

# Contribution à l'Analyse Quantitative des Risques Industriels : Application à l'Industrie des Procédés

Ilyas Sellami

▶ **To cite this version:**

Ilyas Sellami. Contribution à l'Analyse Quantitative des Risques Industriels : Application à l'Industrie des Procédés. Autre. Université de Batna 2 - Mostefa Ben Boulaïd, 2019. Français. ⟨NNT : ⟩. ⟨tel-02357320⟩

**HAL Id: tel-02357320**

**https://theses.hal.science/tel-02357320v1**

Submitted on 9 Nov 2019

**HAL** is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



HAL Authorization

**UNIVERSITÉ DE BATNA - 2 - MOSTEFA BEN BOULAÏD**

Institut d'Hygiène et de Sécurité

Laboratoire de Recherche en Prévention Industrielle (LRPI)

# THÈSE

Présentée pour l'obtention du grade de

## DOCTEUR EN SCIENCES

En

Hygiène et Sécurité Industrielle

Option : Gestion des Risques

Par

**Ilyas Sellami**

---

# *Contribution à l'Analyse Quantitative des Risques Industriels : Application à l'Industrie des Procédés*

---

Soutenue publiquement le 16/04/2019 devant le jury composé de :

| | | | |
|---|---|---|---|
| **M. Mébarek Djebabra** | Professeur | Université de Batna 2, Algérie | Président |
| **M. Rachid Naït-Saïd** | Professeur | Université de Batna 2, Algérie | Rapporteur |
| **M^me^ Fatiha Zidani** | Professeure | Université de Batna 2, Algérie | Co-Rapporteur |
| **M. Belkacem Adouane** | Professeur | Université de Batna 1, Algérie | Examinateur |
| **M. Mourad Korichi** | Professeur | Université de Ouargla, Algérie | Examinateur |
| **M. Khaled Chetehouna** | Professeur | INSA Centre Val de Loire, France | Examinateur |
| **M. Charles de Izarra** | Professeur | INSA Centre Val de Loire, France | Invité |

# Dédicaces

*À mes chers parents et à toute la famille . . .*
*À tous ceux qui m'ont beaucoup donné . . .*
*À tous ceux qui me sont chers . . .*
*À mes enseignant(e)s . . .*
*À la mémoire de tous ceux qui m'ont quittés . . .*

***— Ilyas***

# Remerciements

*J'exprime tout d'abord ma gratitude et mes remerciements les plus sincères et les plus profonds à Dieu le tout puissant, qui m'a donné la force et la patience pour pouvoir accomplir ce travail à terme.*

Le travail présenté dans cette thèse a été effectué au Laboratoire de Recherche en Prévention Industrielle "LRPI" de l'Institut d'Hygiène et de Sécurité, Université de Batna 2, en collaboration avec le Laboratoire Pluridisciplinaire de Recherche en Ingénierie des Systèmes, Mécanique et Énergétique "PRISME" (UPRES EA 4229) de l'INSA Centre Val de Loire, Bourges (France).

Je vais commencer par mon encadreur Monsieur **Rachid NAÏT-SAÏD**, Professeur à l'Institut d'Hygiène et de Sécurité, qui m'a fourni une aide inestimable et sans lui cette thèse n'aurait jamais vu le jour, j'espère qu'il trouve ici l'expression de ma gratitude la plus distinguée.

Je tiens à exprimer ma plus profonde reconnaissance à mon co-encadreur Madame **Fatiha ZIDANI**, Professeure à l'Université de Batna 2. Son aide précieuse, ses encouragements et ses conseils judicieux m'ont été d'une très grande utilité pour mener à terme ce travail.

Je tiens également à remercier Monsieur **Mébarek DJEBABRA**, Professeur à l'Institut d'Hygiène et de Sécurité et Directeur du Laboratoire LRPI, pour l'honneur qu'il me fait en acceptant de présider le jury de cette thèse.

Je voudrais aussi témoigner ma gratitude à Monsieur **Khaled CHETEHOUNA**, Professeur à l'INSA Centre Val de Loire (France) et Directeur des Relations avec les Entreprises et les Collectivités, pour son accueil bienveillant, son aide, ses encouragements et sa grande disponibilité, tout en me faisant profiter de sa rigueur scientifique.

Je désire encore exprimer ma très vive reconnaissance à Monsieur **Mourad KORICHI**, Professeur à l'Université de Ouargla, de m'avoir aimablement aidé et soutenu afin d'accomplir mon stage de perfectionnement au niveau du Laboratoire PRISME et aussi pour avoir accepté d'examiner cette thèse.

Mes remerciements s'adressent également à Monsieur **Belkacem ADOUANE**, Professeur à l'Université de Batna 1, pour l'intérêt qu'il a manifesté à l'égard de mon travail et d'en être examinateur.

Je tiens tout particulièrement à remercier Monsieur **Charles de IZARRA**, Professeur à l'INSA Centre Val de Loire, Bourges (France), pour son aide précieuse, ses conseils judicieux, ses qualités scientifiques et humaines et aussi pour avoir accepté de juger ce travail. Qu'il trouve ici l'expression de ma gratitude et de ma reconnaissance.

Je prends aussi un réel plaisir à remercier chaleureusement Monsieur **Brady Axel MANESCAU**, Docteur à l'INSA Centre Val de Loire, Bourges (France), pour sa gentillesse, sa patience, sa collaboration, ses compétences et sa disponibilité pendant mon stage de perfectionnement.

Je voudrais, en particulier, exprimer ma reconnaissance à Madame **Noura CHAOUCH**, Maitre de Conférences "A" à l'Université de Ouargla, pour son aide, son soutien permanent et ses encouragements incessants.

Je voudrais aussi témoigner ma gratitude à tous les membres de l'équipe de sûreté de fonctionnement du laboratoire LRPI et tout particulièrement à M. **Rachid SAL**, M$^{me}$ **Nouara OUAZRAOUI**, M. **Mouloud BOURARECHE**, M. **Samir SEKIOU** et M. **Hafed TOUAHAR**, pour leur aide, leur soutien et leurs encouragements qui m'ont motivé pour réaliser cette thèse.

Tous mes hommages vont également à l'ensemble des professeurs de l'Université de Batna, qui m'ont fourni les outils nécessaires à la réussite de mes études universitaires.

Je désire aussi remercier tous mes amis et collègues de l'Université de Ouargla et de l'Université de Batna, qui m'ont apporté leur soutien moral et intellectuel tout au long de ce travail.

Enfin, il m'a été très difficile d'écrire cette page par souci d'oublier les nombreuses personnes qu'il me faut citer pour leur aide, leur accueil, leur soutien... Qu'elles soient toutes assurées de ma plus profonde reconnaissance même si leurs noms n'y figurent pas.

# Résumés

## Contribution à l'Analyse Quantitative des Risques Industriels : Application à l'Industrie des Procédés

**Résumé —** Avec la croissance technologique rapide des installations industrielles existantes et émergentes, il est devenu nécessaire de renforcer la sécurité de ces installations. Plusieurs méthodes d'analyse des risques (qualitatives et semi-quantitatives) ont été développées au cours des dernières décennies, telles que l'analyse des couches de protection (Layers Of Protection Analysis : LOPA), la matrice de risque, le graphe de risque, etc. Cependant, ces méthodes s'avèrent souvent insuffisantes ou contestables pour une prise de décision vis-à-vis des scénarios d'accidents inacceptables. Pour ce, et dans de telles situations, les analystes des risques se réfèrent souvent à l'analyse quantitative des risques (Quantitative Risk Analysis : QRA) qui repose sur la compréhension et la quantification des caractéristiques des phénomènes accidentels. La QRA remonte à plusieurs décennies et elle été initialement utilisée dans l'industrie nucléaire, puis s'est généralisée à d'autres secteurs, principalement à l'industrie des procédés. Cependant, il s'avère que son application à cette dernière n'est pas toujours évidente, vu la diversité des procédés, des matières dangereuses et des équipements employés. En effet, cette complexité exige une amélioration continue et une optimisation des approches et techniques relatives à une QRA. Les travaux de recherche développés dans le cadre de cette thèse ont un double but : d'une part ils répondent à des questions d'ordre méthodologique par l'intégration des modèles issus de la physique analytique et numérique dans une QRA et d'autre part, ils s'intéressent aux aspects analytiques et numériques de cette intégration afin de surmonter certaines limites des approches empiriques et semi-empiriques. Le premier modèle de Sedov-Taylor proposé permet d'estimer les effets d'une onde de choc générée par une forte explosion telle que le BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion) en décrivant ses grandeurs caractéristiques (rayon, vitesse et surpression). Avec l'émergence de la mécanique des fluides numérique (Computational Fluid Dynamics : CFD) qui consiste à étudier les mouvements d'un fluide par la résolution numérique des équations gouvernantes, il s'avère qu'il serait très intéressant de proposer une approche numérique permettant d'étudier les conséquences du BLEVE, en l'occurrence les effets thermiques, par un code CFD avec une mise en équations analytique de ce type d'effets.

**Mots-clés :** QRA, industrie des procédés, BLEVE, modèle de Sedov-Taylor, CFD.

## مساهمة في التحليل الكمي للمخاطر الصناعية : تطبيق على صناعة الطرائق

**ملخص ــ** مع التقدم التكنولوجي السريع للنظم والمنشآت الصناعية القائمة والناشئة، أصبح من الضروري تعزيز أمن وسلامة هذه المنشآت. من أجل ذلك، تم تطوير العديد من طرق وأساليب تحليل المخاطر (النوعية وشبه الكمية) في العقود الأخيرة، مثل مصفوفة المخاطر (Risk Matrix)، تقنية تحليل طبقات الحماية (Layers Of Protection Analysis: LOPA) والرسم البياني للمخاطرة (Risk Graph). لكن هذه الطرق غالباً ما تكون محل شك أو غير كافية لاتخاذ القرارات الحاسمة بشأن سيناريوهات الحوادث الخطيرة غير المقبولة. لذلك، وفي مثل هذه الحالات، غالبًا ما يلجأ محللو المخاطر إلى تقنية التحليل الكمي للمخاطر (Quantitative Risk Analysis: QRA)، والتي تعتمد أساسا على فهم وقياس خصائص الظواهر العرضية الخطيرة. يعود تاريخ استخدام تقنية الـ QRA إلى عدة عقود، حيث بدأ استعمالها في الصناعة النووية، ثم انتشرت تطبيقاها في قطاعات أخرى، خاصة في صناعة الطرائق. لكن اتضح فيما بعد أن تطبيقها على هذه الأخيرة ليس واضحًا دائمًا، نظراً لتنوع وتعقيد الأساليب والمواد الكيميائية والمعدات الخطرة المستخدمة في هذه الصناعة، مما يتطلب التحسين المستمر في الأدوات والنماذج المستعملة في التحليل الكمي للمخاطر. ولذا فإن العمل البحثي المنجز من خلال هذه الأطروحة يندرج في هذا السياق ويهدف إلى الإجابة على الأسئلة المنهجية المتعلقة بدمج نماذج من الفيزياء التحليلية والعددية في تقنية الـ QRA من ناحية، ومن ناحية أخرى، فإنه يرمي إلى دراسة الجوانب التحليلية والعددية لهذا الادماج من أجل التغلب على بعض النقائص والقيود في المقاربات التجريبية وشبه التجريبية. يتيح نموذج Sedov-Taylor المقترح تقدير آثار موجة الصدمة الناتجة عن انفجار قوي مثل انفجار الأوعية المحتوية على الغازات المسالة (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion: BLEVE) عن طريق وصف الكميات المميزة لها (مسافة التأثير، السرعة والضغط الزائد). ومع تطور ديناميكيات الموائع الحسابية (Computational Fluid Dynamics: CFD) التي تعنى بدراسة ميكانيكا سريان الموائع الغازية والسائلة عبر التحليل العددي للمعادلات الأساسية الحاكمة، يتبين أنه من المهم جدا اقتراح مقاربة تسمح بدراسة نتائج انفجار الـ BLEVE، لا سيما تأثيراته الحرارية، باستعمال برنامج CFD مع الأخذ بعين الاعتبار الجوانب والمعادلات التحليلية لهذا النوع من التأثير.

**كلمات دلالية :** التحليل الكمي للمخاطر (QRA)، صناعة الطرائق ، نموذج Sedov-Taylor، إنفجار BLEVE، ديناميكيات الموائع الحسابية (CFD).

## Contribution to the Quantitative Analysis of Industrial Risks : Application to the Process Industries

**Abstract —** With the rapid technological growth of existing and emerging industrial facilities, it has become necessary to improve the safety of these facilities. Several risk analysis methods (qualitative and semi-quantitative) have been developed in recent decades, such as LOPA (Layers Of Protection Analysis), risk matrix, risk graph, etc. However, these methods often prove to be insufficient or questionable for decision-making regarding unacceptable accident scenarios. In such situations, risk analysts often refer to Quantitative Risk Analysis (QRA), which is based on understanding and quantifying the characteristics of accidental phenomena. QRA goes back several decades and was initially used in the nuclear industry, and then spread to other sectors, mainly to the process industry. However, it turns out that its application to the latter is not all the time obvious, due to the diversity of processes, hazardous materials and equipment used. Indeed, this complexity requires continuous improvement of QRA techniques. The present research work has a dual purpose : on the one hand, it answers methodological questions by integrating models from analytical and numerical physics into the QRA and, on the other hand, it focuses on the analytical and numerical aspects of this integration in order to overcome some limitations of empirical and semi-empirical approaches. The proposed Sedov-Taylor model makes it possible to estimate the blast wave effects generated by a strong explosion, such as BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion), by describing its characteristic quantities (radius, velocity and overpressure). With the emergence of Computational Fluid Dynamics (CFD), which consists in studying the fluid dynamics by the numerical resolution of the governing equations, it turns out that it would be very interesting to propose a numerical approach to study the BLEVE consequences, in particular the thermal effects, by using a CFD code taking into account the analytical aspects and equations of this type of effect.

**Keywords :** QRA, process industry, BLEVE, Sedov-Taylor model, CFD.

# Table des matières

**Dédicaces** i

**Remerciements** ii

**Résumés** iv

**Table des matières** vii

**Table des figures** x

**Liste des tableaux** xii

**Nomenclature et acronymes** xiv

**Introduction générale** 1

1 Problématique . . . 2
2 Objectifs de l'étude . . . 4
3 Structure de la thèse . . . 5

**1 État de l'art sur l'analyse quantitative des risques (QRA)** 7

1.1 Introduction . . . 8
1.2 Objectifs de l'analyse quantitative des risques . . . 8
1.3 Méthodologie d'analyse quantitative des risques . . . 9
1.3.1 Collecte des informations pertinentes . . . 10
1.3.2 Identification des scénarios d'accidents . . . 10
1.3.3 Estimation des fréquences des événements initiateurs . . . 11
1.3.4 Développement des arbres d'événements (AdE) . . . 12
1.3.5 Analyse des conséquences . . . 14
1.3.6 Analyse de vulnérabilité . . . 16
1.3.7 Estimation du risque individuel et sociétal . . . 19
1.4 Application de la QRA dans l'industrie des procédés . . . 24
1.5 Avantages de la méthode QRA . . . 25
1.6 Limites de la méthode QRA . . . 25
1.7 Conclusion . . . 26

**2 Évaluation quantitative de l'effet de surpression : vers un modèle analytique** **28**
2.1 Introduction . . . 29
2.2 Aperçu sur les travaux antérieurs . . . 30
2.3 Modélisation de la surpression générée par le BLEVE . . . 32
2.3.1 Aperçu sur le phénomène BLEVE . . . 32
2.3.2 Principes fondamentaux du modèle Sedov-Taylor . . . 38
2.3.3 Estimation de l'énergie d'explosion . . . 42
2.3.4 Modèle équivalent TNT . . . 43
2.4 Validation et discussion . . . 45
2.4.1 Expériences à grande échelle . . . 45
2.4.2 Expériences à moyenne échelle . . . 49
2.5 Conclusion . . . 53

**3 Modèles numériques (CFD) pour l'évaluation des effets thermiques d'un BLEVE** **55**
3.1 Introduction . . . 56
3.2 Aperçu sur les travaux antérieurs . . . 56
3.3 Modélisation de la boule de feu générée par le BLEVE . . . 58
3.3.1 Aperçu sur la modélisation à l'aide de l'approche empirique . . . 58
3.3.2 Modèles numériques . . . 61
3.4 Choix de modèles numériques à l'aide des expériences . . . 67
3.4.1 Source du feu et résolution du maillage . . . 69
3.4.2 Choix du modèle de turbulence . . . 73
3.4.3 Choix du modèle d'extinction . . . 74
3.4.4 Fraction radiative et libération du combustible . . . 76
3.4.5 Autres expériences à grande échelle . . . 79
3.5 Conclusion . . . 80

**4 Application et validation des modèles proposés : Résultats d'une étude de cas réel** **81**
4.1 Introduction . . . 82
4.2 Étude de cas . . . 82
4.2.1 Collecte des informations pertinentes . . . 82
4.2.2 Identification des scénarios dangereux . . . 87
4.2.3 Application de l'approche Sedov-Taylor . . . 87
4.2.4 Application de l'approche CFD . . . 93

4.3 Conclusion . . . . . 101

**Conclusion générale et perspectives** **102**

1 Travail réalisé . . . . . 103

2 Perspectives . . . . . 104

**Références bibliographiques** **106**

**A Modèles d'estimation de l'énergie d'explosion** **119**

1 Modèle d'énergie à volume constant : équation de Brode (1959) . . . . . 120

2 Modèle d'expansion isentropique : équation de Baker (1973) . . . . . 120

3 Modèle d'expansion isotherme (Kinney & Graham, 1985) . . . . . 120

4 Modèle de Prugh (1991) . . . . . 120

5 Modèle de disponibilité thermodynamique (Crowl, 1992) . . . . . 121

6 Modèle de Roberts (2000) . . . . . 121

7 Modèle de Planas-Cuchi et al. (2004) . . . . . 122

8 Modèle de TNO (2005) . . . . . 123

9 Modèle de Casal & Salla (2006) . . . . . 124

10 Modèle de Birk et al. (2007) . . . . . 125

11 Modèle de Genova et al. (2008) . . . . . 125

**B Travaux de recherche publiés** **126**

1 Sellami et al. (2018c) . . . . . 127

2 Sellami et al. (2018b) . . . . . 128

3 Sellami et al. (2018a) . . . . . 129

# Table des figures


1.1 Méthodologie de l'analyse quantitative des risques adaptée . . . . . 9
1.2 Paramètres nécessaires à la modélisation d'un scénario d'accidents . . . 10
1.3 Arbre typique des incidents potentiels générés par un rejet de produit chimique dangereux . . . . . 11
1.4 Schéma d'un arbre des événements . . . . . 12
1.5 Classification des événements indésirables . . . . . 14
1.6 Processus global d'analyse des conséquences . . . . . 15
1.7 Relation entre la variable probit et le pourcentage d'atteinte . . . . . 19
1.8 Exemple de contours d'iso-risque individuel . . . . . 21
1.9 Étapes de calcul des contours du risque individuel . . . . . 22
1.10 Exemple d'une courbe $F$-$N$ . . . . . 23

