentionné dans la circulaire du 10 mai 2010 récapitulant les règles méthodologiques applicables aux études de dangers, et plus précisément dans le chapitre relatif aux dépôts de liquides inflammables en tant que guide pour les modélisations des phénomènes tels que le boil-over classique et boil-over couche mince.

Ce document se décompose en trois grandes parties :

- une première partie qui présente le protocole expérimental de caractérisation des phénomènes et son application à plusieurs produits pétroliers.
- une seconde partie qui porte sur le phénomène de boil-over classique et approfondit la description du phénomène et de sa modélisation.
- une troisième partie qui porte sur le phénomène de boil-over couche mince et approfondit la description du phénomène et de sa modélisation.

## Éléments nouveaux

par rapport à la précédente version de l'  $\Omega$  13 (version de mars 2003)

Jusqu'à présent, tous les liquides inflammables caractérisés par une viscosité importante et une certaine plage d'ébullition étaient considérés comme susceptibles de donner lieu à un boil-over.

Des travaux récents ont montré que le boil-over tel qu'il était considéré jusqu'à présent n'était pas toujours représentatif des phénomènes observés sur certains produits.

En effet, suite à des travaux réalisés en GT DLI (Groupe de Travail Dépôt de Liquides Inflammables), il est apparu que certains produits ne pouvaient pas donner lieu à un boil-over classique, en revanche, ils peuvent donner lieu à un autre phénomène dangereux. Ce phénomène a été dénommé « boil-over en couche mince » en raison de la plus faible quantité de produit liquide mis en suspension.

**Suite à ce constat, un nouveau phénomène est pris en compte dans cette nouvelle version : le boil-over en couche mince qui se caractérise, comme le boil-over (désormais dénommé boil-over classique), par un phénomène éruptif mais d'ampleur limitée. Il se distingue principalement du boil-over classique par l'absence d'onde de chaleur dans le liquide avant le déclenchement du boil-over.**

**Il est également essentiel de préciser que ce phénomène observable à petite échelle n'a jamais été observé à l'échelle industrielle.**

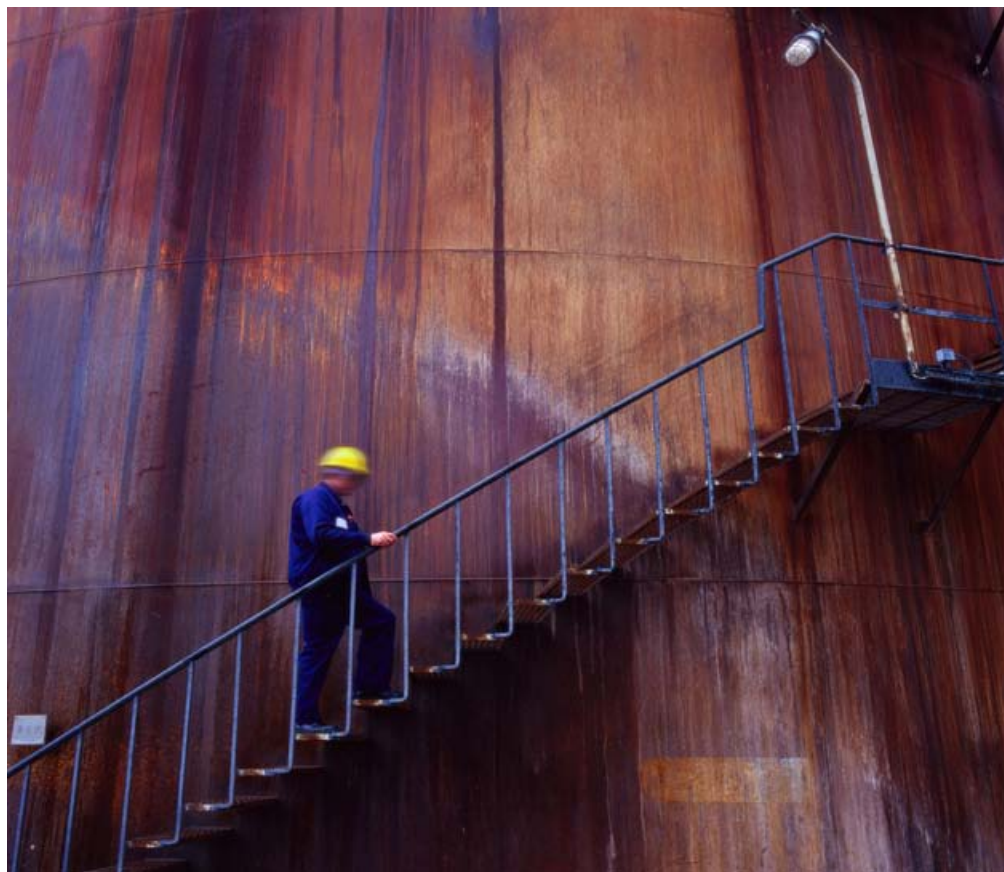


Le boil-over couche mince a été uniquement observé dans le cadre d'une étude portant sur trois produits : Jet A-1, gazole et FOD. De fait, ces produits ont été retirés de la liste des produits susceptibles de donner lieu à un boil-over classique. Les 2 phénomènes dangereux ont également été écartés pour l'essence en raison de sa trop faible viscosité qui ne permet pas d'assurer une cohésion suffisante du liquide pour que la vaporisation brutale de l'eau n'agisse sur l'essence comme un piston.

La précédente version du rapport  $\Omega 13$  établissait un critère permettant de déterminer si un boil-over était envisageable, nous considérons aujourd'hui, qu'il n'existe aucun critère sur les propriétés thermodynamiques des liquides inflammables permettant de savoir si un produit va donner lieu à un des deux phénomènes (boil-over classique ou boil-over couche mince), hormis ces points qui relèvent plus du bon sens :

- ❑ le liquide inflammable doit être plus léger que l'eau ;
- ❑ le liquide inflammable doit être plus visqueux que l'essence pour permettre d'observer un effet piston ;
- ❑ un liquide pur, ne comportant qu'un seul produit c'est-à-dire se caractérisant par une seule valeur de température d'ébullition, ne peut pas être le siège d'un boil-over classique en revanche, il peut donner lieu à un boil-over en couche mince ;
- ❑ un produit miscible avec l'eau ne peut donner lieu ni à un boil-over classique, ni à un boil-over en couche mince.

A titre indicatif, le modèle décrit dans ce document pour le boil-over couche mince est celui décrit dans la *circulaire du 23 juillet 2007* et dont une version informatique a été développée sous format Excel.



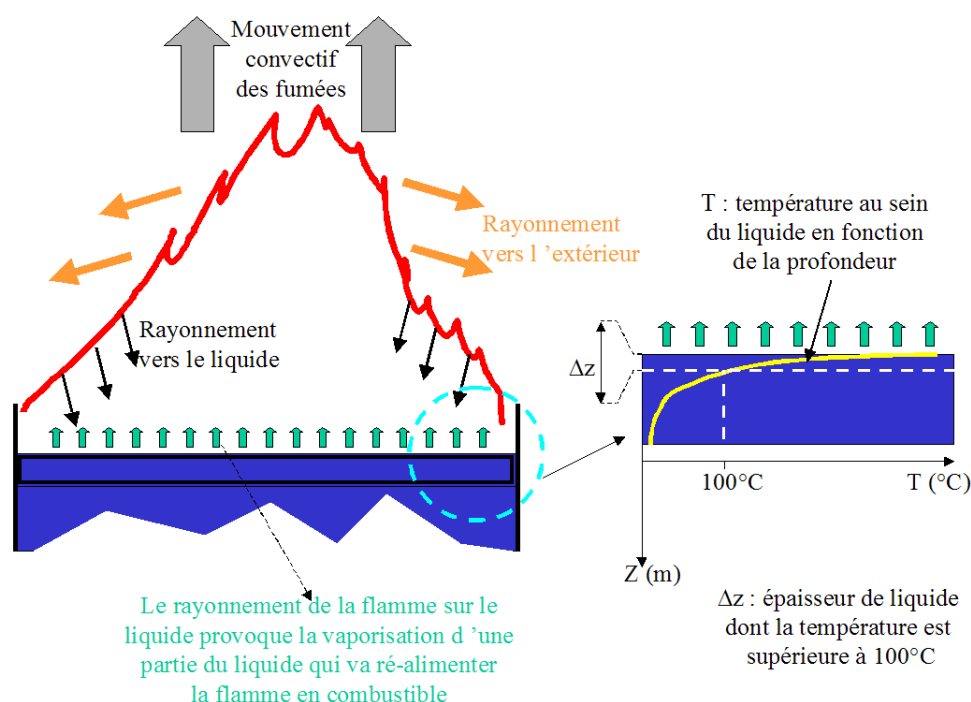
# Phénomènes en cause

## Combustion d'un hydrocarbure en phase liquide

Il est important de bien comprendre le mécanisme qui va conduire à la mise en suspension de liquide inflammable. En effet, les conditions initiales vont dépendre de la **réponse du produit** au **flux thermique** émis par la flamme située au-dessus du bac.

En effet, pour les deux phénomènes dangereux que sont le boil-over classique et le boil-over en couche mince, il est nécessaire d'avoir un **bac en feu** et également la présence d'**eau en fond de bac**. C'est le même mécanisme qui conduit à la mise en suspension du liquide inflammable, à savoir la **vaporisation brutale** de l'eau.

Concernant la réponse du liquide au feu de bac, le mécanisme est présenté sur la *figure 1*:



**Figure 1 : principe de combustion d'un liquide inflammable**

De façon schématique, la flamme se positionne au-dessus du liquide inflammable à une distance qui permet d'obtenir les conditions propices à sa stabilisation.

Dans cette **position d'équilibre**, la fraction d'énergie rayonnée par la flamme vers la surface du liquide suffit pour assurer l'évaporation de ce liquide avec un débit suffisant pour, après mélange avec l'air entraîné, ré-alimenter la flamme.

Cette position moyenne est relativement stable dans la mesure où :

- si le débit d'évaporation est **trop important**, le mélange sera plus riche et la combustion aura lieu plus haut, éloignant ainsi la flamme de la surface du liquide. Ceci conduit à une diminution du flux rayonné sur la surface du liquide et donc à une réduction de l'évaporation du liquide. Au final, la flamme se repositionne approximativement à sa position initiale.
- si le débit d'évaporation est **trop faible**, le mélange se trouvera plus tôt dans le domaine inflammable et la flamme va donc se positionner plus bas et donc plus près de la surface du liquide. Ceci va entraîner une augmentation du

débit d'évaporation et donc un déplacement de la flamme vers le haut vers sa position initiale.

La compréhension de ce mécanisme est essentiel car il montre que la surface du liquide est soumise de façon à peu près constante à un flux radiatif qui permet d'alimenter en continu la flamme.

Ce flux radiatif est à l'origine du processus qui va aboutir aux phénomènes dangereux étudiés dans ce document. En effet, le flux radiatif va conduire à une **élévation de la température** de la **surface du liquide** et cette augmentation de température va **se propager** au sein du liquide selon les propriétés thermodynamiques de ce dernier et plus particulièrement de la composition du liquide (homogène ou mélange).

Selon la composition du produit, il va y avoir **simple propagation** de la chaleur au sein du liquide par conduction et convection ou il va y avoir également une action de **distillation** du liquide qui peut conduire à une séparation du liquide en plusieurs produits de différentes densités. Ce sont ces 2 mécanismes différents qui ont été mis en évidence pour chacun des deux phénomènes dangereux étudiés. Ceci est décrit dans les 2 chapitres suivants pour respectivement le boil-over en couche mince et le boil-over classique.