2.1 Grandeurs caractéristiques des effets d'un BLEVE . . . . . 29
2.2 Terminal PEMEX à Mexico City : avant et après l'accident . . . . . 33
2.3 Évolution de la boule de feu générée par le BLEVE survenu à Casselton en 2013 . . . . . 34
2.4 Étapes du développement d'un BLEVE d'un réservoir soumis à une agression thermique . . . . . 34
2.5 Température limite de surchauffe en fonction de la pression . . . . . 35
2.6 Organigramme du processus BLEVE . . . . . 37
2.7 Schéma d'une explosion de source ponctuelle . . . . . 39
2.8 Abaque TM5-1300 donnant les surpressions engendrées par l'explosion d'une masse de TNT . . . . . 44
2.9 Comparaison des prédictions de Sedov-Taylor et de l'équivalent TNT avec les expériences de British Gas . . . . . 47
2.10 Comparaison des prédictions de Sedov-Taylor et de l'équivalent TNT avec les expériences de Birk et al. . . . . 52

3.1 Géométrie de la boule de feu . . . . . 60
3.2 Influence de la résolution du maillage sur la hauteur du centre de la boule de feu et le flux de chaleur . . . . . 71
3.3 Simulation du champ de température de la boule de feu à l'aide d'une résolution de maillage de 1 m . . . . . 72

3.4 Simulation de la boule de feu à l'aide d'une résolution de maillage de 1 m 73
3.5 Influence des modèles de turbulence sur la hauteur de la boule de feu et le flux de chaleur . . . . . 74
3.6 Simulation de l'essai BAM à l'aide des modèles de turbulence . . . . . 75
3.7 Influence des modèles d'extinction sur la hauteur de la boule de feu et le flux de chaleur à l'aide du modèle de Deardorff . . . . . 76
3.8 Influence de la fraction radiative et de la vitesse de libération du combustible sur le flux de chaleur . . . . . 77

4.1 Schéma simplifié du procédé du module MPP3 . . . . . 83
4.2 Schéma de tuyauterie et d'instrumentation (P&ID) du ballon D108 . . . 85
4.3 Influence de la masse du combustible et de la pression de rupture sur la surpression . . . . . 89
4.4 Contours d'effets correspondant au seuil de surpression de 200 mbar à différentes pressions de rupture . . . . . 91
4.5 Influence de la masse du combustible et de la pression de rupture sur l'effet thermique . . . . . 92
4.6 Contours d'effets correspondant au seuil de dose thermique à différentes pressions de rupture . . . . . 93
4.7 Modélisation numérique du module MPP3 . . . . . 94
4.8 Évolution du HRR en fonction de la concentration d'oxygène obtenue à 150 m de hauteur . . . . . 95
4.9 Évolution du dioxyde de carbone et de la température en fonction de la concentration d'oxygène à différentes hauteurs . . . . . 96
4.10 Simulation des champs d'oxygène et de température de la boule de feu . 97
4.11 Comparaison entre l'estimation empirique et la prédiction du flux thermique 98
4.12 Simulation de la boule de feu à 2 s et 8 s . . . . . 99
4.13 Champ du rayonnement thermique dans le plan x-y à 1 s et 4 s . . . . . 100

A.1 Courbe équivalent TNT donnant la surpression en fonction de la distance réduite . . . . . 121
A.2 Surpression réduite en fonction de la distance réduite de Sach . . . . . 122
A.3 Courbe d'évaluation de la surpression dans le champ proche . . . . . 124

# Liste des tableaux


1.1 Fréquences d'occurrence pour des événements initiateurs . . . . . 13
1.2 Probabilité de défaillance pour différents types de barrières . . . . . 14
1.3 Seuils d'effets de surpression définis par la réglementation française . . 16
1.4 Seuils d'effets thermiques définis par la réglementation française . . . . 16
1.5 Corrélations probit pour différents types d'exposition . . . . . 18

2.1 Causes fréquentes des accidents BLEVE . . . . . 33
2.2 Dimensions des quantités principales . . . . . 40
2.3 Résumé des données des essais de British Gas . . . . . 45
2.4 Estimation de l'erreur relative moyenne des différents modèles pour les tests à grande échelle . . . . . 48
2.5 Estimation du coefficient de corrélation sur la base des essais à grande échelle . . . . . 49
2.6 Résumé des données des essais de Birk et al. . . . . 50
2.7 Estimation de l'erreur relative moyenne des différents modèles pour les tests à moyenne échelle . . . . . 51
2.8 Estimation du coefficient de corrélation sur la base des essais à moyenne échelle . . . . . 53

3.1 Modèles empiriques pour estimer le diamètre et la durée de la boule de feu 59
3.2 Différents modèles de turbulence . . . . . 68
3.3 Résultats de la sensibilité au maillage . . . . . 71
3.4 Résultats de la sensibilité des modèles de turbulence . . . . . 75
3.5 Résultats de la sensibilité des modèles d'extinction . . . . . 76
3.6 Résultats de la sensibilité de la fraction radiative . . . . . 77
3.7 Résultats de la sensibilité de la vitesse de libération du combustible . . . 78
3.8 Comparaison entre les résultats des prédictions et l'expérience BAM . . 78
3.9 Comparaison entre les résultats des prédictions et l'essai de British Gas n°3 . . . . . 79
3.10 Comparaison entre les résultats des prédictions et l'expérience JIVE . . 79

4.1 Caractéristiques techniques de l'accumulateur D108 . . . . . 84
4.2 Caractéristiques physico-chimiques du mélange GPL . . . . . 85

4.4 Recommandations relatives à la pression et à la température de rupture selon le guide TNO . . . . . 87
4.3 Résultats de la méthode HAZOP appliquée au ballon de reflux D108 . . . 88
4.5 Distances d'effets liées à la surpression et au rayonnement à une pression de rupture égale à $1,21 \times P_{PSV}$ . . . . . 90
4.6 Distances d'effets liées à la surpression et au rayonnement avec un réservoir rempli à 100% . . . . . 90
4.7 Comparaison entre les résultats numériques et empiriques . . . . . 95

# Nomenclature et acronymes

## Lettres romaines

| | | |
|---|---|---|
| $\dot{m}$ | Taux de perte de masse (débit massique) | [kg/s] |
| $\dot{m}_{O_2}$ | Taux de perte de masse de l'oxygène | [kg/s] |
| $\dot{Q}$ | Taux de dégagement de chaleur (puissance) | [kW] |
| $\dot{q}'''$ | Chaleur dégagée par la combustion rapportée à l'unité de volume | [kW/m$^3$] |
| $\dot{q}''_r$ | Flux de chaleur surfacique radiatif | [kW/m$^2$] |
| $\overline{R}$ | Distance réduite | [m/kg$^{1/3}$] |
| $a_s$ | Vitesse du son | [m/s] |
| $c$ | Coefficient constant de Vreman | [–] |
| $C^*$ | Facteur de correction | [–] |
| $C_d$ | Coefficient de décharge | [–] |
| $C_{pm}$ | Chaleur spécifique du mélange à pression constante | [kJ/(kg·K)] |
| $C_p$ | Chaleur spécifique à pression constante | [kJ/(kg·K)] |
| $C_{RNG}$ | Coefficient constant du modèle RNG | [–] |
| $C_s$ | Coefficient constant de Smagorinsky | [–] |
| $C_{UFL}$ | Concentration correspondant à la limite supérieure d'inflammabilité | [%] |
| $C_v$ | Coefficient constant de Deardorff | [–] |
| $D$ | Coefficient de diffusion | [m$^2$/s] |
| $D^*$ | Diamètre caractéristique du feu | [m] |
| $d_C$ | Diamètre de la source | [m] |
| $D_{FB}$ | Diamètre de la boule de feu | [m] |
| $E$ | Énergie | [J] |
| $E_p$ | Puissance émissive surfacique | [kW/m$^2$] |
| $E_{TNT}$ | Chaleur de combustion du TNT | [kJ/kg] |

| | |
|---|---|
| $f(x)$ | Pourcentage des individus ayant subi une réaction donnée aux effets d'un accident ..... [%] |
| $f_C$ | Fréquence d'occurrence du scénario d'accident ..... [$an^{-1}$] |
| $f_i$ | Fréquence d'occurrence de l'événement initiateur ..... [$an^{-1}$] |
| $f_N$ | Fréquence cumulative de l'ensemble des scénarios d'accidents avec $N$ ou plus de morts ..... [$an^{-1}$] |
| $f_r$ | Fraction du liquide qui se vaporise de manière isentropique ..... [–] |
| $F_v$ | Facteur de forme ..... [–] |
| $g$ | Accélération gravitationnelle ..... [$m/s^2$] |
| $h$ | Enthalpie spécifique ..... [kJ/kg] |
| $H^*$ | Enthalpie ..... [J] |
| $H_{eav}$ | Fonction de Heaviside (fonction échelon unité) ..... [–] |
| $H_{FB}$ | Hauteur au centre de la boule de feu ..... [m] |
| $h_L$ | Chaleur latente de vaporisation ..... [kJ/kg] |
| $I(x,s')$ | Intensité spectrale intégrée selon la direction $s'$ à la position $x$ [$kW/(m^2 \cdot sr)$] |
| $I_v$ | Intensité du rayonnement à la longueur d'onde $v$ ..... [$kW/(m^3 \cdot sr)$] |
| $I_{b,d}$ | Intensité du rayonnement du corps noir des particules ..... [$kW/(m^2 \cdot sr)$] |
| $I_b$ | Intensité du rayonnement du corps noir (terme source) ..... [$kW/(m^2 \cdot sr)$] |
| $IR$ | Risque individuel ..... [$an^{-1}$] |
| $k_{sgs}$ | Énergie cinétique sous-maille ..... [$m^2/s^2$] |
| $L$ | Distance mesurée entre un point au sol directement sous le centre de la boule de feu et la cible au niveau du sol ..... [m] |
| $M$ | Masse du combustible ..... [kg] |
| $m_\ell$ | Masse du liquide ..... [kg] |
| $m_g$ | Masse du gaz (vapeur) ..... [kg] |
| $M_m$ | Masse molaire ..... [$g \cdot mol^{-1}$] |
| $P$ | Pression ..... [Pa] |
| $P_{DP}$ | Pression de calcul ..... [bar] |

| | | |
|---|---|---|
| $P_{ex}$ | Pression juste avant l'explosion | [MPa] |
| $P_{OP}$ | Pression de service | [bar] |
| $P_{proof}$ | Pression d'épreuve | [bar] |
| $P_{PSV}$ | Pression d'ouverture des soupapes de sécurité | [bar] |
| $P_{s*}$ | Pression de choc maximale directement après l'éclatement | [Pa] |
| $P_w$ | Pression partielle de la vapeur d'eau | [Pa] |
| $p_{x,y}$ | Nombre de personnes exposées aux effets nocifs à l'endroit $(x, y)$ | [–] |
| $Pr$ | Probabilité | [–] |
| $Pr_{cs}$ | Probabilité de la classe de stabilité | [–] |
| $Pr_d$ | Probabilité de mort | [–] |
| $Pr_{seq}$ | Probabilité de la séquence conduisant au scénario d'accidents $i$ | [–] |
| $R$ | Rayon, distance | [m] |
| $r$ | Coordonnée radiale | [m] |
| $R_*$ | Rayon équivalent du réservoir supposé hémisphérique | [m] |
| $r_{co}$ | Coefficient de corrélation de Pearson | [–] |
| $R_g$ | Constante des gaz parfaits | [8,314 $m^3 \cdot Pa \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$] |
| $R_H$ | Humidité relative | [%] |
| $r_s$ | Coefficient stœchiométrique de masse pour l'air | [–] |
| $S$ | Tenseur de vitesse de déformation (tenseur des contraintes) | [1/s] |
| $s'$, $s$ | Vecteurs directeurs de l'intensité | |
| $S^*$ | Entropie spécifique | [$kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$] |
| $S_{ea}$ | Surface d'éjection | [$m^2$] |
| $T$ | Température | [K] |
| $t$ | Temps | [s] |
| $t^*$ | Temps d'exposition | [min] |
| $T_b$ | Température d'ébullition | [K] |
| $T_c$ | Température critique | [K] |

| | | |
|---|---|---|
| $t_C$ | Durée de libération | [s] |
| $t_{FB}$ | Durée de vie de la boule de feu | [s] |
| $T_{rupt}$ | Température du liquide surchauffé | [K] |
| $U$ | Intensité radiante totale intégrée | [kW/m$^2$] |
| $u$ | Vitesse selon la direction de $x$ | [m/s] |
| $U^{*s}$ | Énergie interne massique | [kJ/kg] |
| $U^*$ | Énergie interne | [J] |
| $u_s$ | Vitesse de propagation de l'onde de choc | [m/s] |
| $V$ | Volume | [m$^3$] |
| $v$ | Vitesse selon la direction de $y$ | [m/s] |
| $V^s$ | Volume spécifique | [m$^3 \cdot$kg$^{-1}$] |
| $w$ | Vitesse selon la direction de $z$ | [m/s] |
| $w_i^*$ | Fraction massique du composant pur $i$ | [–] |
| $W_{TNT}$ | Masse équivalente en TNT | [kg] |
| $X_\ell$ | Fraction de la masse liquide initiale qui se vaporise | [–] |
| $X_g$ | Fraction de la masse de vapeur initiale qui ne se condense pas pendant l'expansion | [–] |
| $x_i^*$ | Fraction molaire du composant pur $i$ | [–] |
| $x_V$ | Fraction massique de vapeur à l'état final | [–] |
| $Y$ | Fraction massique | [–] |

## Lettres grecques

| | | |
|---|---|---|
| $\alpha$ | Fraction de l'énergie libérée convertie en onde de choc | [–] |
| $\beta$ | Constante sans dimension | [–] |
| $\chi_r$ | Fraction radiative | [–] |
| $\Delta$ | Largeur du filtre (longueur caractéristique) | [m] |
| $\delta_{ij}$ | Symbole de Kronecker | |
| $\delta_x, \delta_y, \delta_z$ | Dimensions de la plus petite cellule de maillage | [m] |

| | | |
|---|---|---|
| $\Delta H_C$ | Chaleur de combustion | [kJ/kg] |
| $\Delta H_{O_2}$ | Chaleur de combustion par unité de masse d'$O_2$ consommée | [$kJ \cdot kg^{-1} O_2$] |
| $\dot{\omega}'''_{k*}$ | Vitesse de production par unité de volume | [$kg/(m^3 \cdot s)$] |
| $\eta$ | Rendement d'explosion | [–] |
| $\gamma$ | Rapport des chaleurs spécifiques | [–] |
| $\kappa$ | Coefficient d'absorption local | [1/m] |
| $\kappa_d$ | Coefficient d'absorption local des particules | [1/m] |
| $\lambda$ | Conductivité thermique | [$W/(m \cdot K)$] |
| $\mu$ | Viscosité dynamique | [$kg/(m \cdot s)$] |
| $\mu_{eff}$ | Viscosité turbulente effective | [$kg/(m \cdot s)$] |
| $\mu_S$ | Viscosité turbulente de Smagorinsky | [$kg/(m \cdot s)$] |
| $\mu_t$ | Viscosité turbulente | [$kg/(m \cdot s)$] |
| $\Phi(s,s')$ | Fonction de phase de diffusion | |
| $\rho$ | Masse volumique | [$kg/m^3$] |
| $\sigma$ | Constante de Boltzmann | [$5{,}67 \cdot 10^{-11} kW/(m^2 \cdot K^4)$] |
| $\sigma_d$ | Coefficient de diffusion local des particules | [1/m] |
| $\tau_{atm}$ | Transmissivité atmosphérique | [–] |
| $\tau_{mix}$ | Temps de mélange | [s] |
| $\upsilon$ | Longueur d'onde | [m] |
| $\varepsilon$ | Niveau de remplissage en liquide | [%] |

## Indices

| | |
|---|---|
| 0 | Condition ambiante |
| 1 | État initial avant rupture |
| 2 | État final après rupture |
| $\ell$ | Liquide |
| $\upsilon$ | Longueur d'onde |

| | |
|---|---|
| $b$ | Ébullition |
| $g$ | Gaz, combustible (fuel) |
| $i, j, k$ | Coordonnées cartésiennes des cellules |
| $k*$ | Indice de l'espèce chimique |
| $l, m, n$ | Nombres entiers |
| $rupt$ | Rupture |
| $s$ | Condition derrière l'onde de choc |
| $x, y, z$ | Indices de direction |

### Exposants

| | |
|---|---|
| $''$ | Grandeur rapportée à l'unité de surface |
| $'''$ | Grandeur rapportée à l'unité de volume |
| $^s$ | Grandeur rapportée à l'unité de masse |

### Acronymes

| | |
|---|---|
| 3D | Tridimensionnel |
| AdD | Arbre des Défaillances |
| AdE | Arbre des Événements |
| ALARP | As Low As Reasonably Practicable |
| ALOHA | Areal Locations Of Hazardous Atmospheres |
| AMDEC | Analyse des Modes de Défaillance, de leurs Effets et de leur Criticité |
| APR | Analyse Préliminaire des Risques |
| ARAMIS | Accidental Risk Assessment Methodology for IndustrieS |
| BAM | Bundesanstalt für Materialforschung und -prüfung |
| BLEVE | Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion |
| BPCS | Basic Process Control System |
| $C_{3+}$ | Propane plus hydrocarbures plus lourds |
| $C_{5+}$ | Pentane plus hydrocarbures plus lourds |

| | |
|---|---|
| CFD | Computational Fluid Dynamics |
| CFT | Critical Flame Temperature |
| CPU | Central Processing Unit |
| DNV | Det Norske Veritas |
| EDC | Eddy Dissipation Concept |
| EDP | Équation aux Dérivées Partielles |
| EPA | Environmental Protection Agency |
| FDS | Fire Dynamics Simulator |
| FFT | Fast Fourier Transforms |
| FLACS | FLame ACceleration Simulator |
| FVM | Finite Volume Method |
| GNL | Gaz Naturel Liquéfié |
| GPL | Gaz de Pétrole Liquéfié |
| HAZID | HAZard IDentification |
| HAZOP | (HAZard and OPerability study |
| HP | Haute Pression |
| HRM | Hassi R'mel |
| HRR | Heat Release Rate |
| HSL | Health and Safety Laboratory |
| JIVE | Jet-fire Interaction with VEssels |
| LES | Large Eddy Simulation |
| LOC | Limiting Oxygen Concentration |
| LOPA | Layers Of Protection Analysis |
| MEG | Mono-Éthylène Glycol |
| MPI | Message-Passing Interface |
| NaTech | Natural Hazards Triggering Technological Accidents |
| NIST | National Institute of Standards and Technology |

| | |
|---|---|
| OREDA | Offshore  onshore REliability DAta |
| P&ID | Piping and Instrumentation Diagram |
| PEMEX | Petroleos Mexicanos |
| PHAST | Process Hazard Analysis Software Tool |
| PRA | Probabilistic Risk Assessment |
| QRA | Quantitative Risk Analysis |
| RANS | Reynolds-Averaged Navier-Stokes |
| RMSE | Root-Mean-Square Error |
| RNG | Renormalization Group |
| RTE | Radiation Transport Equation |
| SFPE | Society of Fire Protection Engineers |
| SGS | Sub-Grid Scale |
| TLS | Température Limite de Surchauffe |
| TMD | Transport de Matières Dangereuses |
| TNO | Netherlands Organisation for Applied Scientific Research |
| TNT | Trinitrotoluène |
| UFL | Upper Flammable Limit |
| UVCE | Unconfined Vapor Cloud Explosion |
| VCE | Vapor Cloud Explosion |

# Introduction générale

> *Rendez les choses aussi simples que possible,*
> *mais pas plus simples.*
>
> **— Albert Einstein**
> Physicien (1879 – 1955)

## Sommaire


1 **Problématique** . . . . . 2
2 **Objectifs de l'étude** . . . . . 4
3 **Structure de la thèse** . . . . . 5

## 1 Problématique

L'industrie des procédés s'occupe non seulement de la fiabilité et de la qualité des processus de production, mais aussi de la sécurité. L'analyse de sécurité a pour objectif de s'assurer que les risques inhérents à ces procédés industriels soient suffisamment faibles afin qu'ils se situent dans la zone de risque acceptable ou au moins dans la zone tolérable (régie par le principe ALARP : As Low As Reasonably Practicable).

La prévention des accidents industriels majeurs ayant des conséquences graves sur les personnes, les biens et l'environnement reste une préoccupation principale des décideurs et des experts industriels. En fait, ces accidents majeurs continuent à se produire bien que les mesures de sécurité classiques (normes d'ingénierie, barrières techniques et organisationnelles, inspections, listes de contrôle, etc.) soient systématiquement appliquées.

Durant les deux dernières décennies, le secteur industriel en Algérie a enregistré des catastrophes industrielles marquantes ayant occasionné des impacts et des effets dévastateurs sur l'environnement humain et naturel telles que l'explosion de Skikda en 2004 et l'éruption de Nezla en 2006. Pour chacun de ces accidents majeurs, des pertes humaines et d'énormes pertes économiques se chiffrant en centaines de millions de dollars ont été subies. Ces pertes humaines et financières pourraient être éventuellement évitées si de tels scénarios étaient préalablement identifiés grâce à des prédictions de risques et correctement atténués par des systèmes de sécurité supplémentaires. Cela nécessite une méthodologie de prédiction des risques plus précise, qui pourrait être obtenue en améliorant l'analyse des conséquences (Loy et al., 2017).

Avec la croissance technologique rapide des installations industrielles existantes et émergentes, il est devenu nécessaire d'améliorer la sécurité de ces installations. Plusieurs méthodes d'analyse des risques (qualitatives et semi-quantitatives) ont été développées au cours des dernières décennies, telles que l'analyse des couches de protection (LOPA), la matrice de risque, le graphe de risque, etc. Cependant, ces méthodes s'avèrent souvent insuffisantes ou contestables pour une prise de décision vis-à-vis des scénarios d'accidents inacceptables. Pour ce, et dans de telles situations, les analystes des risques se réfèrent souvent à l'analyse quantitative des risques (Quantitative Risk Analysis : QRA) qui repose sur la compréhension et la quantification des caractéristiques des phénomènes accidentels.

L'analyse quantitative des risques (QRA) remonte à plusieurs décennies et elle été initialement utilisée dans l'industrie nucléaire, puis s'est généralisée à d'autres secteurs,

principalement à l'industrie des procédés. Cependant, il s'avère que son application à cette dernière n'est pas toujours évidente, vu la diversité des procédés, des matières dangereuses et des équipements employés. En effet, cette complexité exige une amélioration continue et une optimisation des approches et techniques relatives à une QRA (Khan & Abbasi, 1998).

La QRA est une approche rigoureuse et se révèle indispensable pour une bonne estimation et gestion des risques industriels. Elle consiste principalement à identifier les scénarios d'accidents potentiels, à estimer leurs fréquences et à analyser leurs conséquences, à l'aide de méthodes appropriées (HAZOP, Arbre des Défaillances, Arbre des Événements, modèles physiques et empiriques des effets, modèles de vulnérabilité, etc.). La finalité étant d'estimer les risques individuel et sociétal et, par conséquent, d'étudier et de mettre en œuvre des mesures efficaces qui répondent adéquatement à cette estimation (CCPS, 2000 ; Sellami et al., 2018b ; TNO, 1999). Il est à noter que l'analyse des conséquences joue un rôle important dans la QRA et constitue une étape essentielle du processus de gestion des risques où les conséquences de chaque accident potentiel doivent être quantifiées et évaluées. Plusieurs modèles et équations de vulnérabilité ont été développés pour modéliser divers types d'accidents majeurs et en prévoir les conséquences (Chakrabarty et al., 2016 ; Cozzani et al., 2006b ; Cozzani & Salzano, 2004).

Le phénomène BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion) est l'une des conséquences majeures des accidents liés aux équipements de stockage de GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié) qui est souvent observé dans l'industrie de traitement du gaz. Ses effets sur l'environnement se manifestent généralement de trois manières : **(1)** la propagation de l'onde de choc (surpression), **(2)** le rayonnement de la boule de feu si le liquide impliqué est inflammable et **(3)** la projection des fragments. De ce fait, il est important d'estimer les dommages potentiels qui pourraient être causés par une telle explosion.

En réalité, le BLEVE est un phénomène complexe résultant de nombreux facteurs difficiles à mettre en équations et modèles mathématiques. Toutefois, des efforts considérables ont été déployés pour étudier les divers aspects et mécanismes de cet accident. Plusieurs chercheurs ont proposé des approches basées sur des modèles physiques simplifiés ou des corrélations empiriques (p. ex. la procédure TNO et la courbe d'équivalent TNT) qui permettent l'estimation de la surpression en fonction de la distance réduite (Abbasi et al., 2007 ; Baker et al., 1983 ; Birk et al., 2007 ; Bubbico & Marchini, 2008 ; Casal & Salla, 2006 ; Genova et al., 2008 ; Kielec & Birk, 1997 ; Papazoglou &

Aneziris, 1999 ; Planas-Cuchi et al., 2004 ; Prugh, 1991 ; Salla et al., 2006 ; Strehlow & Baker, 1976 ; Tang & Baker, 2000 ; TNO, 2005). Cependant, de telles approches ne sont pas très satisfaisantes car elles incluent généralement un facteur de réduction ajusté expérimentalement et surestiment en fait les effets du BLEVE (Laboureur et al., 2015, 2013 ; Van Den Berg et al., 2004). En outre, elles n'envisagent pas complètement l'effet des bâtiments, des obstacles et de la topographie pour des installations complexes dont l'environnement est encombré, et les résultats fournis par ces approches ne pourraient pas garantir un répertoire suffisant pour mener une analyse quantitative approfondie des risques.

Dans ce contexte, la théorie d'autosimilarité des explosions fortes peut être utilisée comme solution pour approfondir la compréhension du phénomène physique menant au BLEVE en se basant sur des modèles analytiques tels que celui de Sedov-Taylor où l'évolution du rayon, de la vitesse et de la surpression peut être prédite pour une grande quantité d'énergie libérée par une explosion d'hydrocarbures (Sedov, 1971 ; Taylor, 1950a).

Par ailleurs, et afin de surmonter les limites de l'approche empirique, il serait nécessaire d'utiliser la modélisation CFD (Computational Fluid Dynamics) qui apparaît comme un outil complémentaire puissant pour les études expérimentales et théoriques. En effet, les capacités croissantes des CPU (Central Processing Unit) des ordinateurs modernes font de la CFD un outil performant dans la solution pratique des problèmes d'explosion. En fait, la simulation CFD est largement appliquée à la sécurité des procédés chimiques pour évaluer les conséquences d'accidents majeurs tels que les explosions, les incendies et les dispersions de substances inflammables et toxiques résultant de rejets accidentels (Chakrabarty et al., 2016 ; Sellami et al., 2018a). En utilisant une résolution numérique suffisamment fine, il est possible d'effectuer des simulations de phénomènes d'explosion en tenant compte de la turbulence, du processus de combustion, du transfert de chaleur et de la géométrie.

## 2 Objectifs de l'étude

Les travaux de recherche développés ont un double but : d'une part ils répondent à des questions d'ordre méthodologique par l'intégration des modèles issus de la physique analytique et numérique (CFD) dans une QRA et d'autre part, ils s'intéressent aux aspects analytiques et numériques de cette intégration afin de surmonter certaines limites des approches empiriques et semi-empiriques. Le premier modèle de Sedov-Taylor proposé permettra l'estimation des effets d'une onde de choc générée par une

forte explosion telle que le BLEVE en décrivant ses grandeurs caractéristiques (rayon, vitesse et surpression).

Avec l'émergence de la mécanique des fluides numérique (CFD) qui consiste à étudier les mouvements d'un fluide, ou leurs effets, par la résolution numérique des équations gouvernantes, il s'avère qu'il serait très intéressant d'étudier les conséquences du BLEVE, en l'occurrence les effets thermiques, par un code CFD avec une mise en équations analytique de ce type d'effets.

Notre étude est consacrée principalement à l'analyse quantitative des conséquences qui représente une partie importante d'une QRA.

## 3 Structure de la thèse

Le présent manuscrit de thèse comporte quatre chapitres :

— Le premier chapitre a pour objectif de présenter un état de l'art sur l'analyse quantitative des risques. Dans un premier temps, nous commençons d'abord par présenter les objectifs d'une étude QRA, puis discuter le déroulement de l'approche quantitative en décrivant ses différentes étapes. Enfin, nous citons les différentes applications de la QRA dans l'industrie des procédés, ses avantages et ses limites.

— Dans le deuxième chapitre, nous présentons d'abord un aperçu sur le phénomène BLEVE, son processus de réalisation, ses causes et ses conséquences. Nous abordons ensuite l'approche analytique de modélisation de la surpression basée sur le modèle Sedov-Taylor en décrivant ses principes et ses fondements théoriques. Nous présentons aussi une validation de l'approche proposée avec des données issues des expériences à moyenne et grande échelle. Enfin, nous exposons une comparaison du modèle proposé avec le modèle d'équivalent TNT et d'autres modèles physiques simplifiés et empiriques.

— Le troisième chapitre consiste à évaluer les effets thermiques du BLEVE à l'aide d'une approche de modélisation numérique (CFD). Nous commençons par présenter un aperçu sur la modélisation des effets thermiques sur la base des corrélations empiriques. Nous abordons ensuite une analyse de sensibilité permettant de choisir les modèles appropriés liés aux écoulements réactifs au feu en utilisant le code CFD FDS. Enfin, nous nous intéressons à une validation de l'approche proposée par des données expérimentales issues d'essais à grande échelle.

— Afin de démontrer l'intérêt pertinent des deux approches proposées dans les chapitres précédents, le quatrième chapitre sera consacré à leur application à un système opérationnel "Ballon de reflux de GPL D108" situé au module de traitement de gaz MPP3 de la compagnie SONATRACH au champ gazier Hassi R'mel.

Enfin, cette thèse est clôturée par une conclusion générale décrivant les principaux résultats de ce travail de recherche et les perspectives envisagées.

# Chapitre 1

# État de l'art sur l'analyse quantitative des risques (QRA)

> *Le principe d'un modèle, c'est d'avoir des imperfections.*
>
> **— Michel Dirand**

## Sommaire


**1.1 Introduction** . . . . . **8**
**1.2 Objectifs de l'analyse quantitative des risques** . . . . . **8**
**1.3 Méthodologie d'analyse quantitative des risques** . . . . . **9**
1.3.1 Collecte des informations pertinentes . . . . . 10
1.3.2 Identification des scénarios d'accidents . . . . . 10
1.3.3 Estimation des fréquences des événements initiateurs . . . . . 11
1.3.4 Développement des arbres d'événements (AdE) . . . . . 12
1.3.5 Analyse des conséquences . . . . . 14
1.3.6 Analyse de vulnérabilité . . . . . 16
1.3.7 Estimation du risque individuel et sociétal . . . . . 19
**1.4 Application de la QRA dans l'industrie des procédés** . . . . . **24**
**1.5 Avantages de la méthode QRA** . . . . . **25**
**1.6 Limites de la méthode QRA** . . . . . **25**
**1.7 Conclusion** . . . . . **26**

## 1.1 Introduction

L'analyse quantitative des risques (QRA) est le plus souvent utilisée dans les industries des procédés pour quantifier et prédire d'une manière précise les risques d'accidents majeurs. Elle est utilisée dans les industries du pétrole et du gaz (terrestres et offshore), le transport de matières dangereuses (TMD), la protection de l'environnement et l'industrie nucléaire (TNO, 2005, 1999).

En Europe, à la suite de la directive Seveso II, la QRA a été sélectionnée dans certains pays comme les Pays-Bas, comme le meilleur outil de gestion des risques et d'aménagement du territoire, et l'adoption dans d'autres pays est sérieusement envisagée à l'heure actuelle. Dans le monde entier, plusieurs compagnies multinationales du pétrole et du gaz utilisent cette approche dans le processus décisionnel de nouveaux projets. Ainsi, plusieurs pays, y compris l'Algérie, incluent progressivement dans leurs législations nationales le besoin d'une QRA pour les industries de transformation.

Dans ce chapitre, nous présentons tout d'abord les objectifs et le déroulement de l'analyse quantitative des risques en décrivant ses étapes. Nous exposons ensuite un aperçu sur les différentes applications de la QRA dans l'industrie des procédés, ses avantages et ses limites.

## 1.2 Objectifs de l'analyse quantitative des risques

Dans le cadre de la gestion des risques, l'évaluation quantitative des risques peut être utilisée pour contribuer à la conception, à l'exploitation ou à la réglementation des activités dangereuses. Elle peut être extrêmement utile de plusieurs façons, notamment pour (CCPS, 2010, 2000, 1999) :

— Estimer les niveaux du risque et évaluer leur importance. Cela aide à décider si les risques doivent être réduits ou non.

— Identifier les principaux facteurs contributeurs au risque. Cela aide à comprendre la nature des dangers et à suggérer des mesures de réduction des risques.

— Définir des scénarios d'accidents potentiels dès la phase de conception. Ceux-ci peuvent être utilisés comme une base pour la gestion des crises et la planification des mesures de secours et d'évacuation en cas d'urgence.

— L'évaluation des mesures/barrières de réduction des risques. La QRA peut être liée à une analyse coûts-avantages pour aider à choisir les moyens de réduction les plus rentables.

— Identifier les procédures et les équipements critiques pour la sécurité. Ils sont essentiels pour minimiser les risques et doivent faire l'objet d'une attention particulière pendant l'exploitation.

— Identifier les précurseurs d'accidents qui peuvent être surveillés pendant l'exploitation afin de signaler les tendances défavorables dans les incidents.

Les avantages de la QRA fournissent généralement une structure rationnelle de surveillance des risques et d'orientation pour la prise de décision sur les problèmes de sécurité.

## 1.3 Méthodologie d'analyse quantitative des risques

La gestion des risques appliquée à l'industrie de procédés chimiques repose sur l'analyse quantitative des risques afin d'identifier les mesures de sécurité et de prévenir les accidents technologiques catastrophiques. Dans le présent chapitre, la méthodologie d'analyse quantitative des risques adaptée est mise en œuvre selon une série d'étapes qui sont illustrées par la figure 1.1 et détaillées dans les sous-sections suivantes (CCPS, 2000 ; Ronza et al., 2006 ; Sellami et al., 2018b).

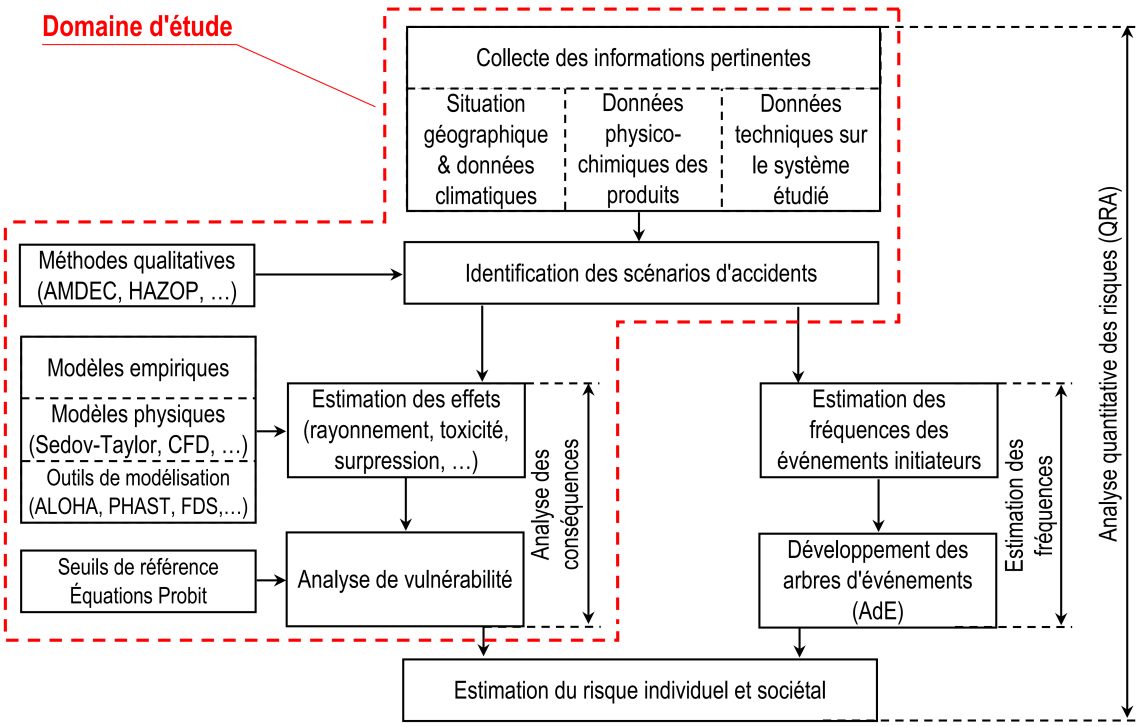



**FIGURE 1.1 –** Méthodologie de l'analyse quantitative des risques adaptée (CCPS, 2000 ; Sellami et al., 2018b)

### 1.3.1 Collecte des informations pertinentes

Cette première étape consiste à collecter toutes les informations nécessaires à la modélisation des accidents et à l'évaluation des risques. Cela peut inclure des informations géographiques sur le site d'étude (pente du terrain, obstructions, altitude, longitude, etc.), des données climatiques (température ambiante, humidité relative, diagrammes de rose des vents, stabilité atmosphérique, rayonnement solaire, etc.), des propriétés physico-chimiques des substances en cause et enfin, des informations sur le procédé ou le système à étudier (Sellami et al., 2018b ; TNO, 1999). En récapitulant, l'ensemble des paramètres nécessaires pour définir et modéliser les caractéristiques d'un accident dangereux sont présentés sur la figure 1.2.