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.

## Protocole de test des produits

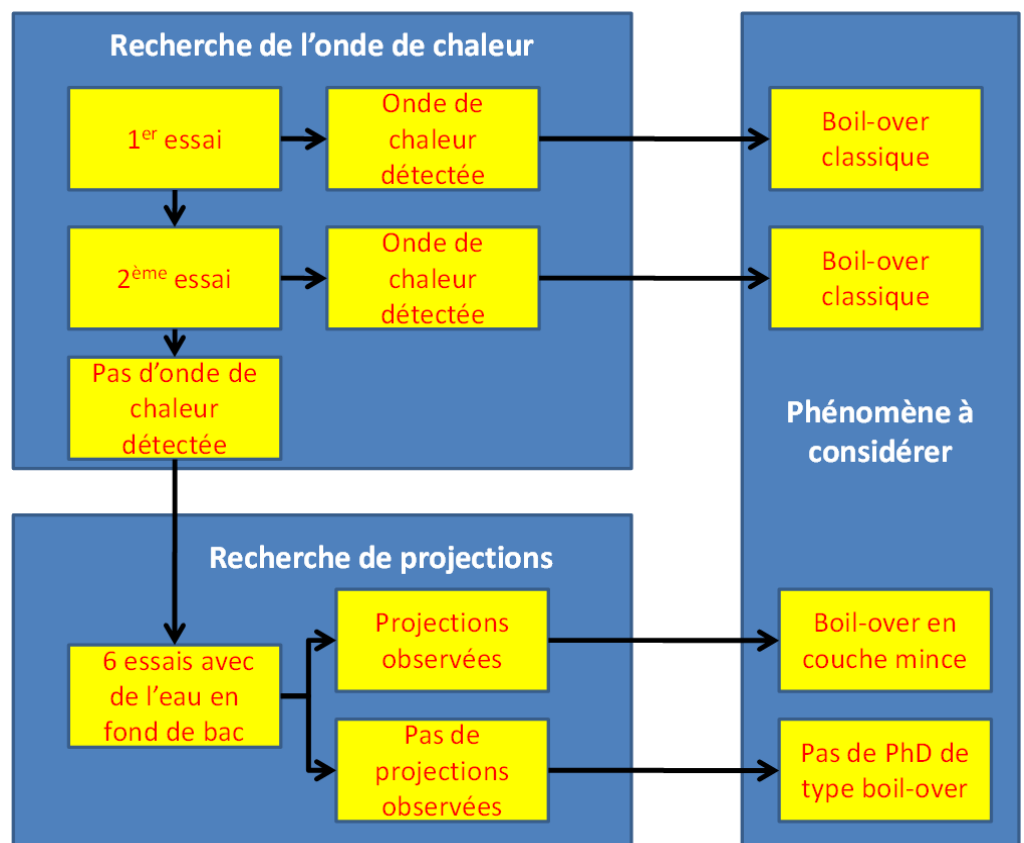
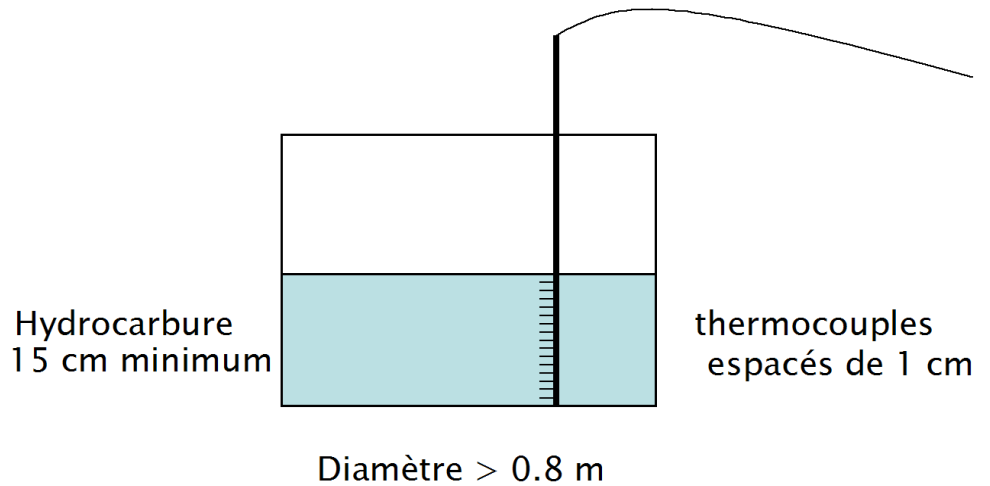


Figure 2 : principe pour connaître le phénomène dangereux à considérer pour un liquide inflammable

## 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 3*.



**Figure 3 : dispositif expérimental mis en place pour la mesure du profil de température.**

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.

## 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.



# Application au brut léger

## Recherche de l'onde de chaleur

Le graphique de la *figure 4* montre l'évolution du profil de température pour le brut léger : c'est un hydrocarbure pour lequel s'est formée une onde de chaleur caractéristique du boil-over classique. En effet, les coupes plus légères ont brûlé en premier laissant place à une épaisseur importante de coupes lourdes toujours existantes à une température constante de 200 °C.

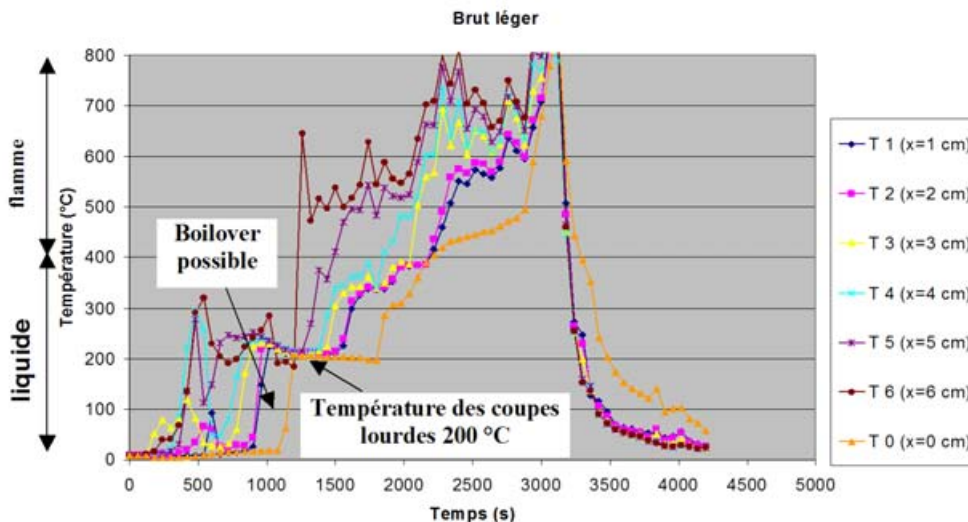


Figure 4 : gradient de température dans le cas d'un feu de brut léger

Ces coupes lourdes chaudes, sous l'effet de la pesanteur descendent vers le fond du bac et sont remplacés en surface par les coupes plus légères. L'hydrocarbure présent sous l'onde de chaleur se décompose, laissant passer les coupes légères au travers de l'onde de chaleur et retenant les coupes lourdes contribuant ainsi à son épaissement progressif.

Bien entendu pour observer un boil-over classique, il faut que l'onde de chaleur descende plus vite que le niveau de liquide dans le bac.

Lorsque le thermocouple situé à 1 cm du fond atteint une température de 100°C, il reste encore 6 cm de produit à une température de 200°C. C'est cette quantité de produit qui aurait été mise en suspension si un fond d'eau avait été présent en fond de bac (voir *figure 5*).

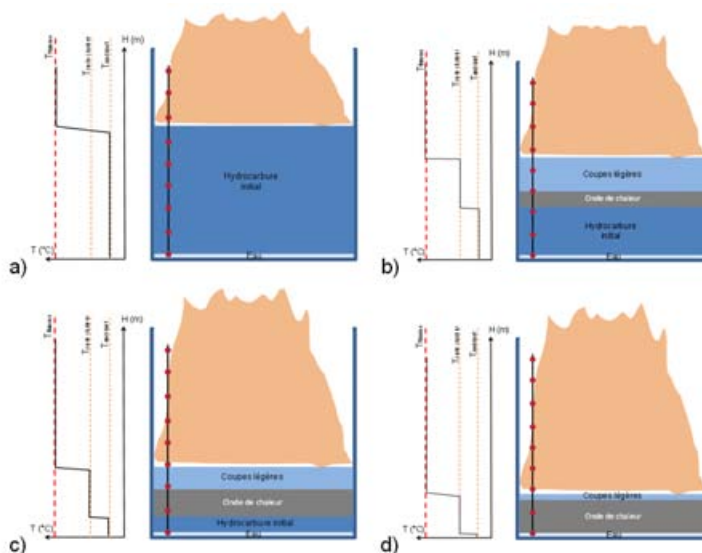


Figure 5 : évolution progressive de la température dans le liquide avant l'occurrence d'un éventuel boil-over (a->d =écoulement du temps).

# Application au brut léger

## Recherche de projections

Dans le cas du brut léger, comme l'onde de chaleur a été mise en évidence, il n'est pas nécessaire de faire une recherche de projections. A titre indicatif, les essais ont toutefois été réalisés et il a été observé que, dans les conditions expérimentales appliquées, le phénomène éruptif est relativement limité, il est plus assimilable à un débordement de liquide enflammé sans projection comme le montre la séquence suivante d'images (figure 6).

### Remarque

Toutes les séquences d'image présentées dans ce document se lisent de gauche à droite et de haut en bas (sens de l'écoulement du temps).



Figure 6: séquence d'images relative à la recherche de projections avec le brut léger

# Application au gazole, au FOD et au Jet A-1

## Remarque

FOD : Fuel Oil Domestique.

Jet A-1 : Le Jet A-1 est un carburant de type kérosène convenant à la plupart des avions à réacteurs.

Le protocole a ensuite été mis en œuvre pour d'autres liquides inflammables qui étaient considérés jusqu'à présent comme pouvant donner lieu à des boil-over classiques.

## Recherche de l'onde de chaleur

Les graphiques suivants montrent que pour le gazole, le Jet A-1 et le FOD (figure 7), seul un gradient thermique sur quelques centimètres est visible.

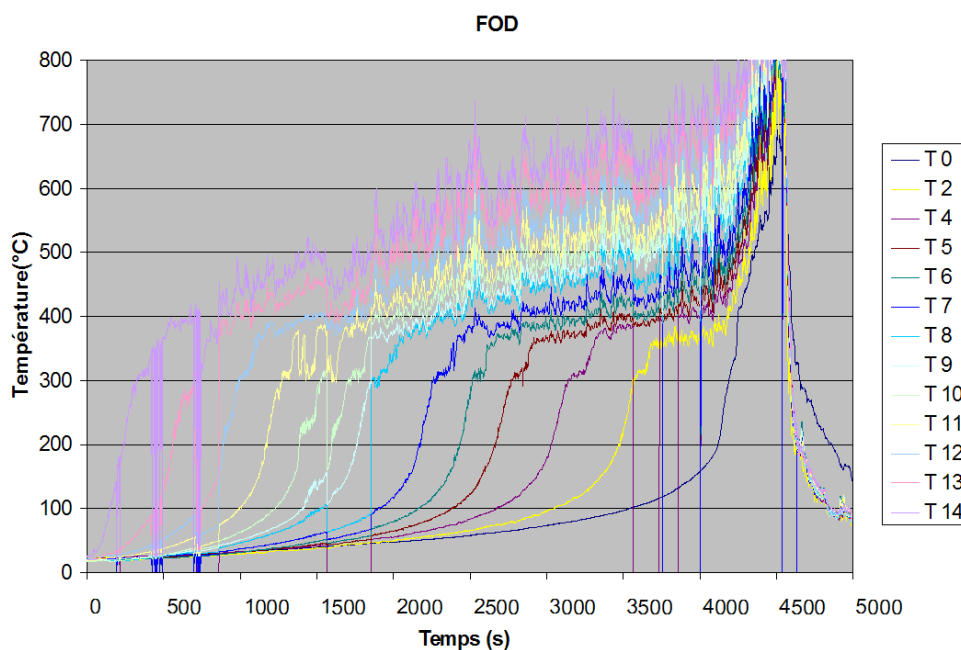


Figure 7 : évolution de la température au sein du FOD

L'examen de cette figure montre que :

- Il n'existe **pas de plateau de température** comme c'est le cas pour le brut léger.
- A une hauteur donnée, la température **augmente très lentement** jusqu'à 100°C. La température augmente ensuite de façon plus radicale dès lors que le niveau du liquide s'approche de cette hauteur.
- Au final, les températures atteintes sont caractéristiques de celles mesurées dans les flammes.

Les graphes du GO et du Jet A-1 ont des allures similaires (figure 8).

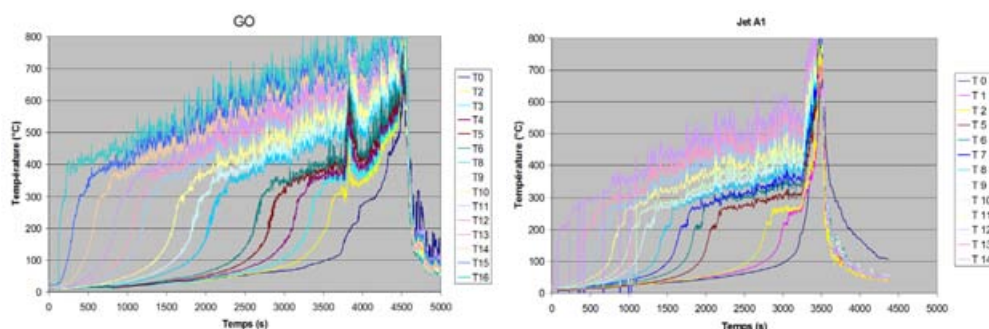
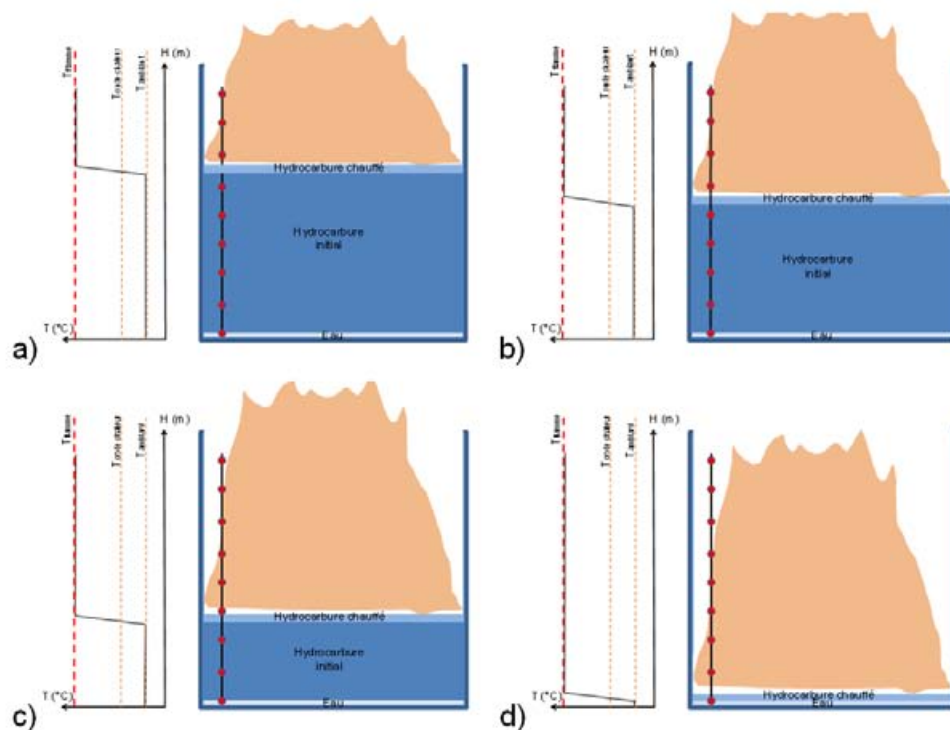


Figure 8 : évolution de la température au sein du GO (à gauche) et du Jet A1 (à droite)



# Application au gazole, au FOD et au Jet A-1

Cette observation démontre que ces produits ne peuvent **pas donner lieu** à un boil-over classique car il n'y a **pas de distillation** du produit lors de sa combustion. De fait, il peut être considéré qu'un phénomène de type boil-over en « couche mince » serait susceptible de survenir avec ces produits. Une représentation schématique des gradients de température est représentée sur les figures suivantes :



**Figure 9 : évolution progressive de la température dans le liquide (a->d =écoulement du temps).**

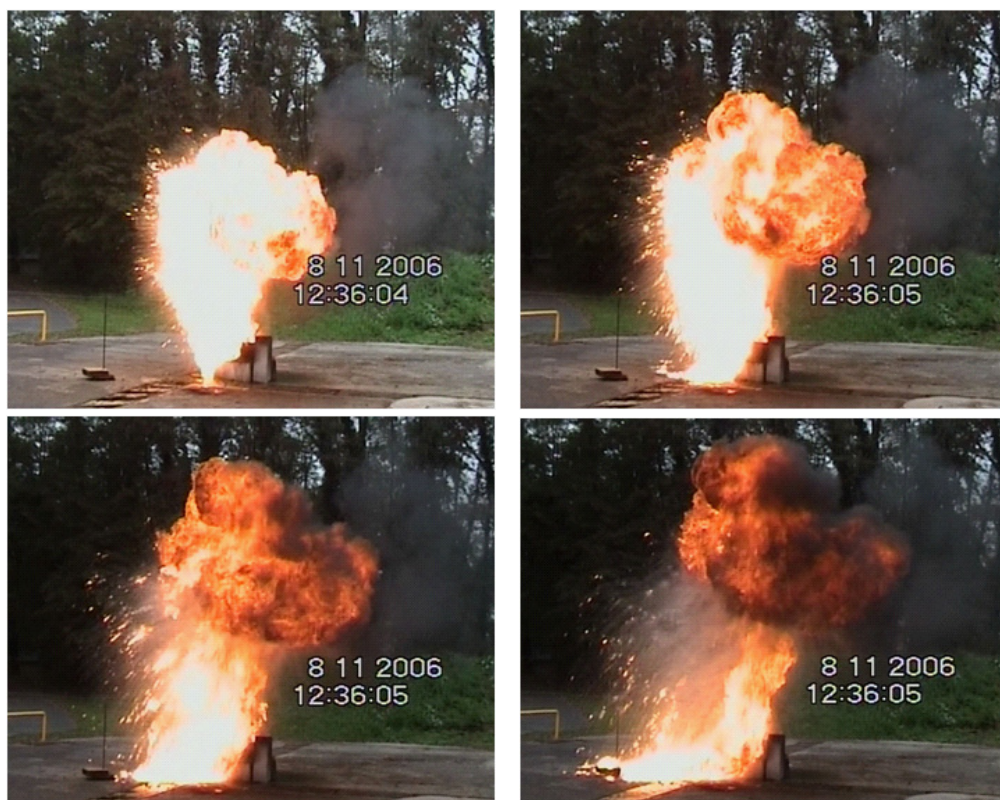
Il est important par ailleurs de noter que les conséquences associées à ce nouveau phénomène seraient ainsi moindres étant donné que seuls quelques centimètres de produit seraient mis en suspension.

## Recherche de projections

Plusieurs amplitudes de ce phénomène ont été observées au cours des essais en fonction notamment des produits mis en jeu.

Le boil-over dit « en couche mince » est très bien représenté par la séquence d'images suivante (figure 10), décomposant le phénomène. Cet essai concernait du gazole et a vu le développement d'une boule de feu. Il est à noter que celle-ci n'est pas a priori la source principale de rayonnement. La partie inférieure de la flamme située sous la boule de feu semble rayonner de façon plus importante.

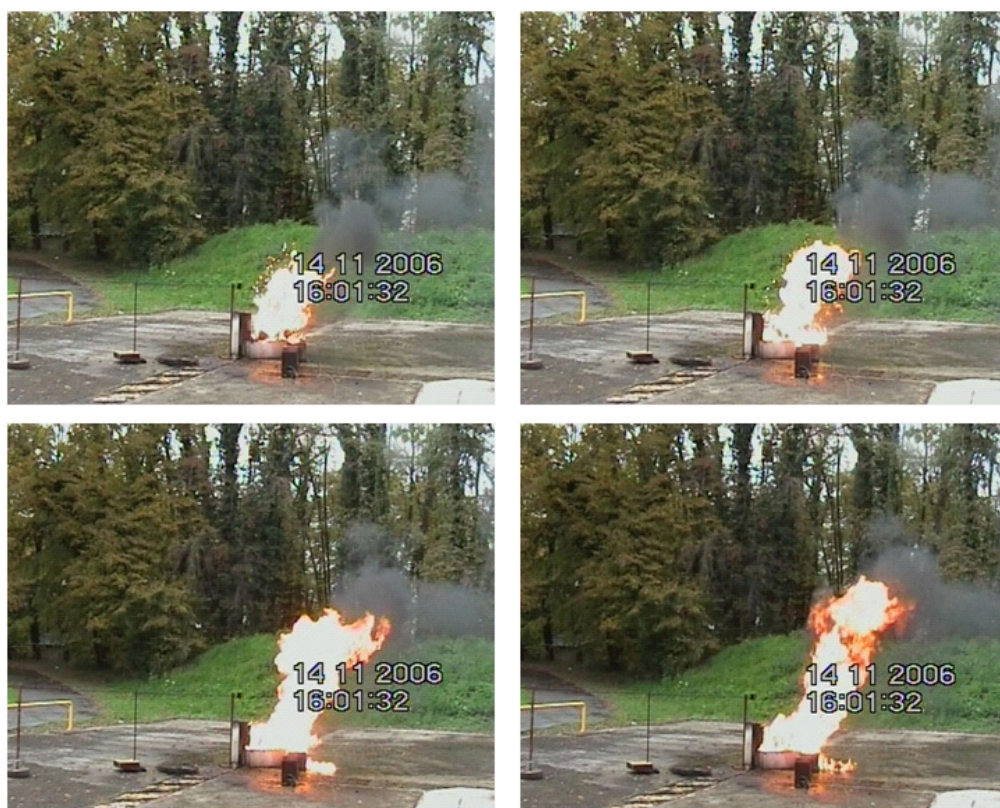




**Figure 10 : recherche de projections avec 3 l de Gazole et 20 cl d'eau**

Ce phénomène de **boule de feu** a été observé lors des essais INERIS sur le **gazole** et le **FOD**.