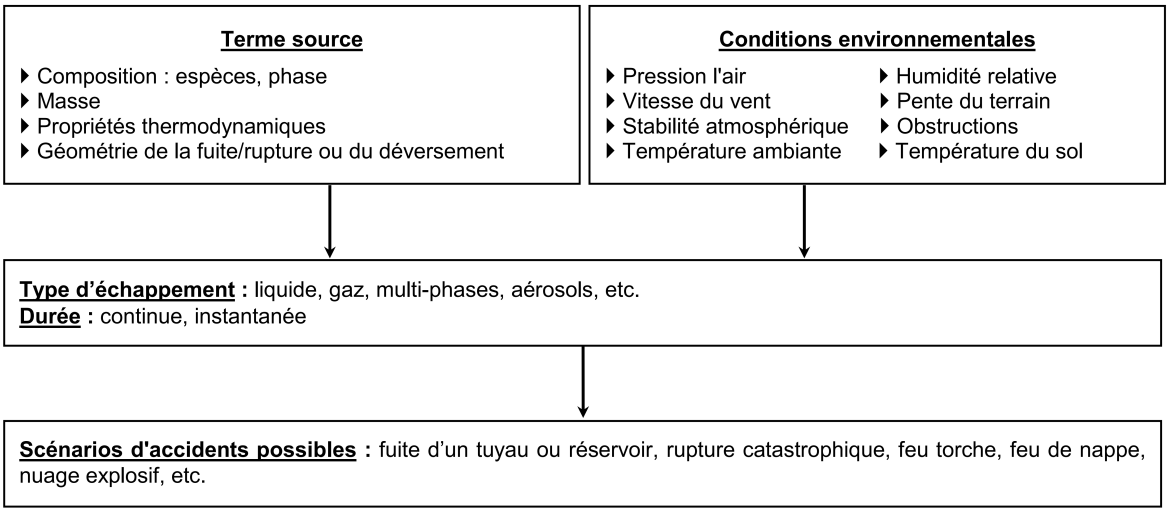



**FIGURE 1.2 –** Paramètres nécessaires à la modélisation d'un scénario d'accidents (CCPS, 1995)

### 1.3.2 Identification des scénarios d'accidents

Après l'acquisition des informations pertinentes, il est important d'identifier les scénarios de danger potentiels (p. ex., rupture d'un gazoduc, explosion d'un récipient pressurisé, etc.). Les scénarios d'accidents sont généralement identifiés sur la base d'une analyse qualitative des risques au moyen des outils conventionnels tels que APR, HAZID, HAZOP (IEC 61882, 2001), AMDEC, etc. Ces méthodes permettent d'identifier les causes, les conséquences et aussi les mesures de prévention et de protection qui seront exploitées au cours de la réalisation des scénarios d'accidents de la QRA.

Les matières dangereuses peuvent être à l'origine d'accidents technologiques majeurs. Les dangers liés à ces matières dangereuses découlent notamment des caractéristiques physico-chimiques (inflammabilité, toxicité, corrosivité, réactivité, etc.), des quantités et

des incompatibilités qui leur sont propres. La figure 1.3 montre les incidents potentiels fréquemment générés par le rejet accidentel d'un produit chimique dangereux.

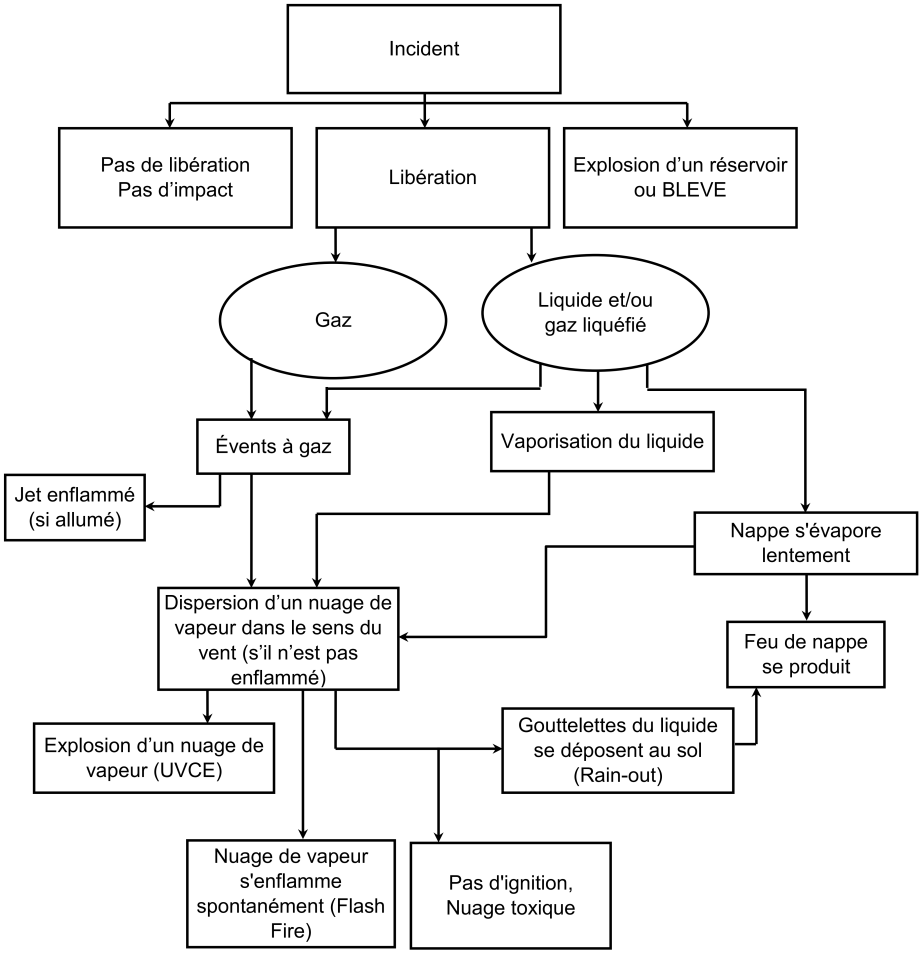



**FIGURE 1.3 –** Arbre typique des incidents potentiels générés par un rejet de produit chimique dangereux (CCPS, 2010, 2000)

### 1.3.3 Estimation des fréquences des événements initiateurs

Il s'agit d'une étape clé dans l'estimation des fréquences des scénarios dangereux. En effet, le choix d'un événement initiateur (déclencheur) qui peut réellement mener à une situation critique nécessite de connaître, au moins de manière partielle, les principaux risques liés au système étudié. Pour une investigation après accident, ces risques sont en réalité connus.

Afin de déterminer les fréquences d'occurrence des événements déclencheurs, la QRA fait appel à des différentes approches d'estimation telles que le jugement d'experts, le retour d'expérience et les données génériques établies par les bases de données

reconnues dans la littérature spécialisée telles que OREDA (SINTEF, 2002). Le tableau 1.1 présente une sélection des valeurs souvent utilisées dans l'industrie des procédés chimiques.

### 1.3.4 Développement des arbres d'événements (AdE)

La méthode de l'arbre des événements a pour but d'étudier l'évolution d'un système en caractérisant les différentes conséquences résultant d'un événement initiateur défini a priori. A l'inverse de l'analyse par l'AdD, cette méthode est basée sur une démarche inductive en passant des causes aux effets, c'est-à-dire dans un sens chronologique.

Le principe de la méthode de l'arbre des événements consiste, en premier lieu, à définir un événement initiateur comme une défaillance d'un composant, une perturbation environnementale (foudre, gel, etc.) ou une action humaine imprévisible. La propagation et la combinaison d'événements consécutifs ultérieurs, susceptibles de survenir en aval de l'événement initiateur et qui peuvent entraîner des conséquences indésirables, sont ensuite étudiées. En effet, les barrières de sécurité et leurs fonctions doivent être identifiées en leurs attribuant des probabilités de défaillance (Laurent, 2011 ; Villemeur, 1988). Cette phase d'analyse de l'évolution du système doit prendre en compte le fonctionnement ou non (succès ou l'échec) des barrières de sécurité, comme le montre la figure 1.4.

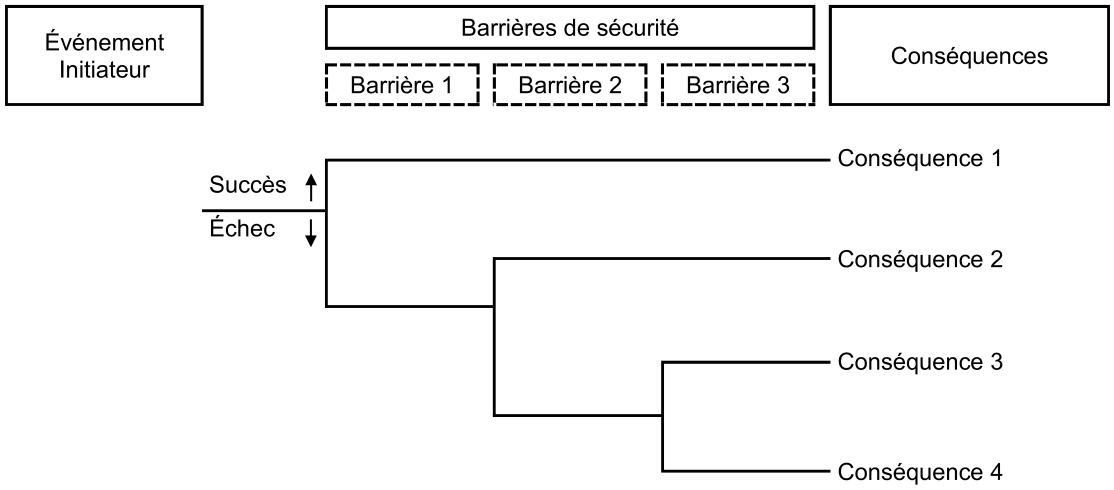



**FIGURE 1.4 –** Schéma d'un arbre des événements

Ainsi, pour aider à la mise en œuvre de la méthode AdE, le CCPS (2001) propose des valeurs de probabilité de défaillance pour différents types de barrières de sécurité. Ces valeurs sont reprises dans le tableau 1.2.

**TABLEAU 1.1 –** Fréquences d'occurrence pour des événements initiateurs (CCPS, 2001)

| Évènement initiateur | Intervalle issu de la littérature (/an) | Valeur proposée par LOPA (/an) |
|---|---|---|
| Perte de confinement d'un réservoir pressurisé | $10^{-7}$ à $10^{-5}$ | $10^{-6}$ |
| Rupture d'une canalisation de 100 m | $10^{-6}$ à $10^{-5}$ | $10^{-5}$ |
| Brèche (10% de la section) sur une canalisation de 100 m | $10^{-4}$ à $10^{-3}$ | $10^{-3}$ |
| Perte de confinement d'un réservoir à pression atmosphérique | $10^{-5}$ à $10^{-3}$ | $10^{-3}$ |
| Fuite sur joint d'étanchéité | $10^{-6}$ à $10^{-2}$ | $10^{-2}$ |
| Survitesse d'un moteur avec une brèche sur le corps de l'équipement | $10^{-4}$ à $10^{-3}$ | $10^{-4}$ |
| Agressions par choc (véhicule, etc.) | $10^{-4}$ à $10^{-2}$ | $10^{-2}$ |
| Chute d'une charge de grue | $10^{-4}$ à $10^{-3}$ par levage | $10^{-4}$ par levage |
| Impact de foudre | $10^{-4}$ à $10^{-3}$ | $10^{-3}$ |
| Ouverture intempestive d'une soupape | $10^{-4}$ à $10^{-2}$ | $10^{-2}$ |
| Défaillance d'un système de refroidissement | $10^{-2}$ à 1 | $10^{-1}$ |
| Défaillance d'une garniture (joint d'étanchéité) de pompe | $10^{-2}$ à $10^{-1}$ | $10^{-1}$ |
| Rupture d'un flexible de chargement/déchargement | $10^{-2}$ à 1 | $10^{-1}$ |
| Défaillance de la boucle de régulation | $10^{-2}$ à 1 | $10^{-1}$ |
| Incendie extérieur de faible ampleur | $10^{-2}$ à $10^{-1}$ | $10^{-1}$ |
| Incendie extérieur de grande ampleur | $10^{-3}$ à $10^{-2}$ | $10^{-2}$ |
| Erreur humaine pour exécuter une procédure de routine | $10^{-3}$ à $10^{-1}$ par opportunité | $10^{-2}$ par opportunité |

**TABLEAU 1.2 –** Probabilité de défaillance pour différents types de barrières (CCPS, 2001)

| Barrière de sécurité | Intervalle issu de la littérature | Valeur proposée par LOPA |
|---|---|---|
| Boucle de régulation (BPCS) | $10^{-2}$ à $10^{-1}$ | $10^{-1}$ |
| Cuvette de rétention | $10^{-3}$ à $10^{-2}$ | $10^{-2}$ |
| Système de drainage | $10^{-3}$ à $10^{-2}$ | $10^{-2}$ |
| Évent | $10^{-3}$ à $10^{-2}$ | $10^{-2}$ |
| Ignifuge (Fireproofing) | $10^{-3}$ à $10^{-2}$ | $10^{-2}$ |
| Mur résistant à la surpression | $10^{-3}$ à $10^{-2}$ | $10^{-3}$ |
| Arrête flamme | $10^{-3}$ à $10^{-1}$ | $10^{-2}$ |
| Soupape de sécurité | $10^{-5}$ à $10^{-1}$ | $10^{-2}$ |
| Disque de rupture | $10^{-5}$ à $10^{-1}$ | $10^{-2}$ |
| Conception intrinsèque sûre | $10^{-6}$ à $10^{-1}$ | $10^{-2}$ |
| Action humaine | $10^{-4}$ à 1 | $10^{-1}$ |

### 1.3.5 Analyse des conséquences

Après avoir déterminé les scénarios d'accidents potentiels, il est nécessaire d'estimer les effets des conséquences sur les personnes, les installations et l'environnement. L'analyse des conséquences est l'étude de divers événements indésirables pouvant résulter de la perte de confinement des matières dangereuses pendant l'exploitation des installations (CCPS, 2000). Les événements indésirables peuvent être classés en trois grandes catégories : dispersion toxique, incendie et explosion (*cf.* figure 1.5).

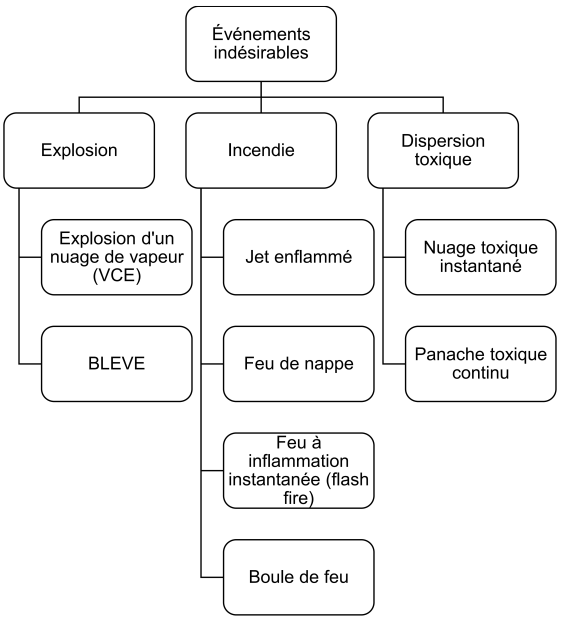



**FIGURE 1.5 –** Classification des événements indésirables (Loy et al., 2017)

En effet, cette étape permet d'identifier les zones où la sécurité de l'environnement naturel et humain pourrait être affectée. Cette information est souvent utilisée pour la planification d'urgence. Les effets peuvent être calculés à l'aide des abaques et des corrélations empiriques ou à l'aide de formules physiques et de modèles de vulnérabilité permettant la modélisation du comportement physique des accidents potentiels et de leurs conséquences sur les cibles. Plusieurs travaux de recherche et essais expérimentaux ont porté sur l'étude des aspects et des fondements théoriques de ces modèles et approches de calculs (Baker et al., 1983 ; CCPS, 2010, 1999 ; Chakrabarty et al., 2016 ; Eckhoff, 2005 ; Mannan, 2012 ; Sedov, 1959 ; Taylor, 1950a ; TNO, 2005). Cependant, certains de ces modèles n'estiment que l'effet d'un nombre limité des aspects physiques, comme les effets de décharge ou de rayonnement. La figure 1.6 montre le processus global d'un modèle d'analyse des conséquences.

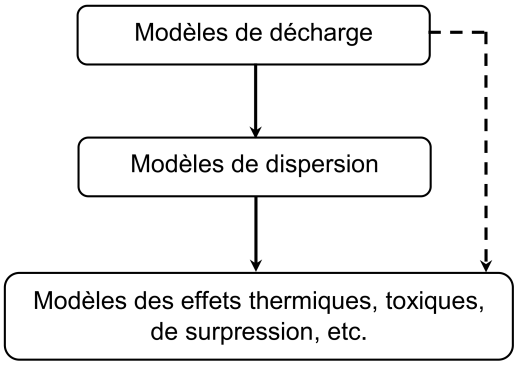



**FIGURE 1.6 –** Processus global d'analyse des conséquences

La modélisation des conséquences couvre d'une manière générale les aspects suivants :

- Modélisation du terme source/décharge décrivant le comportement des matières libérées ;
- Modélisation de la taille et de la forme des nuages de gaz inflammables et toxiques provenant des rejets accidentels ;
- Modélisation de la fumée produite par la combustion ;
- Modélisation de la flamme et du champ de rayonnement des rejets qui s'enflamment et brûlent sous forme de jets de gaz, de nappes liquides, de boules de feu et de feux à inflammation instantanée (flash fire) ;
- Modélisation des surpressions d'explosion.

En plus des logiciels commerciaux tels que PHAST (DNV, 2006) qui est largement utilisé dans l'industrie des procédés, des logiciels libres permettant l'automatisation de certaines approches de calcul empiriques et semi-empiriques sont disponibles sur internet, notamment le logiciel ALOHA (U.S. EPA, 2007).