Par ailleurs, les tests réalisés sur le **Jet A-1** n'ont pas donné lieu à la formation d'une boule de feu mais à plusieurs **projections** successives de liquide enflammé de moindre amplitude comme le montrent les photos de la *figure 11*.



**Figure 11 : essai avec 3 litres de Jet A-1 et 25 cl d'eau**



# Application à l'essence

D'autres produits ont également été testés selon le protocole décrit précédemment, en particulier, l'essence.

## Recherche de l'onde de chaleur

Il est à noter que si le gazole, le FOD et le JET A-1 possèdent une forme de profil de température identique, en revanche, l'**essence** se démarque de ces autres produits par une **évolution de gradient thermique différente** (figure 12).

Cette différence peut être liée soit à un coefficient d'absorption optique du rayonnement qui doit être meilleur pour l'essence, soit à la viscosité plus faible de l'essence qui facilite les mouvements de convection au sein du liquide et ainsi donc favorise son homogénéisation en température. Ceci implique un réchauffement plus rapide et plus homogène de l'essence.

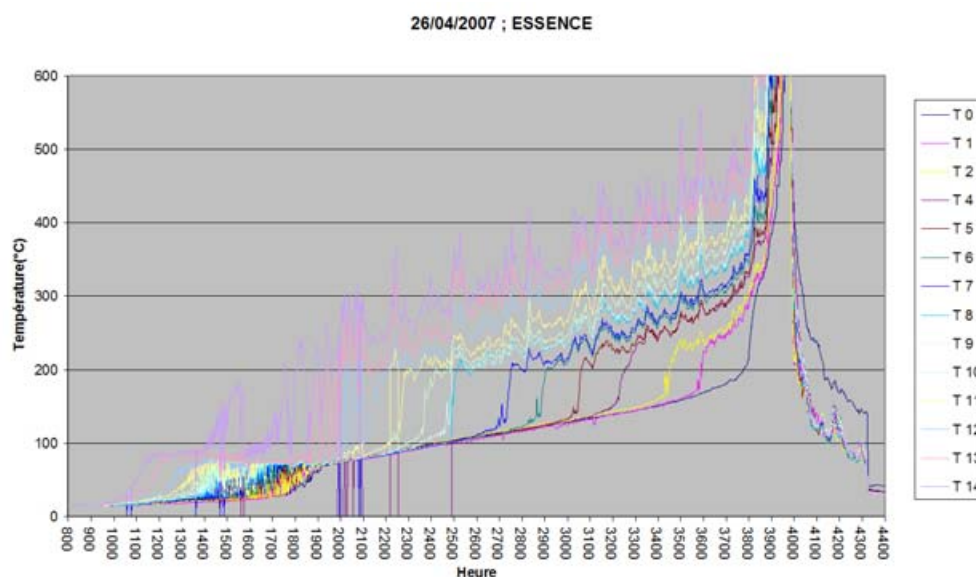


Figure 12 : évolution de la température au sein de l'essence

## Recherche de projections

Pour l'essence, **aucune projection ni boule de feu** n'ont été observées. L'eau a ainsi tendance à passer au travers de l'essence en créant un nuage de vapeur d'eau et ne donne donc **pas lieu à un effet piston** qui pourrait propulser l'hydrocarbure.

L'origine de cette observation pourrait être due à la **viscosité de l'essence** qui est de l'ordre de **0,37 cSt** à 100 °C et donc insuffisante pour qu'un effet piston soit observé.

Celle du **JET A-1** est plus élevée (environ **0,73 cSt**) ce qui permet de voir apparaître des **projections enflammées** mais **pas de boule de feu**.

Seule une viscosité plus importante telle que celle du **gazole** et du **FOD** (respectivement de **0,81** et **0,92 cSt**) permet un **effet piston suffisant** pour mettre en suspension la totalité du liquide inflammable restant.

## Conclusions - protocole expérimental

Afin de déterminer quels produits sont susceptibles de donner lieu à un boil-over classique, un boil-over en couche mince ou à aucun de ces deux phénomènes, un protocole expérimental a été proposé. Ce protocole comporte deux étapes principales qui permettent respectivement d'identifier la présence ou l'absence d'une onde de chaleur et de rechercher la présence de projections éventuelles s'il n'y a pas d'onde de chaleur.

Au final, les points suivants sont actés à ce jour :

- 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 ;
- l'**absence d'onde de chaleur** et la **présence de projections** conduit à retenir le **boil-over en couche mince**. Les produits susceptibles de donner lieu à un boil-over en couche mince sont le FOD, le gazole et le Jet A-1 ;
- l'**absence d'onde de chaleur** et l'**absence de projections** conduisent à ne retenir aucun des deux phénomènes de type boil-over. L'essence est un exemple de produit ne produisant **ni boil-over classique ni boil-over couche mince**.

Les deux chapitres qui suivent vont rentrer en profondeur dans la modélisation des effets des deux types de boil-over.

## Le boil-over « classique »

### Le 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.(enchaînement des différentes phases en *figure 13*). 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  $\nu_{HC} > 0,73$  cSt.



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



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** (plus de détail sur l'onde de chaleur en *figure 14*).



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.

## Note

l'**ampleur** de ce phénomène va dépendre :

- de la **viscosité du produit**. Si le produit est peu visqueux, l'effet piston sera plus faible car la vapeur d'eau va fragmenter la couche d'hydrocarbures liquide. Il se peut même qu'il n'y ait pas d'effet piston si la viscosité du produit est trop faible.
- De l'**épaisseur de la couche** d'hydrocarbures liquide dont la température est supérieure à 100°C (dépend des propriétés intrinsèques de l'hydrocarbure).



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.

Figure 13 : différentes phases d'un boil-over

La figure 14 précise le mécanisme de formation de l'onde de chaleur.

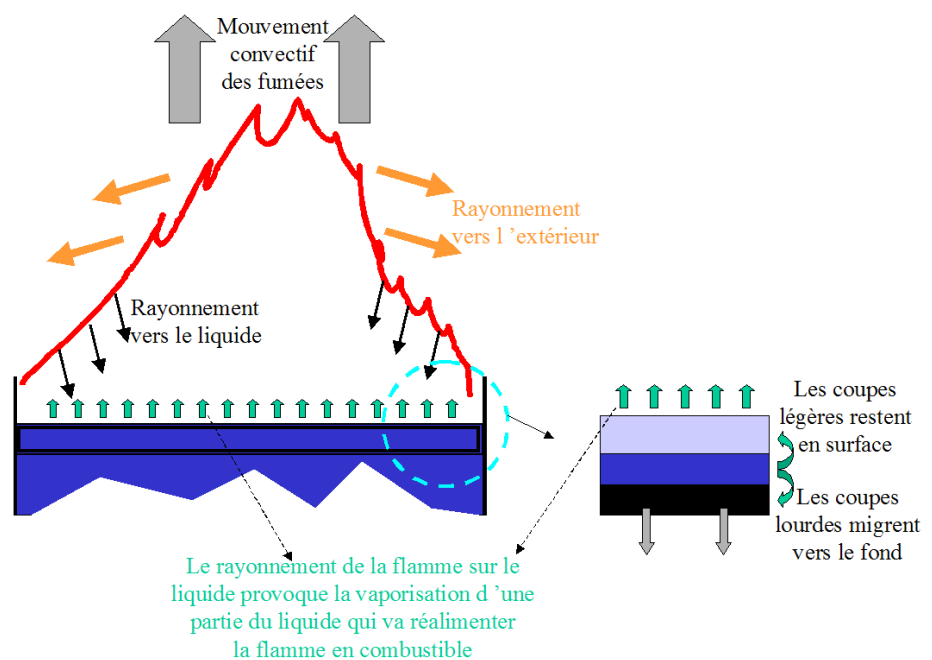


Figure 14 : Principe de formation de l'onde de chaleur (boil-over classique)

## Le boil-over « classique »

### Phénomènes à quantifier dans un boil over

Les phénomènes induits par un boil-over sont donc les suivants :

- ❑ Développement d'un **volume de vapeur** par effet piston,
- ❑ Formation d'une **boule de feu**,
- ❑ **Débordement** et **épanchage** d'hydrocarbures en feu à l'extérieur de la cuvette de rétention.

La quantification de ces trois phénomènes sont abordés succinctement aux paragraphes qui suivent.

#### 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 1/1700<sup>ème</sup> au 1/2000<sup>ème</sup> 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  $P_{VAP} \cdot \Delta V$  où  $P_{VAP}$  est la pression de vapeur à l'interface eau / hydrocarbure au moment où l'eau atteint la zone chaude.

#### Conséquences de l'effet piston : boule de feu, débordement et épanchage d'hydrocarbures en feu à l'extérieur du bac

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 importante et retomber au sol avant que leur combustion ne soit terminée.

Il est à noter qu'en général, le phénomène de boule de feu apparaît être l'événement (ou phénomène) le plus dangereux pour les personnes (à longue distance) engendré par le boil-over. Ses caractéristiques et ses effets thermiques seront ainsi décrits dans le chapitre suivant.

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

Paramètre à connaître	Fuel oil n°2	Brut léger	Brut lourd
Température d'ébullition (K)	544	535	621
Température d'ébullition initiale correspondant à une fraction vaporisée de 15 % (K)	453	348	368
Température d'ébullition finale correspondant à une fraction vaporisée de 85 % (K)	653	823	1047
Température critique (K)	929,8	686	810
Pression critique (Pa)	1,53.10 <sup>6</sup>	1,86.10 <sup>6</sup>	1,525.10 <sup>6</sup>



Paramètre à connaître	Fuel oil n°2	Brut léger	Brut lourd
Masse volumique de la phase liquide à 288°K (kg/m <sup>3</sup> )	990	802	905
Masse volumique de la phase gaz à 300°K (kg/m <sup>3</sup> )	11,65	6,686	9,7
Chaleur latente de vaporisation à température d'ébullition (J/kg)	8,6.10 <sup>5</sup>	2,92.10 <sup>5</sup>	3,384.10 <sup>5</sup>
Chaleur de combustion (J/kg)	4,01.10 <sup>7</sup>	4,33.10 <sup>7</sup>	4,184.10 <sup>7</sup>
Limite supérieure d'inflammabilité (% volumique)	0,055	0,055	0,055
Viscosité à 393 K (cSt)	10	2	5,2

**Tableau 1 : propriétés de produits susceptibles de donner lieu à un boil-over**

Toutes les données listées dans le *tableau 1* sont nécessaires pour mettre en œuvre le modèle décrit ci-après.

## Modélisation

L'objet de la méthode de calcul qui suit est de déterminer les caractéristiques du boil-over et plus particulièrement, de la boule de feu engendrée par ce phénomène, ainsi que des effets thermiques associés.

Les projections de produit enflammé, qui peuvent former un feu de nappe à l'extérieur du bac, ne seront pas abordées.

### Méthode issue de la version de mars 2003 de l'Ω 13

Les principales étapes de la modélisation 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,
- caractérisation des effets du **rayonnement thermique** de la boule de feu sur une personne exposée et/ou l'environnement.

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

Il est clair que pour qu'un boil-over puisse se produire, il est nécessaire que la **vitesse de descente de l'onde de chaleur** - en d'autres termes d'épaississement de la zone chaude - **excède** la **vitesse de combustion** de l'hydrocarbure contenu dans le bac.

Dans le cas contraire, il n'y aurait plus d'hydrocarbure pour participer à une éventuelle boule de feu. C'est la première vérification à réaliser. Par la suite, la quantité de liquide mise en suspension va dépendre de la différence entre ces deux vitesses.

La **vitesse de combustion de l'hydrocarbure (v1)** est évaluée par une relation semi-empirique (*Burgess & al., 1961*) prenant notamment en compte la chaleur de combustion de l'hydrocarbure, sa chaleur de vaporisation et sa capacité calorifique :

## Le boil-over « classique »

### Note

Les numéros entre crochets [x] référencent les formules, auxquelles on fait appel plus loin dans le texte.

$$v_1 = 10^{-3} \frac{\left( \frac{\Delta H_c}{\rho_l(TM)} \right)}{TBUL \left( L_V + \int_{TSER} C_p(T).dT \right)} \quad [2]$$

exprimé en m/s, avec  $TM = (TSER \times TBUL)^{0,5}$  et où :

$\Delta H_c$  : chaleur de combustion de l'hydrocarbure (J/kg),

$\rho_l(TM)$  : masse volumique de l'hydrocarbure à température TM (kg/m<sup>3</sup>),

$L_V$  : 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).

La **vitesse de propagation de l'onde de chaleur (v2)** est quant à elle estimée en calculant le rapport entre la hauteur d'hydrocarbure liquide HLIQ contenue dans le bac au moment où l'incendie se déclare et le temps  $t_{BO}$  de déclenchement du boil-over à partir du même moment tel que :

$$v_2 = \frac{HLIQ}{t_{BO}} \quad [3]$$

exprimé en m/s, où :

$HLIQ$  : hauteur d'hydrocarbure liquide contenu dans le bac au moment où l'incendie se déclare (m),

$t_{BO}$  : temps de déclenchement du boil-over à partir du moment où l'incendie se déclare (s).

Le **temps de déclenchement du boil-over  $t_{BO}$**  est estimé à partir du transfert d'énergie nécessaire à la quantité d'hydrocarbure pour ensuite vaporiser l'eau. En effet, le boil-over se produit lorsque l'onde de chaleur atteint le fond d'eau, en d'autres termes, lorsque la totalité de la quantité d'hydrocarbure contenue au-dessus du fond d'eau aura été portée de la température  $TSER$  de service du bac à la température de l'onde de chaleur  $TWAV$ .

Il est ainsi défini une expression simple du temps de déclenchement du boil-over ne tenant compte ni de l'évolution de la hauteur du liquide ni de celle de la température de l'onde de chaleur (expression majorante) :

$$t_{BO} = \frac{\rho_l(TSER) C_p(TSER) (TWAV - TSER) HLIQ}{\Phi} \quad [4]$$

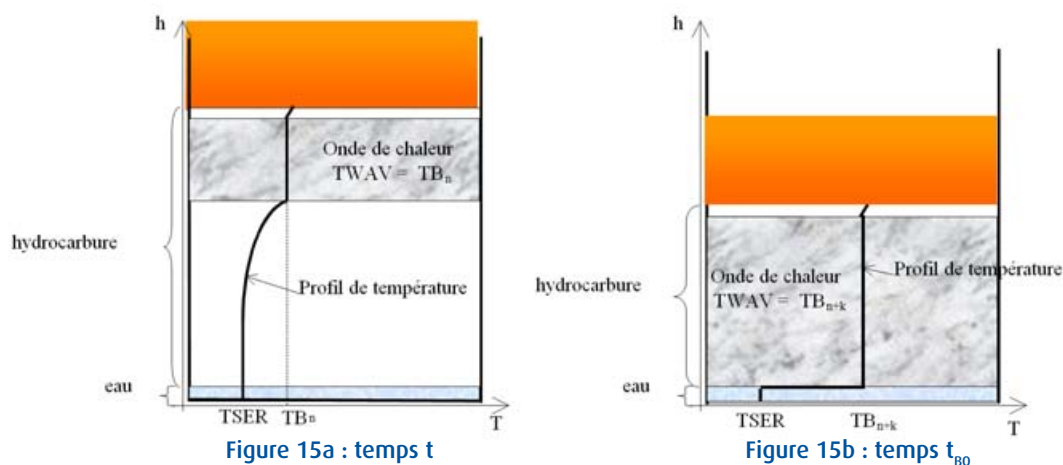
exprimé en s, où :

$\rho_l(TSER)$  : masse volumique de l'hydrocarbure à température  $TSER$  (kg/m<sup>3</sup>),

$C_p(TSER)$  : capacité calorifique à température  $TSER$  (J/kg K),

$\Phi$  : fraction du flux radiatif de la flamme dans le feu de bac, qui réchauffe le contenu du bac depuis la couche supérieure jusqu'au fond, prise égale à 60 kW/m<sup>2</sup>.

Pour calculer la température de l'onde de chaleur TWAV au moment où le boil-over se produit, la démarche adoptée consiste à considérer la **courbe de distillation** de l'hydrocarbure considéré et à remarquer que ne participent à la boule de feu que les fractions dont la température d'ébullition est égale ou supérieure à la température TWAV de l'onde de chaleur.

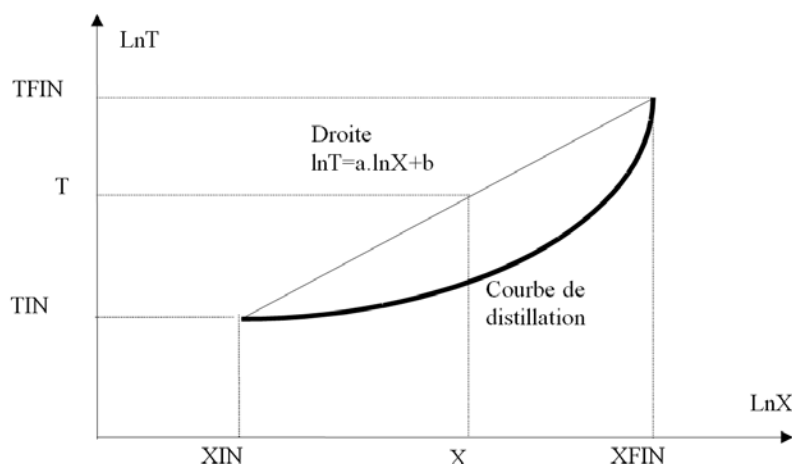


**Figure 15 : propagation de l'onde de chaleur**

En se référant à la *figure 15* et en retenant la démarche développée notamment par *Broeckmann (1992)*, à l'instant  $t$ , la température de l'onde de chaleur TWAV correspond approximativement (à  $\varepsilon$  près) à la température d'ébullition de la fraction d'indice  $n$  (*figure 15a*). Cette légère différence  $\varepsilon$  est liée à la pellicule d'interface 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  $TWAV(t_{BO}) = TB_{n+k} - \varepsilon$  (*figure 15b*). Dans ce qui suit, et de façon conservatrice, la différence  $\varepsilon$  sera négligée.

Ensuite, il convient de **caractériser la courbe de distillation** de l'hydrocarbure impliqué. Cette courbe représente le pourcentage volumique cumulé d'hydrocarbures distillés en fonction de la température, lorsque celle-ci se trouve dans une plage comprise entre une température d'ébullition dite initiale  $T_{IN}$  (température d'ébullition la plus basse) et une température d'ébullition dite finale  $T_{FIN}$  (température d'ébullition la plus haute). En général, ces deux températures  $T_{IN}$  et  $T_{FIN}$  bornant la plage de températures d'ébullition correspondent respectivement à des fractions volumiques du produit distillé  $X_{IN} = 15\%$  et  $X_{FIN} = 85\%$  (*figure 16*).



**Figure 16 : Courbe de distillation d'hydrocarbure - Approximation par une droite**

## Le boil-over « classique »

Par souci de simplification, et en restant majorant, le parti est pris d'assimiler ces courbes à des droites en coordonnées logarithmiques. Dans la mesure où ne participeront à la boule de feu que les fractions dont la température d'ébullition est supérieure ou égale à TWAV, l'approche est prudente en ce sens qu'elle conduit à majorer la masse participant à la boule de feu.

En effet, la *figure 16* montre que pour une même température TWAV la proportion de volume déjà vaporisé est moindre et qu'en conséquence la masse participant à la boule de feu est alors supérieure.

Ainsi, en coordonnées logarithmiques, l'équation de la courbe de distillation est du type :  $\ln T = a \ln X + b$  où : [5]

T : température du produit (K),

X : fraction de produit vaporisé à cette température (%).

C'est ainsi qu'au moment où le boil-over se produit, la relation entre la température de l'onde de chaleur à l'interface hydrocarbure/fond d'eau TWAV et la fraction d'hydrocarbure vaporisée à ce moment,  $X_{BO}$  sera la suivante:

$$\ln TWAV = a \ln X_{BO} + b \quad [6]$$

Or, au moment où le boil-over se produit (à  $t_{BO}$ ), la **fraction d'hydrocarbure vaporisée**  $X_{BO}$  n'est autre que celle qui a été déjà consommée à la vitesse de combustion  $v_1$ , ramenée à la quantité totale de produit présente dans le bac au moment où l'incendie se déclare. Ceci se traduit par la formule suivante :

$$X_{BO} = \frac{v_1 \cdot t_{BO}}{HLiq} + XIN \quad [7]$$

C'est ainsi qu'en définitive TWAV s'exprime en fonction de  $t_{BO}$ . En combinant les équations [4],[6] et [7], on obtient un système d'équations qui permet de calculer  $t_{BO}$  et TWAV. Il convient donc d'effectuer un calcul itératif permettant de déterminer des valeurs de TWAV et  $t_{BO}$  vérifiant simultanément ces deux équations.

Le temps nécessaire avant le déclenchement du boil-over permet d'estimer la masse susceptible de participer à la boule de feu.

Il convient de raisonner sur la **masse restant dans le bac** au moment où le boil-over se produit, c'est-à-dire la masse d'hydrocarbures présente dans le bac au moment où l'incendie se déclare diminuée de la quantité d'hydrocarbure ayant brûlé avant que le boil-over ne se produise.

Puis, il faut estimer la **masse de vapeur d'hydrocarbure participant au phénomène** de boule de feu. Dans une approche prudente et simplificatrice, il est considéré que la quantité d'hydrocarbure restant dans le bac au moment du boil-over se retrouve en totalité dans la boule de feu sous forme vapeur. Ceci revient à supposer qu'il n'y a aucune retombée fluide au sol, même si ces projections fluides existent dans la réalité du phénomène (voir « Conséquences de l'effet piston » plus haut dans ce chapitre).

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 pris égal à **150 kW/m<sup>2</sup>**. 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 kW/m<sup>2</sup> (Broeckmann, 1992).

A partir de ce pouvoir émissif de boule de feu, la **température de flamme** TFLA peut s'écrire sous la forme suivante :

$$TFLA = \left( \frac{\phi_0 + \varepsilon \cdot \sigma \cdot TAMB^4}{\varepsilon \cdot \sigma} \right)^{1/4} \quad [9]$$

exprimée en K, où :

$\varepsilon$  : coefficient d'émission ( $\varepsilon = 0,6$  pour les flammes de gaz),  
 $\sigma$  : constante de BOLTZMANN, soit  $5,677 \cdot 10^{-8}$  (W/m<sup>2</sup>.K<sup>4</sup>),  
 TAMB : température ambiante (K).