Ainsi, un certain nombre d'outils CFD ont été développés pour la modélisation des conséquences. Il existe des logiciels libres tels que OpenFOAM et Fire Dynamics Simulator (FDS), développés et maintenus par la communauté open source, et des logiciels commerciaux tels que FLACS développé par GexCon et FLUENT développé par ANSYS. Ces deux types de logiciels ont été de plus en plus utilisés dans les études de recherche sur l'analyse des conséquences, car ils ont été largement validés à l'aide de données expérimentales.

### 1.3.6 Analyse de vulnérabilité

L'objectif de cette étape est d'évaluer les impacts des effets en fonction de la vulnérabilité des éléments sensibles (personnes et équipements). L'évaluation des impacts par rapport aux seuils de vulnérabilité est fréquemment utilisée. En effet, il n'existe pas de critères uniformes, mais les seuils définis par le projet européen ARAMIS (Planas et al., 2006) et précisément la méthodologie française (Alileche et al., 2015 ; Gooijer et al., 2012 ; Kadri et al., 2013 ; Török et al., 2011) sont couramment utilisés dans l'industrie algérienne. Les tableaux 1.3 et 1.4 récapitulent respectivement les valeurs seuils des niveaux d'effets relatifs à la surpression et au rayonnement thermique.

**Tableau 1.3 –** Seuils d'effets de surpression définis par la réglementation française (INERIS, 2002 ; Török et al., 2011)

| Surpression (mbar) | Effets sur l'homme | Effets sur les structures |
|---|---|---|
| 20 | Effets indirects(1) | Destructions significatives de vitres |
| 50 | Effets irréversibles | Dégâts légers sur les structures |
| 140 | Premiers effets létaux | Dégâts graves sur les structures |
| 200 | Effets létaux significatifs | Effets domino |

(1) Correspondant à la zone des effets indirects par bris de vitre sur l'homme.

**Tableau 1.4 –** Seuils d'effets thermiques définis par la réglementation française (INERIS, 2002)

| Flux surfacique/dose thermique | Effets sur l'homme | Effets sur les structures |
|---|---|---|
| 3 kW/m$^2$ ou 600 [(kW/m$^2$)$^{4/3}$]·s | Effets irréversibles | – |
| 5 kW/m$^2$ ou 1000 [(kW/m$^2$)$^{4/3}$]·s | Premiers effets létaux | Destructions significatives de vitres |
| 8 kW/m$^2$ ou 1800 [(kW/m$^2$)$^{4/3}$]·s | Effets létaux significatifs | Dégâts graves avec effets domino |

#### 1.3.6.1 Réaction d'une population suite à un accident

Les individus d'une population ne réagiront pas tous de la même façon lorsqu'ils sont exposés aux effets dangereux. Pour une dose ou une intensité donnée, certains individus ne seront que légèrement affectés, cependant d'autres seront fortement atteints, et la majorité auront une réponse intermédiaire. La réponse globale d'une population face à une telle situation est le plus souvent représentée à l'aide d'une distribution normale (Casal, 2008 ; Mannan, 2012), selon l'expression suivante :

$$f(x) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \cdot \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{x-\mu}{\sigma}\right)^2\right] \tag{1.1}$$

où $f(x)$ est le pourcentage des individus ayant subi une réaction donnée aux effets de l'accident, $x$ est la réponse, $\sigma$ est l'écart type et $\mu$ est la moyenne.

#### 1.3.6.2 Analyse de probit

La fonction qui établit le lien entre l'ampleur d'une conséquence et le degré de dommage qu'elle cause (c.-à-d. relation dose-réponse), est requise pour évaluer les conséquences d'un accident. La méthode la plus fréquemment appliquée est l'analyse de *probit*, qui met en relation la variable *probit* et la probabilité d'atteinte de cibles par un effet nocif.

Par définition, la variable probit $Y$ est une mesure du pourcentage d'une population soumise à une dose donnée d'un effet ($V$), qui peut subir un degré de dommage donné. Cette variable obéit à une distribution normale et se caractérise par une valeur moyenne de 5 et un écart type égal à 1. La relation entre la variable probit ($Y$) et la probabilité d'atteinte ($Pr$) peut être définie de la manière suivante (Casal, 2008 ; CCPS, 2000) :

$$Pr = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{Y-5} \exp\left(-\frac{V^2}{2}\right) \cdot \mathrm{d}V \tag{1.2}$$

Si le pourcentage de la population ayant connu une réponse donnée n'est pas tracé en fonction de la dose de l'effet nocif, mais plutôt en fonction de son logarithme, l'équation 1.2 peut être transformée pour donner l'expression 1.3, qui est souvent utilisée pour estimer la valeur de la variable probit $Y$ (Casal, 2008 ; Mannan, 2012) :

$$Y = a + b \cdot \ln(V) \tag{1.3}$$

où $a$ et $b$ sont des constantes déterminées expérimentalement à partir d'informations sur les accidents.

D'après Mannan (2012) et Crowl & Louvar (2011), l'équation probit pour les effets létaux prend différentes formes, en fonction de la nature de l'effet nocif, comme le montre le tableau 1.5 qui présente diverses équations probit pour différents types d'exposition.

**TABLEAU 1.5 –** Corrélations probit pour différents types d'exposition (Crowl & Louvar, 2011)

| Type de blessure ou de dommage | Variable causale | Parmètres Probit | |
|---|---|---|---|
| | | $a$ | $b$ |
| **Incendies :** | | | |
| Décès dû au flux thermique | $\dot{q}_r''^{4/3} \cdot t$ | −14,9 | 2,56 |
| **Explosions :** | | | |
| Décès dû à une hémorragie pulmonaire | $P_s$ | −77,1 | 6,91 |
| Rupture du tympan | $P_s$ | −15,6 | 1,93 |
| Dommages à la structure | $P_s$ | −23,8 | 2,92 |
| Bris de glace | $P_s$ | −18,1 | 2,79 |
| **Rejets toxiques :** | | | |
| Décès dû à l'ammoniac | $\sum C^{2,0} \cdot t^*$ | −35,90 | 1,85 |
| Décès dû au monoxyde de carbone | $\sum C^{1,0} \cdot t^*$ | −37,98 | 3,70 |
| Décès dû au chlore | $\sum C^{2,0} \cdot t^*$ | −8,29 | 0,92 |
| Décès dû à l'oxyde d'éthylène | $\sum C^{1,0} \cdot t^*$ | −6,19 | 1,00 |
| Décès dû au chlorure d'hydrogène | $\sum C^{1,0} \cdot t^*$ | −16,85 | 2,00 |
| Décès dû au dioxyde d'azote | $\sum C^{2,0} \cdot t^*$ | −13,79 | 1,40 |
| Décès dû à l'oxyde de propylène | $\sum C^{2,0} \cdot t^*$ | −7,42 | 0,51 |
| Décès dû au dioxyde de soufre | $\sum C^{1,0} \cdot t^*$ | −15,67 | 1,00 |
| Décès dû au toluène | $\sum C^{2,5} \cdot t^*$ | −6,79 | 0,41 |

$\dot{q}_r''$ : flux surfacique radiatif reçu (kW/m$^2$) — $t$ : temps d'exposition (s)
$P_s$ : surpression (N/m$^2$) — $C$ : concentration (ppm)
$t^*$ : temps d'exposition (min)

Une fois la valeur de $Y$ déterminée, la variable probit doit être transformée en probabilité (pourcentage) d'atteinte afin d'évaluer les conséquences réelles de l'accident pour la population (p. ex. le nombre de personnes blessées ou décédées). Ceci peut être effectué en se référant à la figure 1.7.

Une autre expression qui établit le lien entre la variable probit et la probabilité d'atteinte de cibles par un effet nocif donné est exprimée par (CCPS, 2000) :

$$Pr = 0{,}5 \left[ 1 + \frac{Y-5}{|Y-5|} \cdot erf\left( \frac{|Y-5|}{\sqrt{2}} \right) \right] \tag{1.4}$$

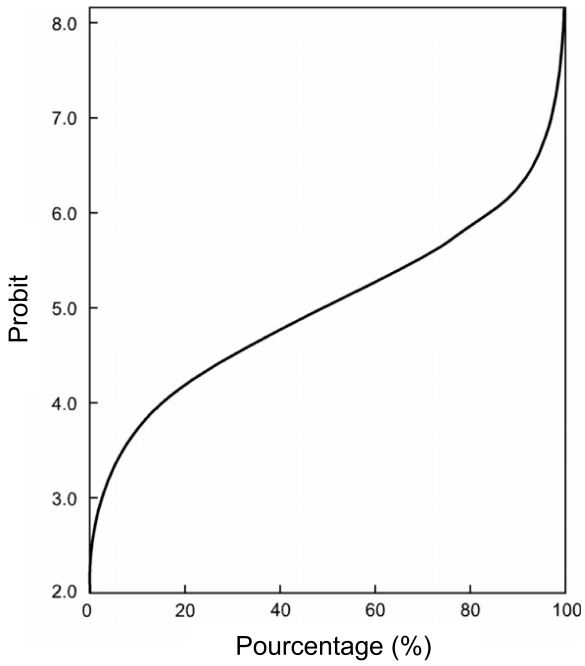



**FIGURE 1.7 –** Relation entre la variable probit et le pourcentage d'atteinte (Mannan, 2012)

Actuellement, les équations probit sont largement utilisées pour évaluer les conséquences des accidents majeurs sur les cibles. Toutefois, le choix de l'équation est déterminant car, pour le même effet dangereux, la prédiction peut varier considérablement selon l'expression choisie.

### 1.3.7 Estimation du risque individuel et sociétal

Au cours de l'estimation des risques associés à une installation, le risque peut être calculé pour chaque type de conséquence (perte économique, blessure, décès, etc.). Toutefois, l'analyse quantitative des risques tient souvent compte des effets létaux, car les critères d'acceptabilité reposent essentiellement sur le risque de décès. En effet, dans le cadre d'une QRA, après avoir déterminé les probabilités d'occurrence des événements indésirables et leurs conséquences, le risque est alors évalué en utilisant les deux métriques de représentation que sont le risque individuel et le risque social.

#### 1.3.7.1 Risque individuel

Le risque individuel correspond à une fonction de coordonnées spatiales qui représente la probabilité qu'un individu se trouvant en un point fixe, pendant une période d'un an, soit décédé suite à un accident dans une usine, une installation ou sur une voie de transport (Casal, 2008). L'unité de mesure du risque individuel est $an^{-1}$. La notion de

risque individuel est le plus souvent illustrée sur une carte par des contours d'iso-risque individuel (distance maximale d'effet à laquelle un individu est exposé à une probabilité de décès).

Le risque individuel à un endroit géographique donné peut s'exprimer comme suit (CCPS, 2009) :

$$IR_{x,y} = \sum_{i=1}^{i=n} IR_{x,y,i} \tag{1.5}$$

où $IR_{x,y}$ est le risque individuel total à l'endroit géographique $(x, y)$, $IR_{x,y,i}$ est le risque individuel à l'endroit géographique $(x, y)$ suite à un scénario d'accident $i$ et $n$ est le nombre total de scénarios d'accidents retenus dans l'étude.

Le $IR_{x,y,i}$ peut être exprimé en fonction de la probabilité de mort et de la fréquence d'occurrence par :

$$IR_{x,y,i} = f_{C,i} \cdot Pr_{d,i} \tag{1.6}$$

où $f_{C,i}$ est la fréquence d'occurrence du scénario d'accident $i$ et $Pr_{d,i}$ est la probabilité que ce scénario d'accident entraîne un décès à l'endroit $(x, y)$.

La valeur de la $Pr_{d,i}$ est obtenue à l'aide des modèles de vulnérabilité. La $f_{C,i}$ est obtenue en multipliant la fréquence de l'événement initiateur, $f_i$, par la probabilité de la séquence d'événements conduisant au scénario d'accident $i$, $Pr_{seq\,i}$, soit alors :

$$f_{C,i} = f_i \cdot Pr_{seq\,i} \tag{1.7}$$

Un contour iso-risque associe tous les emplacements géographiques autour d'une activité potentiellement dangereuse avec un risque individuel égal, c.-à-d. tous les emplacements ayant la même probabilité de mort. La figure 1.8 présente un exemple de contours d'iso-risque individuel.

Les contours du risque individuel peuvent être circulaires si les effets physiques des accidents se propagent de manière uniforme dans toutes les directions ou irréguliers si l'intensité des effets diffère en fonction de la direction de propagation. Par conséquent, on peut distinguer le risque radial du risque directionnel :

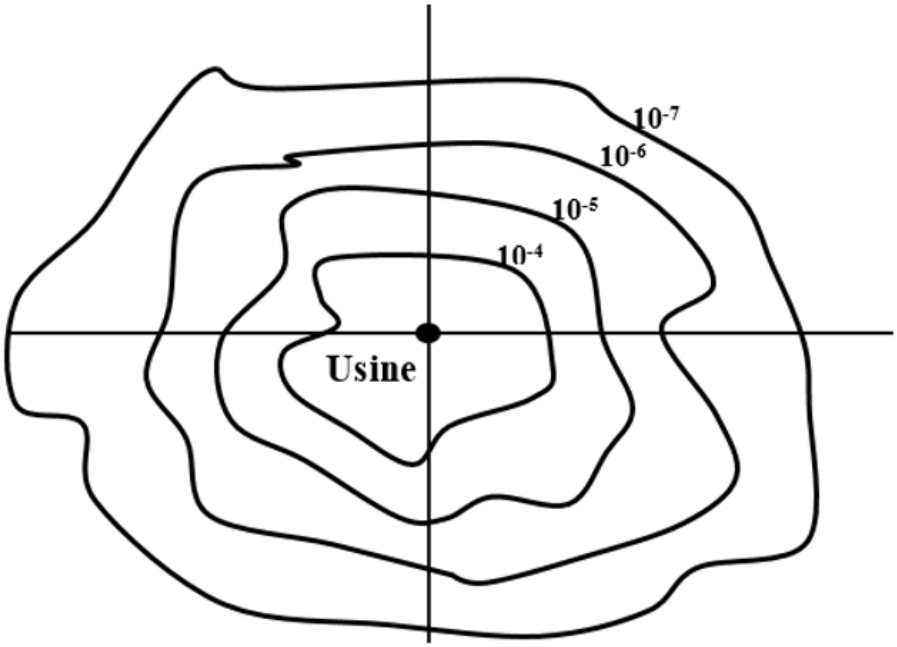



**FIGURE 1.8 –** Exemple de contours d'iso-risque individuel

— Le *risque radial* conduit à des contours iso-risques circulaires, où la valeur du risque diminue avec le rayon. Les scénarios d'accidents généralement associés à ce type de risque sont les explosions, où le rayonnement thermique et la surpression se propagent de façon uniforme dans toutes les directions.

— Le *risque directionnel* génère des courbes iso-risques irrégulières en raison de la distribution non homogène de la direction du vent en fonction du temps (rose des vents) et de la variété des classes de stabilité atmosphérique. Les scénarios d'accident associés à ce type de risque sont la dispersion atmosphérique de substances inflammables et/ou toxiques et la projection des fragments lors de l'explosion d'un récipient de type cylindrique.

Le calcul des contours du risque individuel s'effectue généralement selon les étapes suivantes (*cf.* figure 1.9) :

1. Définir un maillage de points qui servira à calculer le risque individuel. Le maillage doit inclure le procédé analysé et doit au moins porter sur la distance maximale sur laquelle toutes les conséquences potentiellement mortelles peuvent être observées. Les mailles sont le plus souvent de 25 m × 25 m pour les distances inférieures à 300 m et de 100 m × 100 m pour les distances supérieures.
2. Établir les coordonnées $(x, y)$ du point d'origine du scénario d'accident $(i)$. Établir la fréquence $f_i$ de l'événement initiateur pour ce scénario d'accident.

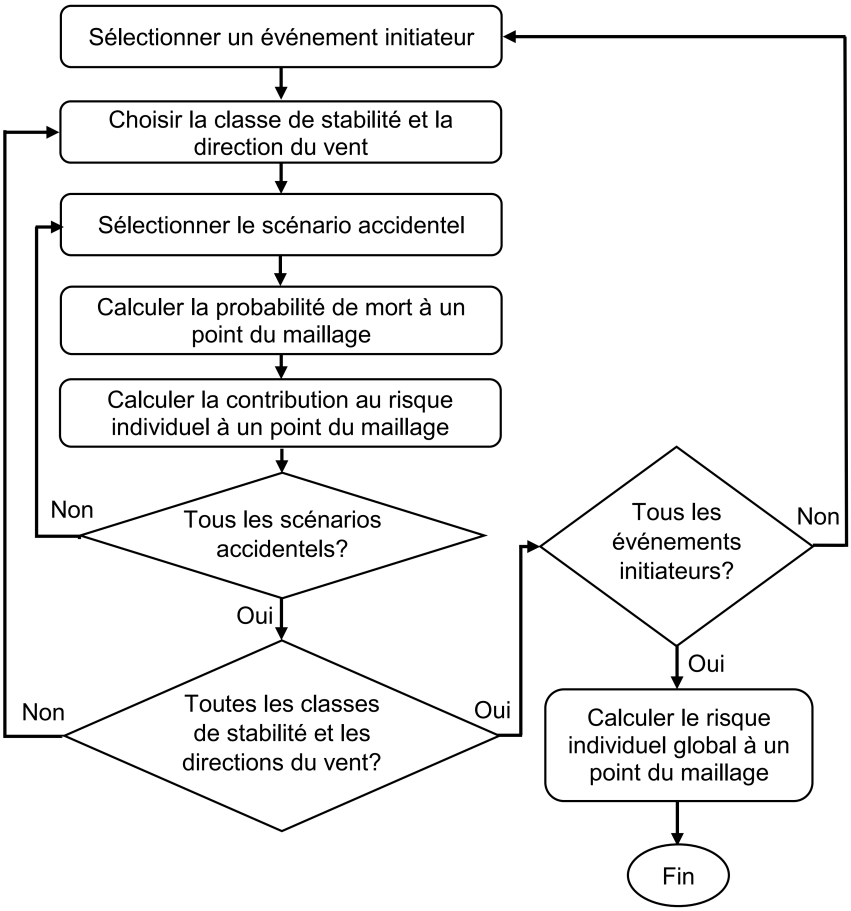



**FIGURE 1.9 –** Étapes de calcul des contours du risque individuel (Casal, 2008)

3. Établir les données climatiques : la probabilité relative à la classe de stabilité ($Pr_{cs}$) ainsi que la probabilité de la direction du vent pour chaque secteur ($Pr_{vent}$). $Pr_{cs} = Pr_{vent} = 1$ pour les scénarios d'accident générant un rayonnement thermique.
4. Évaluer la probabilité globale de la séquence d'événements conduisant au scénario d'accidents $i$ ($Pr_{seq}$). Déterminer la zone couverte par des effets létaux et les probabilités de décès ($Pr_d$) pour chaque classe de stabilité et direction du vent pour chaque point de maillage.
5. Estimer la contribution au risque individuel ($\Delta IR_{i,seq,cs,vent}$) pour le scénario d'accident retenu en incluant la fréquence de l'événement initiateur, la probabilité de la séquence d'événements conduisant au scénario d'accidents, la probabilité de la classe de stabilité, la probabilité de la direction du vent et la probabilité de décès à un point donné du maillage :

$$\Delta IR_{i,seq,cs,vent} = f_i \cdot Pr_{seq} \cdot Pr_{cs} \cdot Pr_{vent} \cdot Pr_d \tag{1.8}$$

6. Le risque individuel global ($IR$) à un point donné du maillage est donné par :

$$IR = \sum_{i} \sum_{seq} \sum_{cs} \sum_{vent} \Delta IR_{i,seq,cs,vent} \tag{1.9}$$

Les courbes d'iso-risque sont habituellement tracées pour des ordres de grandeur. Il s'agit d'un processus relativement complexe qui s'effectue couramment par l'application de codes informatiques appropriés.

### 1.3.7.2 Risque sociétal

Le risque sociétal peut être également présenté sous la forme des courbes $F$-$N$, comme le montre la figure 1.10. Celles-ci sont obtenues par le traçage de la fréquence cumulative des scénarios d'accidents causant $N$ ou plus de morts par an en fonction de $N$.

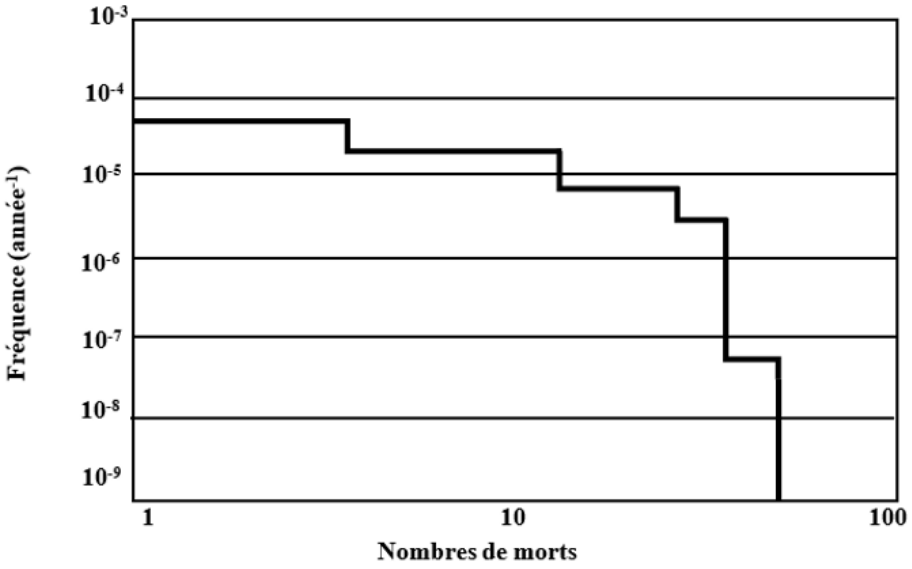



**FIGURE 1.10 –** Exemple d'une courbe $F$-$N$ (CCPS, 2009)

Dans le but d'établir une courbe de risque sociétal $F$-$N$, il est important de combiner correctement les fréquences d'occurrence et le nombre de décès. Le nombre de décès $N_i$ de chaque scénario d'accident est exprimée par (CCPS, 2000) :

$$N_i = \sum_{x,y} p_{x,y} \cdot Pr_d \tag{1.10}$$

où $p_{x,y}$ est le nombre de personnes exposées au danger à l'endroit $(x, y)$ et $Pr_d$ est la probabilité que le scénario d'accidents $i$ entraîne un décès à l'endroit $(x, y)$.

Le nombre de décès et sa fréquence doivent être évalués pour chaque scénario d'accident. Les fréquences cumulatives sont par conséquent exprimées par :

$$f_N = \sum_i f_{C,i} \text{ pour tous les scénarios d'accidents } i \text{ pour lesquels } N_i \geq N \qquad (1.11)$$

où $f_N$ est la fréquence de tous les scénarios d'accidents avec $N$ ou plus de morts ($an^{-1}$), $f_{C,i}$ est la fréquence du scénario d'accidents $i$ ($an^{-1}$) et $N_i$ est le nombre de décès suite au scénario d'accidents $i$.

## 1.4 Application de la QRA dans l'industrie des procédés

La QRA et certaines de ses techniques associées ont été initialement développées dans les industries de l'énergie nucléaire, de l'aérospatiale et de l'électronique où elles sont connues sous le nom d'évaluations probabilistes du risque (Probabilistic Risk Assessment : PRA, en anglais). Son application s'est étendue à l'industrie des procédés chimiques au cours des années 1970 et 1980, en particulier dans l'étude Canvey (HSE, 1978) et l'étude Rijnmond (Rijnmond Public Authority, 1982) qui sont des exemples bien connus.

Au début des années 2000, la QRA était principalement utilisée comme activité de vérification (Falck et al., 2000), alors qu'elle joue désormais un rôle pertinent dans différents aspects du cycle de vie des procédés de traitement. Hendershot et al. (2006) ont démontré l'intérêt de l'application de la QRA dès les premières étapes du processus de conception (phases de faisabilité et de conception) afin de comprendre les caractéristiques de sécurité inhérentes aux options de conception. Comme le soulignent Shariff & Zaini (2013), la QRA a été souvent appliquée à la conception détaillée et à l'ingénierie car, à ce stade préliminaire, les concepteurs de procédés manquent généralement d'informations sur le niveau de risque de l'installation.

Une autre application pertinente de la QRA repose son intégration aux activités d'exploitation et de maintenance est actuellement largement reconnue, après que de nombreux chercheurs et industriels ont abordé cet aspect (Apeland & Aven, 2000 ; Arunraj & Maiti, 2009 ; Khan & Haddara, 2004). La maintenance basée sur le risque est conçue pour étudier les modes de défaillance et leurs effets, déterminer leurs risques et développer une stratégie de maintenance minimisant l'occurrence des modes de défaillance les plus critiques.

Cependant, l'application de la QRA n'est pas seulement dédiée aux phases susmentionnées du cycle de vie d'une installation. Elle a été aussi appliquée à des zones industrielles entières (Egidi et al., 1995) et à l'aménagement du territoire (Spadoni et al., 2003, 2000). De plus, au cours des dernières années, une grande attention a été

accordée à l'intégration de la QRA à l'évaluation quantitative des effets dominos (Antonioni et al., 2009 ; Cozzani et al., 2006a). Une approche globale a été aussi développée pour permettre l'inclusion des risques naturels (NaTech), tels que les inondations (Antonioni et al., 2015 ; Cozzani & Salzano, 2017), et étendre ses potentialités à l'évaluation quantitative de leur contribution au risque industriel. Les questions de sécurité, telles que les attaques terroristes et les sabotages éventuels (Landucci et al., 2017 ; Reniers & Audenaert, 2014), sont également de plus en plus incluses dans les évaluations quantitatives des risques, afin de définir une image exhaustive des risques qui représente de manière détaillée et réaliste la situation réelle. Récemment, des excellentes revues sur les différentes applications de la QRA ont été établies par Goerlandt et al. (2017), Khan et al. (2015), Pasman et al. (2017) et Villa et al. (2016).

## 1.5 Avantages de la méthode QRA

Une liste des avantages peut également être identifiée pour la QRA en s'inspirant de ce que Greenberg et al. (2012) et Apostolakis (2004) ont fait ressortir :

- La principale force de la QRA réside dans le fait qu'elle est en mesure de fournir des orientations aux concepteurs et aux exploitants sur la meilleure façon de minimiser les risques d'accidents. Ces orientations sont plus objectives que celles fournies par les autres techniques qualitatives et semi-quantitatives.
- La QRA permet au futur exploitant d'une installation de disposer d'une appréciation chiffrée sur le risque auquel son personnel pourra être exposé.
- Elle permet également de compter et de comparer le bénéfice potentiel en réduction du risque apporté par différentes mesures de maîtrise des risques considérées lorsqu'elle comprend une analyse coûts-avantages. Une étude QRA est donc un outil efficace d'aide à la décision sur l'acceptabilité du risque.
- Les décisions judiciaires peuvent être appuyées par l'application de la QRA afin d'obtenir un résultat plus éclairé sur le risque, comme le démontrent les résultats des essais évaluant les responsabilités de l'explosion survenue au dépôt pétrolier de *Buncefield* en 2005 (HSE, 2011).

## 1.6 Limites de la méthode QRA

Bien que la méthode QRA soit efficace, son application est très coûteuse en termes de temps et d'effort, ce qui exige des spécialistes compétents. En effet, il existe plusieurs aspects qui ne sont pas bien pris en charge par la QRA, ce qui ouvre la voie à d'autres améliorations. Plusieurs auteurs ont souligné les limites de la QRA qui se résument

dans les points suivants (CCPS, 2000 ; Pasman et al., 2017 ; TNO, 1999 ; Villa et al., 2016) :

— L'objectivité et l'efficacité des résultats de la QRA dépendent de la disponibilité des données, alors qu'en réalité on ne peut pas s'en passer des jugements d'experts et des bases de données, notamment pour les nouveaux projets.

— Le risque individuel ou sociétal est généralement présenté sous la forme d'une valeur unique. Toutefois, les résultats de la QRA sont calculés à l'aide de divers modèles ayant une précision limitée et, par conséquent, les résultats du calcul de la QRA comportent des incertitudes qui leurs sont associées. En effet, dans une QRA, chaque étape qu'elle soit qualitative ou bien quantitative est une source potentielle d'incertitudes.

On distinguera d'ailleurs trois types d'incertitudes :

— Les incertitudes liées à la complétude : elles concernent le choix et la pertinence des phénomènes accidentels étudiés ainsi que les relations causales qui s'y attachent.

— Les incertitudes liées à la modélisation : elles concernent les insuffisances et l'inadéquation des modèles utilisés pour le calcul des probabilités et surtout des conséquences.

— Les incertitudes liées aux paramètres d'entrée d'une QRA : leur source potentielle étant l'imprécision voire l'indisponibilité des données sur les différents paramètres, soit par manque informations et ou par méconnaissance. Ce type d'incertitude est inhérent à toutes les étapes d'une QRA.

## 1.7 Conclusion

L'analyse quantitative des risques d'accidents technologiques majeurs s'inscrit dans un cheminement plus large de gestion des risques. Sa réalisation permet de connaître les accidents potentiels associés à l'implantation ou la présence d'une installation. La connaissance des conséquences et des risques pour les populations, l'environnement et les territoires environnants contribue à une meilleure gestion de ceux-ci par leur réduction par la mise en place de mesures de sécurité et d'atténuation, la mise en œuvre d'une planification des mesures d'urgence et d'un programme de gestion de risques adapté à la nature des accidents potentiels majeurs identifiés.

Il s'avère que l'estimation quantitative des conséquences liées aux accidents majeurs est la tâche la plus délicate dans une QRA, qui nécessite un traitement rigoureux à l'aide des modèles physiques analytiques et numériques et d'outils informatiques développés, d'où l'objet du chapitre suivant.

# Chapitre 2

# Évaluation quantitative de l'effet de surpression : vers un modèle analytique

> *Une confrontation permanente entre théorie et expérience est une condition nécessaire à l'expression de la créativité.*
>
> **— Pierre Joliot-Curie**
> Biologiste (1932 – )

## Sommaire


**2.1 Introduction** . . . . . **29**
**2.2 Aperçu sur les travaux antérieurs** . . . . . **30**
**2.3 Modélisation de la surpression générée par le BLEVE** . . . . . **32**
2.3.1 Aperçu sur le phénomène BLEVE . . . . . 32
2.3.2 Principes fondamentaux du modèle Sedov-Taylor . . . . . 38
2.3.3 Estimation de l'énergie d'explosion . . . . . 42
2.3.4 Modèle équivalent TNT . . . . . 43
**2.4 Validation et discussion** . . . . . **45**
2.4.1 Expériences à grande échelle . . . . . 45
2.4.2 Expériences à moyenne échelle . . . . . 49
**2.5 Conclusion** . . . . . **53**

## 2.1 Introduction

Dans l'industrie pétrolière et chimique, il est courant de recourir à la liquéfaction du gaz. Ce procédé permet de stocker et de transporter des grandes quantités de produit. La liquéfaction nécessite la diminution de la température du gaz au-dessous de son point d'ébullition (liquéfaction par refroidissement) et/ou l'augmentation de sa pression à une valeur supérieure à sa pression de saturation (liquéfaction par compression). Un des inconvénients majeurs de ce mode de stockage est le risque BLEVE qui se caractérise généralement par trois types d'effets, à savoir **(1)** la propagation d'une onde de choc, **(2)** la radiation thermique de la boule de feu si le liquide impliqué est inflammable et **(3)** la projection des fragments (CCPS, 2010 ; Champassith, 2014). Les principales quantités souvent modélisées pour caractériser ces effets sont présentées sur la figure 2.1.

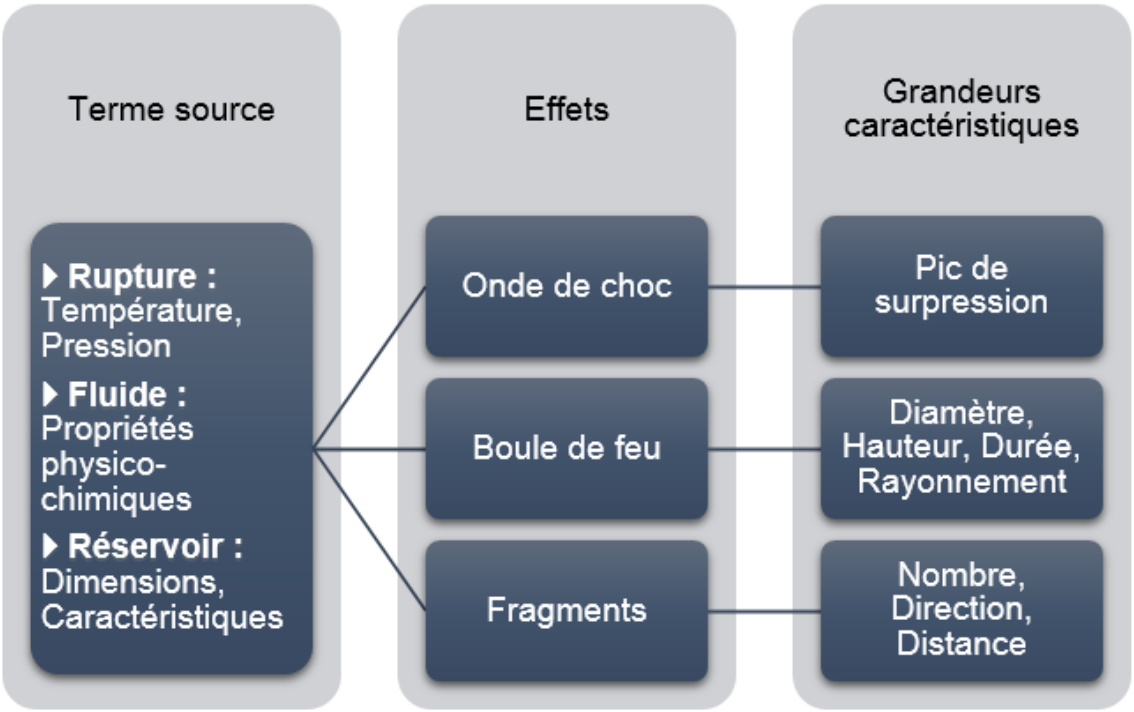



**FIGURE 2.1 –** Grandeurs caractéristiques des effets d'un BLEVE

Le BLEVE est un phénomène complexe résultant de nombreux facteurs difficiles à mettre en équations mathématiques. Cependant, plusieurs auteurs ont proposé des approches basées sur des corrélations empiriques ou des modèles physiques simplifiés qui permettent l'estimation de la surpression en fonction de la distance d'effet (Abbasi et al., 2007 ; Baker et al., 1983 ; Birk et al., 2007 ; Bubbico & Marchini, 2008 ; Casal & Salla, 2006 ; Genova et al., 2008 ; Kielec & Birk, 1997 ; Papazoglou & Aneziris, 1999 ;

Planas-Cuchi et al., 2004 ; Prugh, 1991 ; Salla et al., 2006 ; Strehlow & Baker, 1976 ; Tang & Baker, 2000 ; TNO, 2005). De telles approches ne sont pas très satisfaisantes car elles comportent généralement un facteur de réduction ajusté expérimentalement et surestiment souvent les surpressions (Laboureur et al., 2015, 2013 ; Van Den Berg et al., 2004).

De plus, l'onde de choc résultant de l'explosion d'hydrocarbures peut également être prédite par des codes de dynamique des fluides numérique (Computational Fluid Dynamics : CFD, en anglais) comme le logiciel FLACS par exemple. Cependant, la plupart des codes CFD sont limités aux cas de déflagration et ne peuvent pas être étendus aux modèles de détonation (Bang et al., 2016). Pour cette raison, l'organisation TNO note que l'approche CFD n'est pas nécessairement plus fondamentale que d'autres approches physiques simplifiées (CCPS, 2010 ; TNO, 2005).

En fait, la *théorie d'autosimilarité* des explosions fortes peut être utilisée comme solution permettant d'approfondir la compréhension du phénomène BLEVE en se basant sur le *modèle de Sedov-Taylor* (Bang et al., 2016 ; Batcherlor, 1963 ; Caillard et al., 2004 ; Gordon et al., 2013 ; Landau & Lifshitz, 1987 ; Liberman, 2008 ; Sedov, 1971, 1959 ; Taylor, 1950a,b).

Dans ce chapitre, une approche de modélisation analytique basée sur le modèle de Sedov-Taylor est proposée et validée avec des données expérimentales issues des tests de British Gas (Johnson et al., 1990) et les expériences de Birk et al. (2007). En appliquant le *théorème Pi* de Vashy-Buckingham (Buckingham, 1914), on détermine les grandeurs physiques caractérisant l'évolution de l'onde de choc. De plus, une comparaison avec le modèle d'équivalent TNT et des modèles physiques (empiriques et simplifiés) est effectuée.

## 2.2 Aperçu sur les travaux antérieurs

Des efforts considérables ont été fournis afin d'étudier les mécanismes du BLEVE. Plusieurs chercheurs ont publié des articles scientifiques sur divers aspects de cet accident, tout en reposant sur des approches empiriques et physiques simplifiées.

Roberts (1981) a travaillé sur les risques de rayonnement thermique associés aux rejets du GPL provenant du stockage sous pression. Il a établi des corrélations qui décrivent l'influence de la masse de carburant sur les paramètres caractéristiques de la boule de feu (diamètre, durée de vie et densité de flux de chaleur). Sur la base de ces idées, Crocker & Napier (1988) ont évalué des modèles mathématiques pour les

risques d'incendie et d'explosion du GPL. Ils ont montré que ces modèles surestiment les risques associés aux jets enflammés (jet fire, en anglais), aux boules de feu et aux effets de surpression générés par le BLEVE.