En prenant une valeur de l'émissivité  $\varepsilon$  de la flamme égale à 0,6, l'équation [8] 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 m<sup>3</sup> de mélange hydrocarbure-air, se retrouve une **masse de vapeur d'hydrocarbure** égale à :

$$\rho_g(TFLA) LSI \quad [10]$$

exprimée en kg, où :

$\rho_g(TFLA)$  = masse volumique des vapeurs d'hydrocarbure présent à TFLA, en kg/m<sup>3</sup>,  
 LSI : Limite Supérieure d'Inflammabilité (% vol.).

Par conséquent, la **concentration C en hydrocarbure** présent dans la boule de feu s'exprime :

### Note

L'intensité du rayonnement est moindre par rapport aux valeurs (200 à 300 kW/m<sup>2</sup>) considérées ordinairement pour un BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion), car dans les cas des hydrocarbures liquides, la boule de feu est confinée dans un environnement de fumées noires.

Pour plus de détails sur le BLEVE, voir le document INERIS Ω 5.



## Le boil-over « classique »

$$C = \rho_g(TFLA) LSI \quad [11]$$

en kg d'hydrocarbure/m<sup>3</sup> de mélange hydrocarbure-air

En considérant de façon majorante la masse totale de vapeur d'hydrocarbure générée sans tenir compte de la fraction brûlée, le **volume**  $V_{FB}$  de la boule de feu se définit alors comme suit :

$$V_{FB} = \frac{MVAP}{C} \quad [12]$$

en m<sup>3</sup>

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

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

en m

La **durée de vie** de la boule de feu  $t_{FB}$  (en s) est estimée par la formule empirique de HIGH (Bagster, 1989), à savoir :

$$t_{FB} = 0,295 (MVAP)^{0,32} \quad [14]$$

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

$$\bar{t} = \frac{t_{FB} TFLA^{10/3}}{MVAP^{1/3} 10^{10}} \quad [15]$$

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

### 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 dépendent de l'intensité des radiations ainsi que de la durée d'exposition de ces radiations. L'INERIS retient les seuils de la circulaire du 29 septembre 2005 soit :

- 1 800 (kW/m<sup>2</sup>)<sup>4/3</sup> .s pour les **effets létaux significatifs** (SELS),
- 1 000 (kW/m<sup>2</sup>)<sup>4/3</sup> .s pour les **effets létaux** (SEL),
- 600 (kW/m<sup>2</sup>)<sup>4/3</sup> .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,  $t_{FB}$  :

$$\phi_{Seuil}^{4/3} t_{FB} = seuil \quad [17]$$

en (kW/m<sup>2</sup>)<sup>4/3</sup> .s

### 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 :

$$\phi(X) = F_{view} \tau(x) \phi_0 \quad [18]$$

en kW/m<sup>2</sup>, 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 17* 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 :

$$F_{view} = \left( \frac{r_{FB}}{X} \right)^2 \quad [19]$$

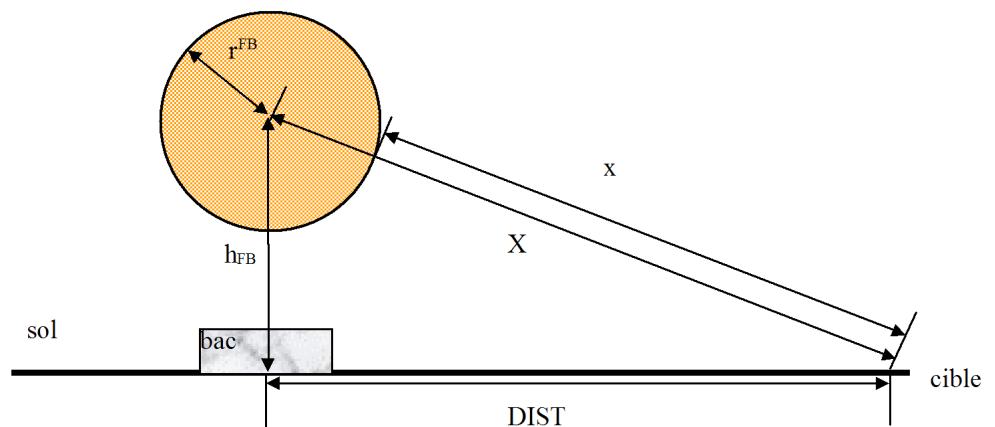
Pour tenir compte de l'**atténuation atmosphérique** du rayonnement dans le calcul du flux de chaleur, le facteur de transmissivité  $\tau(x)$  dépendant de la distance  $x$  entre l'enveloppe de la boule de feu et la cible  $x = X - r_{FB}$  peut être estimé à l'aide par exemple de la loi empirique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

$$\tau(x) = 2,02 (p_w x)^{-0,09} \quad [20]$$

avec  $p_w$  : pression partielle de vapeur d'eau dans l'air à humidité relative donnée (N/m<sup>2</sup>),

$x$  : Distance entre l'enveloppe de la flamme et la cible (m).

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



**Figure 17 : Placement schématique des notations relatives à la boule de feu**

## Le boil-over « classique »

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 :

$$\phi_{seuil} = \phi(X_{seuil}) = \left( \frac{r_{FB}}{X_{seuil}} \right)^2 \tau(x_{seuil}) \phi_0 \quad [21]$$

en kW/m<sup>2</sup>

Etant donné que  $\tau(x)$  est implicitement fonction de la distance  $X$  du centre de la boule de feu et que la distance  $X$  s'explique elle-même en fonction du facteur de transmissivité  $\tau(x)$ , la détermination des distances d'effets  $X_{seuil}$  passe automatiquement par un calcul itératif.

De là, il ne reste plus qu'à déterminer les distances d'effets thermiques au sol  $DIST_{seuil}$  définies entre le centre du bac et la cible :

$$DIST_{seuil} = \sqrt{X_{seuil}^2 - h_{FB}^2} \quad [22]$$

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

Pour éviter de recoder l'ensemble des équations décrites précédemment, nous présentons par la suite des corrélations simples établies sur la base des résultats fournis par les équations précédemment présentées. Elles permettent d'obtenir les distances d'effet pour les **3 produits les plus répandus** susceptibles de donner lieu à un **boil-over classique** : le brut lourd, le brut léger et le Fuel oil n°2.

Les corrélations pour déterminer les distances d'effets en fonction de la masse de produit stocké peuvent s'écrire d'une façon générale comme suit :

$$DIST_{Seuil} = A_{Seuil} MLIQ^{B_{Seuil}} \quad [23]$$

où :  $DIST_{Seuil}$  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 2* :

Produit stocké	Constantes associées à $DIST_{SELS}$		Constantes associées à $DIST_{SEL}$		Constantes associées à $DIST_{SEI}$	
	$A_{SELS}$	$B_{SELS}$	$A_{SEL}$	$B_{SEL}$	$A_{SEI}$	$B_{SEI}$
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

Tableau 2 : couples de constantes  $(A_{Seuil}, B_{Seuil})$  suivant le produit stocké

L'INERIS propose l'utilisation de ces trois relations obtenues pour les produits identifiés au *tableau 2* lorsque le lecteur ne dispose pas de la version intégrale de l'outil.

Pour tous les autres produits susceptibles de donner lieu à un boil-over classique, le modèle présenté précédemment peut être utilisé si les **propriétés physico-chimiques** du produit sont connues.

## Les limites du modèle

Les limites du modèle concernent :

- d'une part la détermination des **caractéristiques de l'onde de chaleur** et plus particulièrement son mécanisme de formation ainsi que les produits qui la composent. En effet, l'onde de chaleur a été clairement identifiée mais aucune donnée n'existe quant à la composition exacte de cette onde de chaleur.
- d'autre part le **mode de mise en suspension du liquide** (fractionnement du liquide) et sa combustion lors de cette phase (flamme de diffusion en périphérie et ascension progressive de la boule de feu sous l'effet de la poussée d'Archimède qui n'est pas prise en compte)
- la détermination de la **quantité de produit qui retombe au sol** : produit mis en suspension mais dont la taille caractéristique est trop importante pour qu'elle arrive à brûler avant de retomber au sol. Actuellement, toute la matière est supposée participée à la formation de la boule de feu.
- la détermination de la **partie qui déborde et qui n'est pas mise en suspension**. Il est admis également qu'une partie du liquide peut déborder sans se fractionner et donc sans participer à la formation de la boule de feu.

Tous ces points contribuent à approcher par excès les distances d'effet calculés.

## Conclusions concernant le boil-over classique

Le boil-over est un phénomène qui a été peu observé lors des 2 dernières décennies. Pour mémoire, les principaux cas recensés dans la version précédente (version de mars 2003) de l' $\Omega$  13 sont antérieurs à cette période :

- Yokkaichi (Japon), 15 octobre 1955 (cas n° 6051) ;
- Tocoa (Venezuela), 19 décembre 1982 (cas n° 6052) ;
- Milford Haven (Royaume-Uni), 30 août 1983 (cas n° 6077) ;
- Thessalonique (Grèce), 24 février 1986 (cas n° 6076) ;

Toutefois, l'**ampleur de ses effets** (boule de feu de plusieurs centaines de mètres) fait qu'il est nécessaire de le prendre en compte notamment dans le cadre de la **maîtrise de l'urbanisation**.

Les modèles existants décrits dans ce chapitre permettent d'obtenir une estimation de ces effets de façon conservatoire.

### Note

Les numéros d'accidents mentionnés ci-contre (cas N° XXXX) sont les numéros d'identification de ces accidents dans la base de données ARIA - Enseignements tirés des accidents technologiques

([www.aria.developpement-durable.gouv.fr](http://www.aria.developpement-durable.gouv.fr))

# Le boil-over en couche mince

## Le phénomène

Voici les différentes étapes conduisant à un boil-over en couche mince

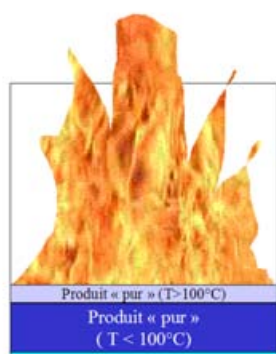
### Note

l'**ampleur** de ce phénomène va dépendre :

- de la **viscosité du produit**. Si le produit est peu visqueux, l'effet piston sera plus faible car la vapeur d'eau va fragmenter la couche d'hydrocarbures liquide. Il se peut même qu'il n'y ait pas d'effet piston si la viscosité du produit est trop faible.
- De l'**épaisseur de la couche** d'hydrocarbures liquide dont la température est supérieure à 100°C (dépend des propriétés intrinsèques de l'hydrocarbure).



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.

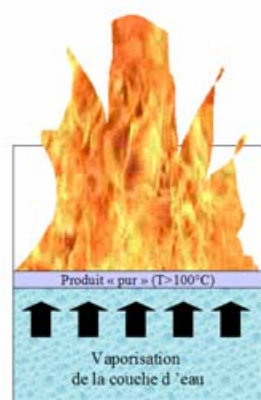


En raison du **rayonnement** des flammes sur la surface du liquide, le liquide subit une augmentation locale de température sans modification de composition. Il n'y a pas de formation d'onde de chaleur. La **zone chaude** ( $T > 100^\circ\text{C}$ ) peu épaisse progresse vers le fond du bac à mesure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



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

Le contact entre le combustible chauffé à plus de 100°C 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 zone de combustion vive.

Figure 18 : représentation schématique des différentes phases d'un boil-over en couche mince

## Phénomènes à quantifier

Le modèle proposé par la suite est basé sur des calculs successifs qui permettent de caractériser le phénomène à différents instants caractéristiques (voir chapitre « le phénomène »), qui sont :

- Phase de **combustion « classique » du liquide inflammable** qui 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 ré-alimenter les flammes et également à **préchauffer** le liquide sur quelques centimètres.

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 du diamètre du bac. A l'issue de cette phase, la grandeur importante est l'**épaisseur de liquide inflammable** dont la température est **supérieure à 100°C**.

- Deuxième phase, qui survient lorsque la couche de liquide dont la température est supérieure à 100°C **arrive au contact de l'eau** 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 de l'eau.

Les grandeurs de sortie de cette phase sont la vitesse d'éjection du liquide, cette dernière dépendant de la quantité d'eau présente en fond de bac – cette valeur a été fixée à 0,01 m, elle constitue un ordre de grandeur de la quantité d'eau susceptible d'être présente dans un bac d'hydrocarbure en exploitation normale – ainsi que la composition du mélange (eau en phase vapeur, combustible en phase vapeur et liquide).

- Phase de **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 mise en suspension du liquide, 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. Par la suite, un bilan thermodynamique est effectué en 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.

- Évaluation des conséquences en terme de **flux thermiques sur l'environnement**. Compte tenu de la durée du phénomène (moins d'une minute), un calcul de dose thermique est réalisé.

## Modélisation

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

Pour déterminer la quantité de produit susceptible d'être mise en suspension, ce qui correspond en fait à la quantité de liquide dont la température est supérieure à 100°C, la relation proposée par *Broeckmann* (92) a été retenue :

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

### Note

Les principales hypothèses de chacune de ces phases sont précisées dans les paragraphes suivants afin de mieux comprendre comment a été construit le modèle.

Les calculs plus détaillés ne sont pas fournis pour faciliter la lecture du document.



# Le boil-over couche mince

## Remarque

Contrairement au boil-over classique dont l'amplitude décroît avec une réduction du niveau initial de liquide, l'amplitude du boil-over en couche mince est indépendante de ce paramètre, seule la quantité de produit ayant atteint une température supérieure à 100°C est concernée.

## Note

Dans les calculs qui suivent, l'épaisseur d'eau dans le fond du bac est conventionnellement fixée à un centimètre.

Cette valeur a été retenue par le GT sur la base de discussions avec les industriels présents.

Cette relation permet de déterminer la profondeur à laquelle une température de 100°C est observée et elle fait intervenir les données physiques suivantes :

- **données thermophysiques** du produit : masse volumique  $\rho$  (échanges conductifs), coefficient d'absorption du rayonnement  $k$  (échanges radiatifs avec la flamme), diffusivité thermique modifiée  $\alpha$  (échanges conductifs),
- **flux radiatif** reçu par le produit  $q_r$  (échange radiatif et prise en compte du diamètre du bac par l'intermédiaire de la relation proposée par *Mudan et Croce (86)*),
- **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

Pour estimer le temps de déclenchement du phénomène, il suffit de connaître la hauteur de liquide au moment où l'incendie a débuté. En effet, il ne se passe rien d'autre qu'un feu de bac tant qu'il y a une hauteur de liquide supérieure à quelques centimètres. De fait, le temps de déclenchement peut alors être obtenu à partir de la **hauteur initiale de liquide**, l'**épaisseur mise en suspension** et la **vitesse de régression** spécifique au produit avec de la relation suivante :

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

## 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.

$$V_{\text{eject}} = \left[ \frac{2 \times P_{\text{inter\_eau\_HC}} \times H_{\text{eau}}}{\rho \times H_{\text{HC}}} \right]^{0,5}$$

## 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.

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

## Caractéristiques géométriques du volume de flamme

### Entraînement d'air

La relation retenue pour estimer l'entraînement d'air est basée sur une de celles utilisées pour les jets. En effet, la projection de liquide peut être assimilée en première approximation à un **jet diphasique** composé d'un mélange d'eau et d'hydrocarbures, d'une durée 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.

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

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

Pour estimer ensuite la géométrie des flammes, il est supposé que la combustion des hydrocarbures présents dans le mélange est pilotée par la **disponibilité de comburant** dans le mélange, en l'occurrence de l'oxygène de l'air. En effet, au niveau du haut du bac, le mélange considéré ne peut s'enflammer faute d'air. Le jet est donc discrétisé et le débit d'air entraîné est calculé sur chaque intervalle pour déterminer la nouvelle composition du mélange en eau, air, gaz brûlés, hydrocarbure en phase liquide et gazeuse (voir figure 19).

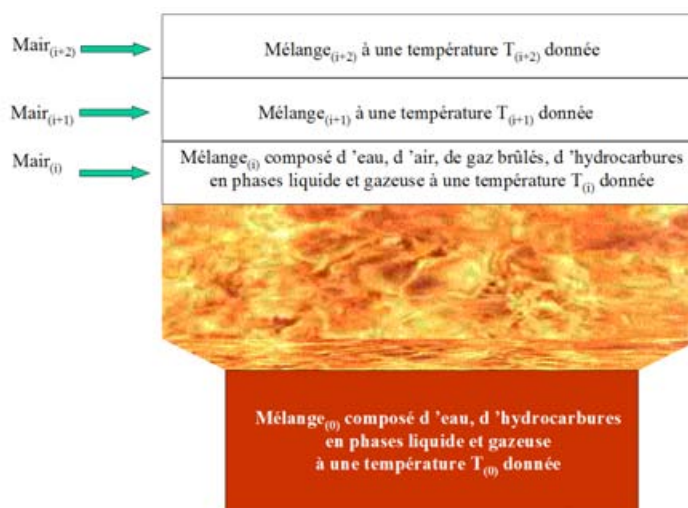


Figure 19 : principe de calcul de la combustion du jet

Concernant la combustion, elle est supposée se dérouler dans les **conditions stœchiométriques** et seul le combustible en phase gazeuse est supposé brûler. Par la suite, l'énergie dégagée par la combustion est supposée contribuer d'une part, à la **montée en température** du mélange et d'autre part, à la **vaporisation de l'hydrocarbure** qui est encore en phase liquide (sous forme de gouttelettes). Le rendement global de la combustion est pris égal à 40 %.

### Volume et géométrie des flammes

Pour estimer le volume des flammes qui va émettre un rayonnement, l'hypothèse a été faite d'une **géométrie cylindrique** dont le diamètre est pris égal à **1,2 fois le diamètre du bac**. Cette valeur constitue un compromis entre les cas où des boules de feu de petite taille et des cylindres ont été observés. A noter que, lorsque des boules de feu étaient observées à petite échelle, celles-ci ne constituaient pas la partie la plus rayonnante de la masse en combustion. Pour les plus grandes échelles, il est difficile de faire une estimation plus fine de la géométrie des flammes dans la mesure où ce phénomène n'a jamais été observé à grande échelle. La géométrie décrite précédemment a donc été retenue faute de mieux.

## Le boil-over couche mince

La **hauteur du cylindre de feu** est obtenue à partir du calcul de la composition effectuée à l'étape précédente. La hauteur du cylindre de flamme est estimée atteinte dès lors que la température du jet passe en dessous d'une température de 500°C. Il est à noter que dès que la combustion est terminée, la température au sein du jet décroît 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 utilisant de l'équation de Stefan-Boltzmann :

$$SEP = \sigma T_f^4$$

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 :

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

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.

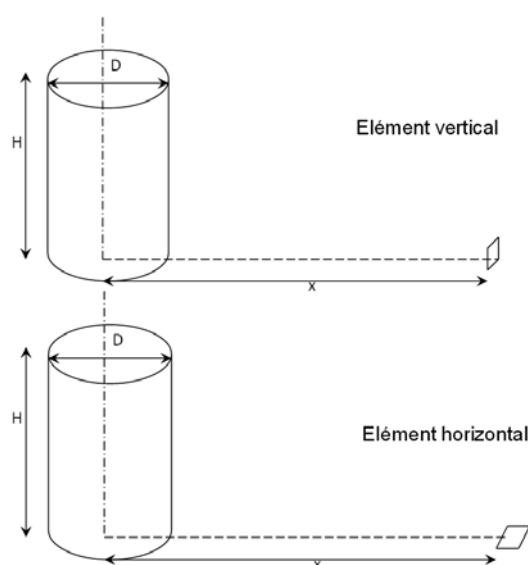


Figure 20 : position des cibles par rapport au cylindre de feu

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

#### □ Pour une cible verticale ( $F_v$ )

$$F_v = \frac{1}{\pi X} \operatorname{Arc tan} \left( \frac{L}{\sqrt{X^2 - 1}} \right) + \frac{L}{\pi} \left[ \frac{(A - 2X)}{X\sqrt{AB}} \operatorname{Arc tan} \sqrt{\frac{A(X-1)}{B(X+1)}} - \frac{1}{X} \operatorname{Arc tan} \sqrt{\frac{X-1}{X+1}} \right]$$

où :  $R = D/2$        $A = (X+1)^2 + L^2$   
 $L = H/R$        $B = (X-1)^2 + L^2$   
 $X = x/R$

#### □ Pour une cible horizontale ( $F_h$ )

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

où :  $R = D/2$        $A = (X+1)^2 + L^2$   
 $L = H/R$        $B = (X-1)^2 + L^2$   
 $X = x/R$

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

$$F_{\max} = \sqrt{F_h^2 + F_v^2}$$

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 ( $\Phi^{4/3} \cdot t = \text{dose thermique}$ ) 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<sup>2</sup>)<sup>4/3</sup>.s** pour les **effets létaux significatifs** (SELS),
- **1 000 (kW/m<sup>2</sup>)<sup>4/3</sup>.s** pour les **effets létaux** (SEL),
- **600 (kW/m<sup>2</sup>)<sup>4/3</sup>.s** pour les **effets irréversibles** (SEI).

## Comparaison modélisation/expérimentation

Le modèle a été comparé avec les résultats observés lors de plusieurs essais. La comparaison a d'abord porté sur le cas d'un bac de gazole de 30 cm de diamètre avec une hauteur résiduelle de 3 cm d'hydrocarbures en fond de bac au moment où il y a mise en suspension.

La *figure 21* présente l'évolution de la température et de la masse d'hydrocarbure dans la flamme le long de l'axe vertical calculée à l'aide du modèle présenté précédemment. Sur ce graphe, on constate une diminution progressive de la quantité d'hydrocarbures imbrulés de 1,4 kg au niveau de la sortie du bac à 0kg à 1,3 m d'altitude et en parallèle, une augmentation progressive de la température de 400 K à 1300 K.

Ces valeurs sont comparables aux observations effectuées lors des essais à petite échelle.