Prugh (1991) a également proposé une approche pour quantifier l'influence de la nature et de la quantité du combustible sur le diamètre, la durée et l'énergie de la boule de feu, ainsi que les conséquences de ces paramètres sur les personnes et les biens. Pour leur part, Papazoglou & Aneziris (1999) ont proposé une méthodologie pour estimer les risques du BLEVE en présence d'incertitudes liées aux modèles de quantification et aux paramètres d'entrée de ces modèles.

En 2000, Roberts et al. ont présenté les résultats d'une série de tests expérimentaux réalisés par le laboratoire HSL dans le cadre du projet J.I.V.E. (Hazards consequences of Jet fire Interaction with VEssels containing pressurized liquids). Au cours de ces essais, plusieurs réservoirs de propane ont été exposés à des feux. Ils ont permis d'identifier les conditions de température et de pression de rupture, les modes de défaillances ainsi que les caractéristiques des boules de feu.

Planas-Cuchi et al. (2004) ont proposé un modèle pour calculer la surpression due aux explosions BLEVE à l'aide de l'hypothèse d'un processus d'expansion adiabatique et irréversible.

Dans une étude menée par Abbasi et al. (2007), le mécanisme, les causes, les conséquences, les méthodes de calcul et les stratégies préventives associées aux BLEVE ont été présentés dans une excellente revue.

En se basant sur des essais expérimentaux à moyenne échelle, Birk et al. (2007) ont conclu que la partie liquide ne contribue pas à la génération d'ondes de choc. Ils ont proposé un modèle basé sur le modèle TNO (2005) qui utilise la partie vapeur pour calculer l'énergie d'expansion.

Bubbico & Marchini (2008) ont mené une enquête sur un accident BLEVE survenu lors du transfert du GPL d'un wagon-citerne routier à un récipient de stockage fixe. Ils ont comparé les dommages physiques observés sur le lieu de l'accident avec les résultats obtenus à partir des modèles de calcul empiriques.

À partir des travaux expérimentaux à petite échelle, Chen et al. (2008) ont constaté que le processus d'évolution du BLEVE peut se caractériser par un écoulement diphasique accompagné d'un effet de surpression.

## 2.3 Modélisation de la surpression générée par le BLEVE

### 2.3.1 Aperçu sur le phénomène BLEVE

#### 2.3.1.1 Description du phénomène

Le phénomène BLEVE correspond à une vaporisation violente de nature explosive suite à la rupture (perte de confinement) d'un réservoir contenant un liquide stocké à une température significativement supérieure à son point d'ébullition normal à la pression atmosphérique (CCPS, 2010).

Une simple analyse d'accident peut démontrer le potentiel destructeur certain d'un BLEVE. D'après Abbasi et al. (2007), les 80 BLEVE majeurs qui se sont produits entre 1940 et 2005 ont fait plus de 1000 décès, en ont blessé plus de 10000 personnes avec une perte économique valant des milliards de dollars. L'accident BLEVE qui impliquait la plus grande quantité du GPL s'est produit à la raffinerie Shell de Montréal en 1957 où 5100 tonnes de gaz butane ont été impliquées dans une série des BLEVE provoquant un décès. Cependant, le BLEVE le plus tragique du fait de l'ampleur de ses conséquences (plusieurs centaines de morts et plusieurs milliers de blessés) est survenu au terminal PEMEX de distribution de GPL (Mexico) en 1984, où 3000 tonnes de propane ont été impliquées dans des BLEVE en série à cause d'un incendie. La figure 2.2 montre le terminal PEMEX avant et après l'accident. Certains des BLEVE observés ont généré des boules de feu, comme celle de la figure 2.3.

Plusieurs causes pouvant conduire à un BLEVE sont identifiées, notamment : les contraintes thermiques, la fatigue, la corrosion, les défauts de fabrication, les contraintes de pression et la réduction de la résistance des matériaux due à la surchauffe des parois au cours de développement du phénomène BLEVE (Birk et al., 2007). Sur la base d'un recueil de 88 accidents BLEVE survenus dans le monde depuis 1926, Abbasi et al. (2007) ont listé les principaux types d'agression conduisant à ce phénomène dans le tableau 2.1. Ce tableau montre que les accidents BLEVE se produisent essentiellement à cause d'un incendie ou à cause d'un dommage mécanique.

Le processus typique du BLEVE peut être résumé en quelques étapes, tel qu'il est illustré sur la figure 2.4. Un BLEVE se produit lorsqu'un réservoir contenant un liquide (la plupart du temps un gaz liquéfié sous pression) est soumis à une agression entraînant la rupture du réservoir. Cette rupture peut être : **(a)** *thermique* en raison de l'amincissement des parois et/ou des fissures induites par une augmentation de température des parois et de pression interne (pour un réservoir équipé de soupape(s),

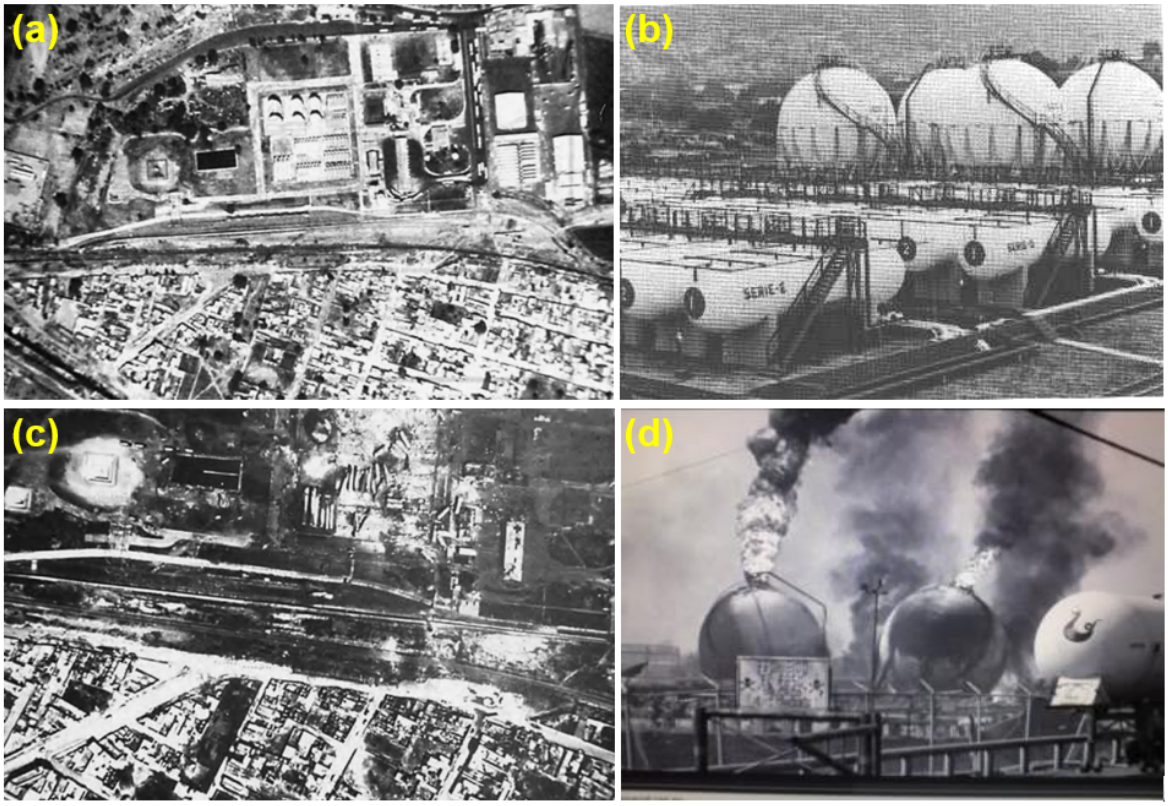



**FIGURE 2.2 –** Terminal PEMEX à Mexico City : (a) et (b) avant l'accident, (c) et (d) après l'accident (Mannan, 2012)

**TABLEAU 2.1 –** Causes fréquentes des accidents BLEVE (Abbasi et al., 2007)

| Cause du BLEVE | Fréquence |
|---|---|
| Incendie | 36% |
| Dommage mécanique | 22% |
| Sur-remplissage | 20% |
| Réactions d'emballement | 12% |
| Surchauffe | 6% |
| Contamination de l'espace de vapeur | 2% |
| Défaillance mécanique | 2% |

la pression augmentera jusqu'à la pression de tarage), ou **(b)** *mécanique* due à un impact. Sous l'effet de la chute de la résistance mécanique du matériau constituant le récipient et de la montée en pression interne, le réservoir se rompt localement, la vapeur s'expanse et le liquide devient surchauffé à cause de la dépressurisation, ce qui déclenche l'ébullition du liquide et provoque également la perte totale de confinement du réservoir (INERIS, 2002 ; Laboureur, 2012).



**FIGURE 2.3 –** Évolution de la boule de feu générée par le BLEVE survenu à Casselton (Dakota du Nord, États-Unis) en 2013 (Source : Dawn Faught Photography)

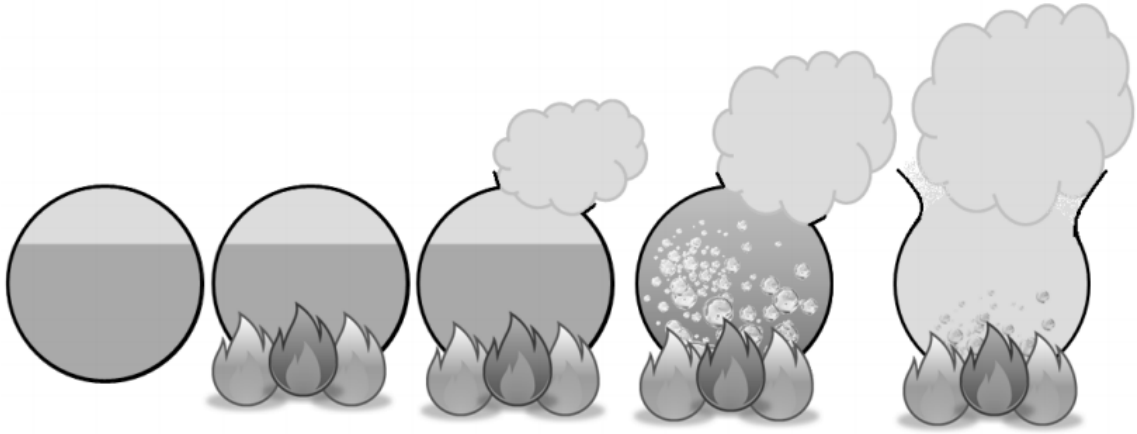


**FIGURE 2.4 –** Étapes du développement d'un BLEVE d'un réservoir soumis à une agression thermique (Laboureur, 2012)

### 2.3.1.2 Aspects théoriques fondamentaux

La théorie du BLEVE fait souvent appel à la notion de *Température Limite de Surchauffe (TLS)*. Lorsqu'un liquide s'échauffe à une pression donnée, sa température augmente jusqu'à atteindre le point d'ébullition, de sorte que des bulles de vapeur se

développent sur les sites actifs (impuretés et interfaces avec les solides). Lorsqu'il n'y a pas assez de sites de nucléation dans le liquide, le point d'ébullition peut être dépassé sans ébullition. Dans ce cas, le liquide est dit surchauffé. Cependant, il existe une limite de température à une pression donnée au-delà de laquelle des bulles de vapeur se développent dans tout le liquide, même en l'absence de sites de nucléation (CCPS, 2010, 1999 ; INERIS, 2002). Cette limite est la température limite de surchauffe appelée encore "*température de nucléation spontanée*" (Casal & Salla, 2006 ; Salla et al., 2006). La droite passant par la température critique et la TLS est appelée *droite limite de surchauffe*, qui est illustrée sur la figure 2.5. Elle détermine le domaine au-delà duquel la nucléation spontanée est possible.

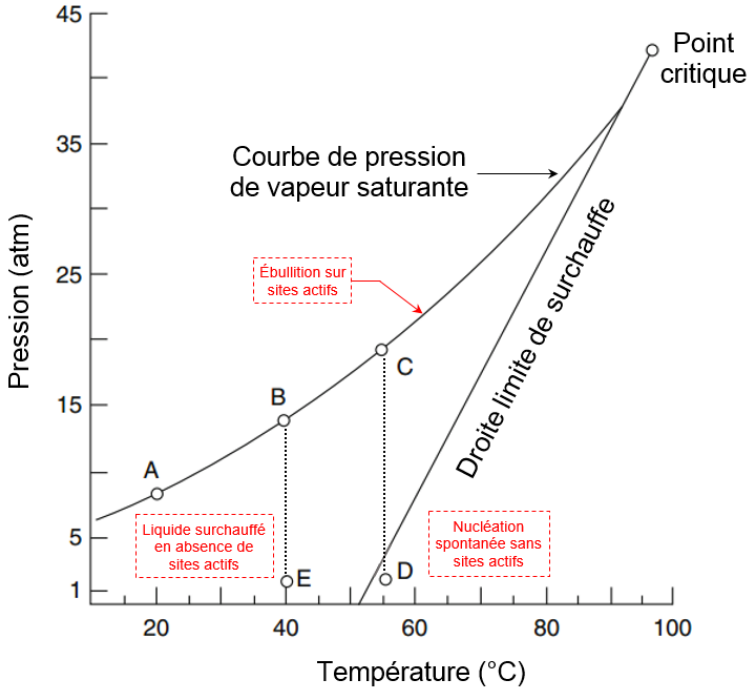



**FIGURE 2.5 –** Température limite de surchauffe en fonction de la pression (Hurley et al., 2016)

Considérons un réservoir de stockage contenant un gaz liquéfié pur à l'équilibre thermodynamique dont l'état est présenté par le point A de la figure 2.5. Si on lui apporte de la chaleur, le point correspondant à son état se déplace sur la courbe de saturation dans le sens des températures croissantes jusqu'à atteindre le point B. Suite à une rupture, le gaz peut alors passer, par dépressurisation brutale, à l'état indiqué par le point E en restant, au moins temporairement, surchauffé à l'état liquide avant de se vaporiser rapidement. Si la rupture du réservoir intervient au niveau du point C (le produit s'est échauffé d'avantage), le gaz sera dépressurisé brutalement à la pression atmosphérique (point D) en conduisant cette fois à une vaporisation rapide et totale à caractère

explosif, puisqu'il ne peut rester à l'état liquide avec une température supérieure à sa TLS (INERIS, 2002). Selon Reid (1976), les valeurs limites de la température de surchauffe se situent entre 88 et 92% de la température critique, pour de nombreux liquides organiques et inorganiques.

D'après l'INERIS (2002), la notion du BLEVE chaud ou froid se réfère seulement à la TLS de la matière impliquée :

— la transformation B-E, qui se produit en dessous de la TLS à pression atmosphérique, est couramment appelée *BLEVE froid* ;

— la transformation C-D, qui se produit au-dessus de la TLS à pression atmosphérique, est souvent appelée *BLEVE chaud*.

La figure 2.6 présente un organigramme du processus BLEVE comme le définissent Birk et al. (1993). En décrivant ce processus, Birk et al. ont observé que les BLEVE froids se produisent généralement dans des réservoirs fragiles, qui se rompent à des pressions relativement faibles. Les conséquences de ce type de BLEVE ne sont donc pas aussi sévères. Cependant, les BLEVE chauds se produisent avec des réservoirs plus solides. La rupture retardée permet une augmentation de pression beaucoup plus importante dans le réservoir et un événement d'autant plus grave au moment de la rupture.

Comme mentionné précédemment, il peut être distingué trois types d'effets générés par le phénomène BLEVE, à savoir (INERIS, 2002 ; Török et al., 2011) :

— **Propagation d'une onde de surpression :** C'est la conséquence d'une explosion qui se traduit par la propagation d'une onde de pression dans l'atmosphère à une vitesse supersonique (> 340 m/s dans l'air à 15°C) au départ. Au cours de la propagation de cette onde, en un point fixe de l'espace, on observe une impulsion positive de pression (surpression) dont sa durée mesurée en général est de l'ordre de millisecondes suivie par une phase de dépression.

— **Projection de fragments :** L'impact d'un projectile est susceptible de produire deux types d'effets sur les personnes et les structures : **(a)** le *choc*, qui peut causer des dommages au corps humain et aux structures, **(b)** la *pénétration*, que ce soit dans le corps humain ou dans les structures.