## Le boil-over couche mince

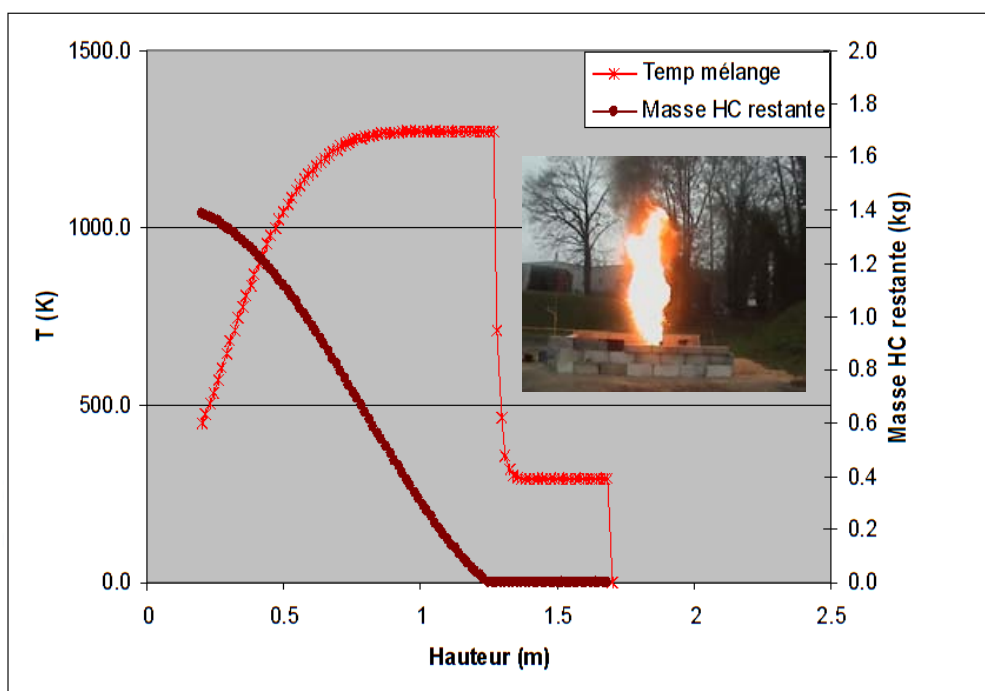


Figure 21 : évolution calculée de la température et de la masse d'hydrocarbure restante en fonction de l'altitude dans le bac

L'influence du diamètre du bac a été étudiée en considérant un bac de 60 cm de diamètre (double du cas précédent). Les résultats obtenus sont présentés sur la figure 22. Ils montrent que la hauteur du cylindre est de 2,4 m pour le diamètre de 60 cm contre 1,3 m pour le bac de 30 cm de diamètre.

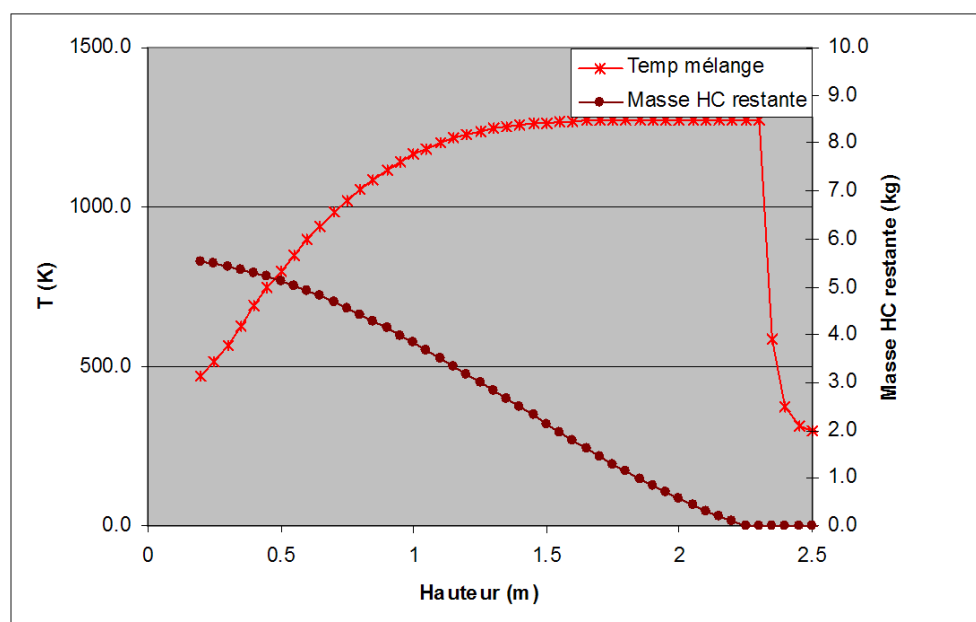


Figure 22 : évolution calculée de la température et de la masse d'hydrocarbure restante en fonction de l'altitude pour 3 cm d'hydrocarbure et un diamètre de bac de 60 cm

### Note

Il est à noter par ailleurs que la durée calculée du phénomène est comparable à celle observée de l'ordre de la seconde, confirmant ainsi que les vitesses d'éjection calculées sont réalistes.

Cet exemple de comparaison montre que l'outil donne des **ordres de grandeurs comparables** à ceux observés à petite échelle et que l'influence du diamètre est bien prise en compte.



## Limites du modèle

Le modèle a été exclusivement développé à partir de données recueillies à partir d'essais à petite échelle. Les résultats fournis doivent donc être considérés comme des ordres de grandeur probables (ils ont été obtenus à partir d'hypothèses majorantes). Il convient également d'être **prudent pour l'extrapolation de ces phénomènes à de plus grandes échelles**. En effet, les essais ont été réalisés dans des conditions favorables à leur occurrence (fond de bac très plat, absence d'obstacles en fond de bac - pas de toit flottant par exemple) alors que la plupart des bacs réels ont un fond concave ou convexe,...

Un outil a été développé sur la base du modèle présenté dans le présent chapitre. Le modèle n'est pas conçu pour des boil-over classiques, l'outil ne doit être utilisé **que pour les produits identifiés** dans l'outil (FOD, GO et JET-A1). Il est calé sur une hauteur d'eau de 1 cm en fond de bac.

Rapelons qu'à notre connaissance, aucun boil-over en couche mince de grande ampleur n'est survenu sur un site industriel à ce jour.

## Conclusions concernant le boil-over couche mince

Afin de mieux appréhender les effets d'un incendie de bac d'hydrocarbures contenant un fond d'eau, l'INERIS a réalisé une campagne expérimentale avec plusieurs hydrocarbures représentatifs de produits stockés dans des dépôts. Cette campagne expérimentale a permis de mettre en évidence que le phénomène résultant de la présence d'eau dépendait fortement des caractéristiques de l'hydrocarbure impliqué et plus particulièrement de sa propension à former une onde de chaleur lors de sa combustion. En effet, **l'onde de chaleur conditionne l'amplitude du phénomène éruptif** : plus elle est épaisse, plus la quantité de produit participant à la boule de feu sera importante.

Lors de cette campagne d'essais, **pour certains produits** testés (JET-A1, gazole, FOD), **aucune onde de chaleur n'a été observée** et de fait ces produits ne peuvent pas être le siège d'un boil-over classique. En revanche, à petite échelle, **des phénomènes éruptifs ont été observés** car la partie supérieure du liquide est chauffée par le rayonnement de la flamme à une température supérieure à la température d'ébullition de l'eau. Le contact entre l'hydrocarbure chauffé et l'eau conduit à la formation de ces phénomènes éruptifs.

La deuxième partie de cette étude a été consacrée au développement d'un modèle pour évaluer les conséquences en termes de radiations thermiques sur l'environnement. En effet, à ce jour, ce phénomène n'a fait l'objet que de peu d'études et en particulier sur l'aspect modélisation. De fait, une première version d'un outil de calcul des effets thermiques associés à un boil-over en couche mince a été développée, et confrontée aux résultats des essais à petite échelle. Les résultats fournis par ce modèle sont à considérer **comme des valeurs prudentes des distances d'effet**. Il convient d'être prudent dans l'extrapolation de ces phénomènes à de plus grandes échelles (voir « limites du modèle », ci dessus).

Au final, ces éléments, résultats expérimentaux et outils de calcul ont été utilisés dans le cadre de la réglementation (*circulaire du 23 juillet 2007*) dont les références sont rappelées ci-après.

## Conclusion générale et perspectives

En cas de feu de bac en présence d'un fond d'eau, 3 situations peuvent être observées en fin de combustion :

- le liquide n'est **pas assez visqueux** et **aucune projection n'est observée**. C'est le cas de l'essence par exemple. Aucun effet particulier en plus du feu de nappe n'est à redouter et aucune modélisation supplémentaire n'est à effectuer ;
- un **boil-over dit en « couche mince »** avec l'apparition d'un gradient thermique sur seulement quelques centimètres d'hydrocarbure qui sont susceptibles d'être mis en suspension. C'est ce qui a été observé avec le gazole, le FOD et le JET-A1 exclusivement pour l'instant. L'estimation des conséquences peut être effectuée à l'aide du modèle décrit au chapitre « boil-over couche mince » ;
- un **boil-over dit « classique »** est observé lorsque le produit est suffisamment visqueux et qu'il est susceptible de former une onde de chaleur à la suite de sa distillation en coupes légères et coupes lourdes. C'est ce qui peut être observé avec le brut léger par exemple. L'estimation des conséquences radiatives peut être réalisée à l'aide du modèle décrit au chapitre « boil-over classique ».

Pour connaître la propension d'un **autre liquide inflammable** à produire un boil-over classique ou un boil-over en couche mince ou aucun effet, il est nécessaire de procéder à une **étude spécifique**. Cette étude peut se limiter par exemple à la réalisation d'essais similaires à ceux réalisés par l'INERIS : essais à petite échelle pour voir s'il y a projection de liquide enflammé et mesure du gradient thermique pour rechercher l'existence d'une onde de chaleur.

Cette combinaison permet d'une part de s'assurer que le produit est **suffisamment visqueux** pour pouvoir être **projeté par la vaporisation de l'eau** présente en fond de bac et d'autre part de vérifier, **en cas de projections** de liquide, si celles-ci ont lieu en présence d'une **onde de chaleur ou non**.

## 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. BROECKMANN Bernd, SCHECKER H.G.  
*Heat transfer mechanisms and boilover in burning oil-water systems.* Journal of Loss Prevention in the Process Industries. Vol.8, n°3, pp. 137-147, 1995.
3. MUDAN, CROCE  
*Fire hazards calculations for large open hydrocarbon fires ;*  
SFPE Handbook of fire protection engineering, 1986
4. Circulaire DPPR/SEI2/AL-07-0257 du 23 juillet 2007 relative à l'évaluation des risques et des distances d'effets autour des dépôts de liquides inflammables et des dépôts de gaz inflammables liquéfiés  
<http://aida.ineris.fr/textes/circulaires/text4593.htm>

### Travaux de l'INERIS qui ont été utilisés pour rédiger les textes de la circulaire du 23 juillet 2007 mentionnée ci-dessus.

5. Les boil-over et autres phénomènes générant des boules de feu concernant les bacs des dépôts de liquides inflammables  
[http://aida.ineris.fr/textes/circulaires/images/text4593\\_01.pdf](http://aida.ineris.fr/textes/circulaires/images/text4593_01.pdf)
6. UVCE dans un dépôt de liquides inflammables : Mémo non technique
7. UVCE dans un dépôt de liquides inflammables : Note technique
8. Les boil-over et autres phénomènes générant des boules de feu concernant les bacs des dépôts de liquides inflammables : Mémo non technique
9. Annexe V - Feuille de calcul : boil-over en couche mince  
Outil téléchargeable à l'adresse suivante :  
[http://aida.ineris.fr/textes/circulaires/images/text4593\\_05.xls](http://aida.ineris.fr/textes/circulaires/images/text4593_05.xls)

Ce document comporte 36 pages, hors couverture et quatrième de couverture.

# INERIS

*maîtriser le risque |  
pour un développement durable*

Rédaction : Stéphane DUPLANTIER, INERIS - Direction des risques accidentels  
Parc Alata, BP2, 60550 VERNEUIL EN HALATTE - [www.ineris.fr](http://www.ineris.fr)

Mise en forme pédagogique, conception graphique et mise en page :  
Olivier PERON, INERIS formation, Parc Alata, BP2, 60550 VERNEUIL EN HALATTE