— **Effet thermique :** Avec un liquide inflammable, la boule de feu peut devenir prépondérante en termes de conséquences. Cependant, les effets observés dépendent

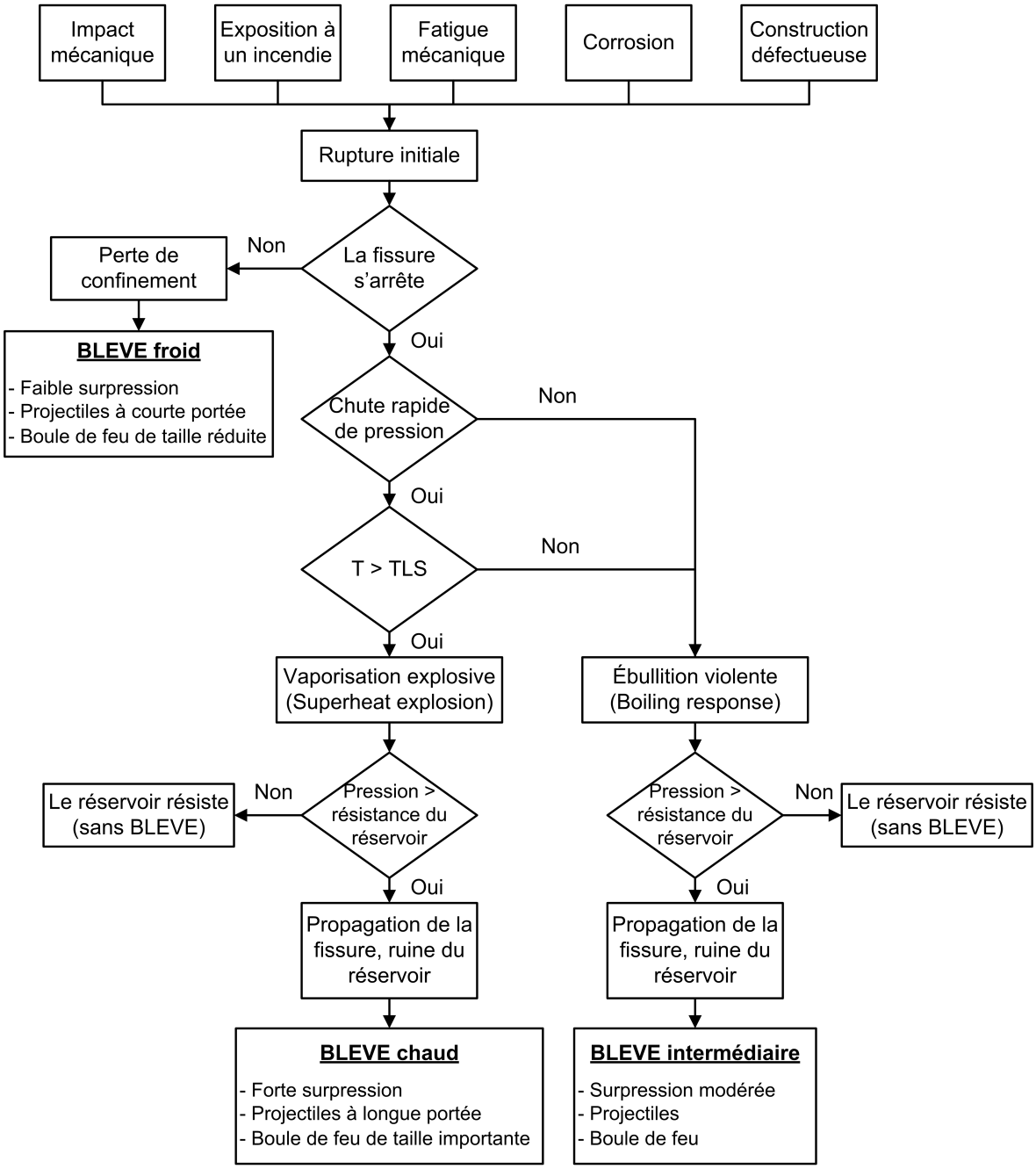



**FIGURE 2.6 –** Organigramme du processus BLEVE selon Birk et al. (1993)

du temps d'exposition comme suit : **(a)** lorsque la durée du phénomène dépasse les 2 minutes (régime permanent), les distances d'effet sont calculées sur la base d'un flux thermique surfacique exprimé en $\mathrm{kW/m^2}$, c'est le cas pour les feux de nappes et les jets enflammés ; **(b)** lorsque la durée du phénomène est inférieure à 2 minutes (régime dynamique), les distances sont calculées en termes de doses thermiques reçues exprimées en $\left[\left(\mathrm{kW/m^2}\right)^{4/3}\right]\cdot\mathrm{s}$, c'est le cas d'un BLEVE ou un Boil-Over où la durée d'exposition est très courte.

Dans le but de maîtriser et de réduire le risque BLEVE, la compréhension et la caractérisation de ses effets sont un problème crucial. Bien qu'il ait fait l'objet de plusieurs recherches et publications, notre compréhension sur les différents mécanismes du BLEVE reste insuffisante, car il n'existe pas de méthode définitive et unique pour modéliser ces effets. Le problème est plus complexe puisque les effets générés sont de natures différentes (mécanique, thermique, etc.).

### 2.3.2 Principes fondamentaux du modèle Sedov-Taylor

Les différents facteurs pouvant influencer la propagation d'une onde de choc générée par une explosion entravent sérieusement le traitement théorique du problème. Pour arriver à une solution plus ou moins simple à ce problème, Taylor (1950a) et Sedov (1971, 1959) ont supposé que la source d'une explosion était un point. Leur solution est appelée la *solution auto-similaire* (self-similar solution, en anglais), qui décrit l'évolution de l'onde de choc, issue d'une forte explosion, en se basant sur des expressions analytiques exactes.

Le modèle d'onde de choc de Sedov-Taylor présente un grand intérêt dans divers domaines de la physique. Il est appliqué, par exemple, dans les études d'astrophysique (Dale, 2015), la modélisation des explosions nucléaires (Taylor, 1950b), les études des plasmas (Caillard et al., 2004), les explosions de munitions (Gordon et al., 2013), les études thermo-hydrodynamiques (Kwak et al., 2012) et récemment dans la modélisation de l'explosion des pipelines d'hydrogène (Bang et al., 2016). Ce modèle à géométrie sphérique est parfaitement décrit dans le livre de mécanique des fluides de Landau & Lifshitz (1987), tandis que d'autres géométries (cylindriques et planes) sont étudiées par Sedov (1959).

Considérons un milieu gazeux idéal caractérisé par une masse volumique $\rho_0$ ($\rho_0$ = 1,22 kg/m$^3$ pour l'air à 15°C) et un rapport des chaleurs spécifiques $\gamma$ à une pression ambiante $P_0$, dans lequel une énergie $E$ est soudainement libérée sous une forme infiniment concentrée pendant un court intervalle de temps. Cette énergie initiale produit une onde de choc sphérique dont le rayon $R$ (à partir du centre) est fonction du temps $t$, comme le montre la figure 2.7 (Batcherlor, 1963 ; Kandula & Freeman, 2008 ; Liberman, 2008).

L'analyse dimensionnelle est une approche théorique permettant de caractériser les paramètres de l'onde de choc (rayon, vitesse et surpression). Dans ce qui suit, l'analyse dimensionnelle basée sur le *théorème Pi* de Vaschy-Buckingham sera utilisée pour

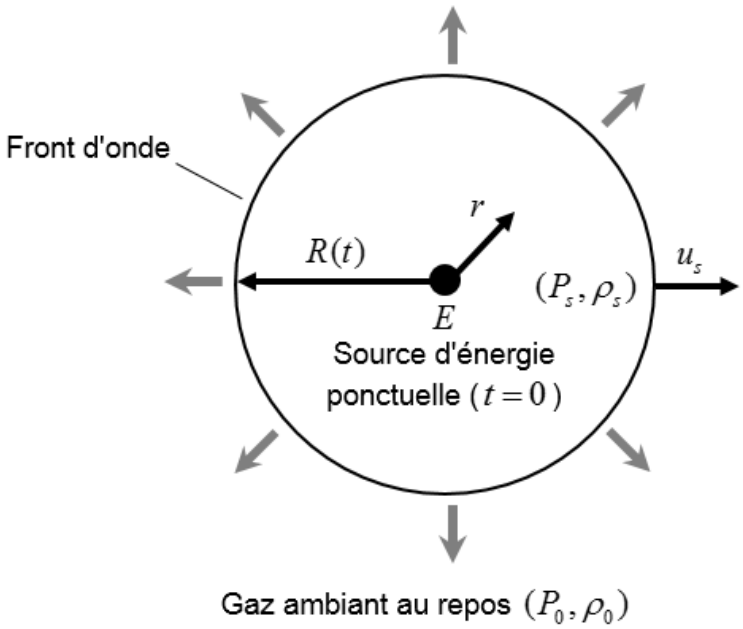



**FIGURE 2.7 –** Schéma d'une explosion de source ponctuelle

déterminer une formule unique décrivant le comportement à temps plein de l'explosion depuis le début (Buckingham, 1914 ; de Izarra et al., 2002).

#### 2.3.2.1 Analyse dimensionnelle : Application du théorème Pi

La plupart du temps, la surpression $P_s$ juste derrière la discontinuité sphérique du rayon $R$ produit par l'explosion est très importante par rapport à la pression ambiante au repos $P_0$. Cette hypothèse est pleinement justifiée car l'énergie interne du gaz idéal au repos est négligeable par rapport à la valeur énergétique initiale $E$ (forte explosion). En effet, les seuls paramètres du problème sont alors $E$ et $\rho_0$, et toutes les quantités apparaissant dans la solution ne peuvent être qu'une combinaison du temps $t$, de la masse volumique $\rho_0$ et de l'énergie $E$. On peut donc utiliser l'analyse dimensionnelle pour identifier certaines des dépendances attendues (de Izarra et al., 2002 ; Sellami et al., 2018c). Dans ce qui suit, le théorème Pi sera appliqué avec quatre grandeurs physiques listées dans le tableau 2.2, où $L$, $M$ et $T$ dénotent respectivement la longueur, la masse et le temps.

Le théorème Pi indique que, avec quatre grandeurs physiques indépendantes et trois unités fondamentales, un seul nombre sans dimension $\prod$ peut être déterminé. Puisque nous nous intéressons à la variation temporelle du rayon du front d'onde de choc, le nombre sans dimension $\prod$ relatif au rayon $R$ peut être donné par :

**TABLEAU 2.2 –** Dimensions des quantités principales

| Quantité physique | Notation | Unités fondamentales |
|---|---|---|
| Énergie | $E$ | $ML^2T^{-2}$ |
| Masse volumique du gaz au repos | $\rho_0$ | $ML^{-3}$ |
| Rayon du front d'onde de choc | $R$ | $L$ |
| Temps | $t$ | $T$ |

$$\prod_R = R^1 E^a \rho_0^b t^c \tag{2.1}$$

où $a$, $b$ et $c$ sont déterminés aisément en considérant que $\prod_R$ est un facteur sans dimension ($\left[\prod_R\right] = 1$). On obtient :

$$\begin{aligned}\prod_R &= R E^{-1/5} \rho_0^{1/5} t^{-2/5} \\ &= R\left(\frac{\rho_0}{E}\right)^{1/5} t^{-2/5}\end{aligned} \tag{2.2}$$

La relation donnant l'évolution du front d'onde de choc en fonction du temps est :

$$\prod_R = \beta \tag{2.3}$$

où $\beta$ est une constante sans dimension (dépend uniquement du rapport des chaleurs spécifiques $\gamma$), que l'on peut trouver en résolvant les équations de mouvement.

A partir des équations 2.2 et 2.3, on peut obtenir le résultat bien connu du modèle d'onde de choc auto-similaire avec une évolution de $R$ en fonction du temps $t$ comme suit (Caillard et al., 2004 ; Sedov, 1959 ; Sellami et al., 2018c ; Taylor, 1950a) :

$$R(t) = \beta\left(\frac{E t^2}{\rho_0}\right)^{1/5} \tag{2.4}$$

La vitesse de propagation de l'onde de choc est donnée par l'équation 2.5.

$$u_s = \frac{dR}{dt} = \frac{2R}{5t} = \beta\frac{2}{5}\left(\frac{E}{\rho_0 t^3}\right)^{1/5} = \frac{2}{5}\beta^{5/2}\left(\frac{E}{\rho_0}\right)^{1/2} R^{-3/2} \tag{2.5}$$

La constante $\beta$ est déterminée par la condition ci-dessous qui stipule que l'énergie totale dans la zone délimitée à l'intérieur de la sphère d'onde de choc reste constante et égale à l'énergie $E$ libérée lors de l'explosion (Kandula & Freeman, 2008 ; Landau & Lifshitz, 1987) :

$$E = \int_0^R \rho \left( \frac{u^2}{2} + \frac{a_s^2}{\gamma(\gamma-1)} \right) 4\pi r^2 dr$$
$$= 4\pi \int_0^R \left( \frac{1}{2} \rho u^2 \right) r^2 dr + 4\pi \int_0^R \frac{P}{\gamma - 1} r^2 dr \tag{2.6}$$

où $a_s$ est la vitesse du son (qui est exprimée par $a_s = \sqrt{\gamma P/\rho}$) et $r$ est la coordonnée radiale. Dans le cas d'un gaz assimilé à un gaz idéal diatomique tel que l'air, pour lequel $\gamma = 1{,}4$, la valeur de $\beta$ est égale à 1,03.

En utilisant les approximations présentées par Liberman (2008), l'équation 2.4 devient :

$$R(t) = \left( \frac{75}{16\pi} \frac{(\gamma-1)(\gamma+1)^2}{3\gamma - 1} \right)^{1/5} \left( \frac{E t^2}{\rho_0} \right)^{1/5} \tag{2.7}$$

Cette approximation est assez proche de la solution exacte du problème.

#### 2.3.2.2 Relations de Rankine-Hugoniot

La surpression d'une onde de choc peut être exprimée en utilisant les relations de Rankine-Hugoniot pour un choc puissant. Ces relations servent de conditions aux limites du front d'onde de choc pour la solution du modèle Sedov-Taylor. Elles peuvent être exprimées à travers un choc de force finie à $r = R(t)$ comme suit (Kandula & Freeman, 2008 ; Sedov, 1959 ; Taylor, 1950a) :

$$\frac{\rho_s}{\rho_0} = \frac{\gamma+1}{\gamma-1} \left[ 1 + \frac{2}{\gamma-1} \left( \frac{a_{s0}}{u_s} \right)^2 \right]^{-1} \tag{2.8}$$

$$\frac{P_s}{P_0} = \frac{2\gamma}{\gamma+1} \left( \frac{u_s^2}{a_{s0}^2} \right) - \frac{\gamma-1}{\gamma+1} \tag{2.9}$$

où $\rho_s$ et $P_s$ représentent respectivement la masse volumique et la pression du gaz derrière l'onde de choc. $a_{s0}$ est la vitesse du son dans le milieu non perturbé (qui est exprimée par $a_{s0} = \sqrt{\gamma P_0/\rho_0}$). La vitesse de l'onde de choc $u_s$ est définie par l'équation 2.5.

Dans le cas d'une explosion forte où $P_s/P_0 \gg 1$, les équations 2.8 et 2.9 se réduisent à :

$$\rho_s = \rho_0 \frac{\gamma+1}{\gamma-1} \tag{2.10}$$

$$P_s = \frac{2\gamma}{\gamma+1}\left(\frac{u_s^2}{a_{s0}^2}\right)P_0 = \frac{2}{\gamma+1}\rho_0 u_s^2 \tag{2.11}$$

En substituant $u_s$ de l'équation 2.5 dans l'équation 2.11, on obtient la vitesse de propagation de l'onde de choc sous la forme suivante :

$$\begin{aligned} P_s &= \frac{2}{\gamma+1}\rho_0 {u_s}^2 \\ &= \frac{8\beta^2}{25(\gamma+1)}{\rho_0}^{3/5}E^{2/5}t^{-6/5} \\ &= \frac{8\beta^5}{25(\gamma+1)}\frac{E}{R^3} \end{aligned} \tag{2.12}$$

Il est facile de voir à partir de l'équation 2.12 que la surpression diminue avec le temps comme :

$$P_s \propto \rho_0 {u_s}^2 \propto \rho_0\left(\frac{E}{\rho_0}\right)^{2/5} \propto \frac{E}{R^3} \tag{2.13}$$

### 2.3.3 Estimation de l'énergie d'explosion

Divers modèles ont été proposés dans la littérature (Birk et al., 2007 ; Casal & Salla, 2006 ; Genova et al., 2008 ; Planas-Cuchi et al., 2004 ; Prugh, 1991 ; Roberts, 2000 ; TNO, 2005) pour estimer l'énergie d'explosion du BLEVE en utilisant la notion d'énergie d'expansion qui est basée sur le changement des états thermodynamiques du produit stocké dans le réservoir (*cf.* annexe A). Récemment, Laboureur et al. (2015, 2013) ont effectué une comparaison de ces modèles avec des expériences multi-échelles issues de la littérature en mesurant l'erreur relative pour chaque modèle. Ils ont conclu que les deux modèles : Genova et al. (2008) et Casal & Salla (2006) donnent de bons résultats avec la moindre erreur. Pour cette raison, le modèle de Genova et al. sera utilisé dans cette étude. C'est un modèle proposé pour estimer l'énergie d'expansion, en supposant que l'énergie d'explosion est principalement due à la vaporisation du liquide qui peut être observée comme un processus thermique entraîné par l'excès de chaleur stockée dans le liquide lui-même. Cette énergie d'expansion peut être exprimée comme suit :

$$E = m_\ell C_p(T_{rupt} - T_b) = m_\ell C_p \Delta T \tag{2.14}$$

où $m_\ell$ est la masse liquide, $C_p$ est la chaleur spécifique du liquide à pression constante (la variation de $C_p$ en fonction de la température peut être négligée), $T_{rupt}$ est la

température du liquide surchauffé et $T_b$ est la température d'ébullition du liquide à la pression atmosphérique.

L'énergie d'expansion résultante est ensuite multipliée par un facteur deux (pour prendre l'effet de sol) et utilisée dans le modèle Sedov-Taylor pour calculer la surpression de l'onde de choc. Dans notre étude, les travaux de Reid et al. (1987), Younglove & Ely (1987), Bücker & Wagner (2006) et Lemmon et al. (2009) sont utilisés comme bases de données pour déterminer les propriétés physico-chimiques des substances impliquées dans la modélisation (i.e. température d'ébullition, chaleur spécifique, etc.). Ainsi, la température du liquide surchauffé est extraite des courbes d'équilibre liquide-vapeur, en connaissant la pression de rupture.

### 2.3.4 Modèle équivalent TNT

Le modèle équivalent TNT est l'un des modèles les plus faciles à utiliser, lequel a été largement appliqué dans les études QRA. Il repose sur l'hypothèse d'une équivalence entre la substance inflammable et le TNT, pondérée par un terme d'efficacité d'explosion :

$$W_{TNT} = \frac{\eta M \Delta H_C}{E_{TNT}} \tag{2.15}$$

où : $W_{TNT}$ est la masse équivalente en TNT (kg), $\eta$ est le rendement/efficacité de l'explosion (empirique), $M$ est la masse du combustible (kg), $\Delta H_C$ est la chaleur de combustion du combustible (kJ/kg) et $E_{TNT}$ est la chaleur de combustion du TNT (4700 kJ/kg).

Comme les hydrocarbures (les substances les plus impliquées dans les explosions de nuages de vapeur) sont en fait des explosifs faibles, seule une petite partie de l'énergie libérée est utilisée pour créer l'onde de souffle. En effet, des valeurs de $\eta$ entre 1% et 10% ont été proposées par plusieurs auteurs (Casal, 2008 ; CCPS, 2000). Ces valeurs de $\eta$ sont généralement influencées par la réactivité du combustible impliqué et le confinement partiel du nuage.

La masse équivalente en TNT est ensuite utilisée dans l'équation 2.16 afin de déterminer la distance réduite $\overline{R}$ et estimer la surpression réduite $P_s/P_0$. $\overline{R}$ est donné par :

$$\overline{R} = \frac{R}{W_{TNT}^{1/3}} \tag{2.16}$$

où $R$ est la distance/rayon d'explosion (m).

À partir de la figure 2.8, pour chaque distance réduite, on peut trouver une surpression correspondante. Cette dernière peut être aussi calculée en utilisant la relation empirique 2.17 de Kinney & Graham (1985) pour les explosifs forts :

$$\frac{P_s}{P_0} = \frac{808\left[1+\left(\frac{\overline{R}}{4{,}5}\right)^2\right]}{\sqrt{\left[1+\left(\frac{\overline{R}}{0{,}048}\right)^2\right]}\sqrt{\left[1+\left(\frac{\overline{R}}{0{,}32}\right)^2\right]}\sqrt{\left[1+\left(\frac{\overline{R}}{1{,}35}\right)^2\right]}} \tag{2.17}$$

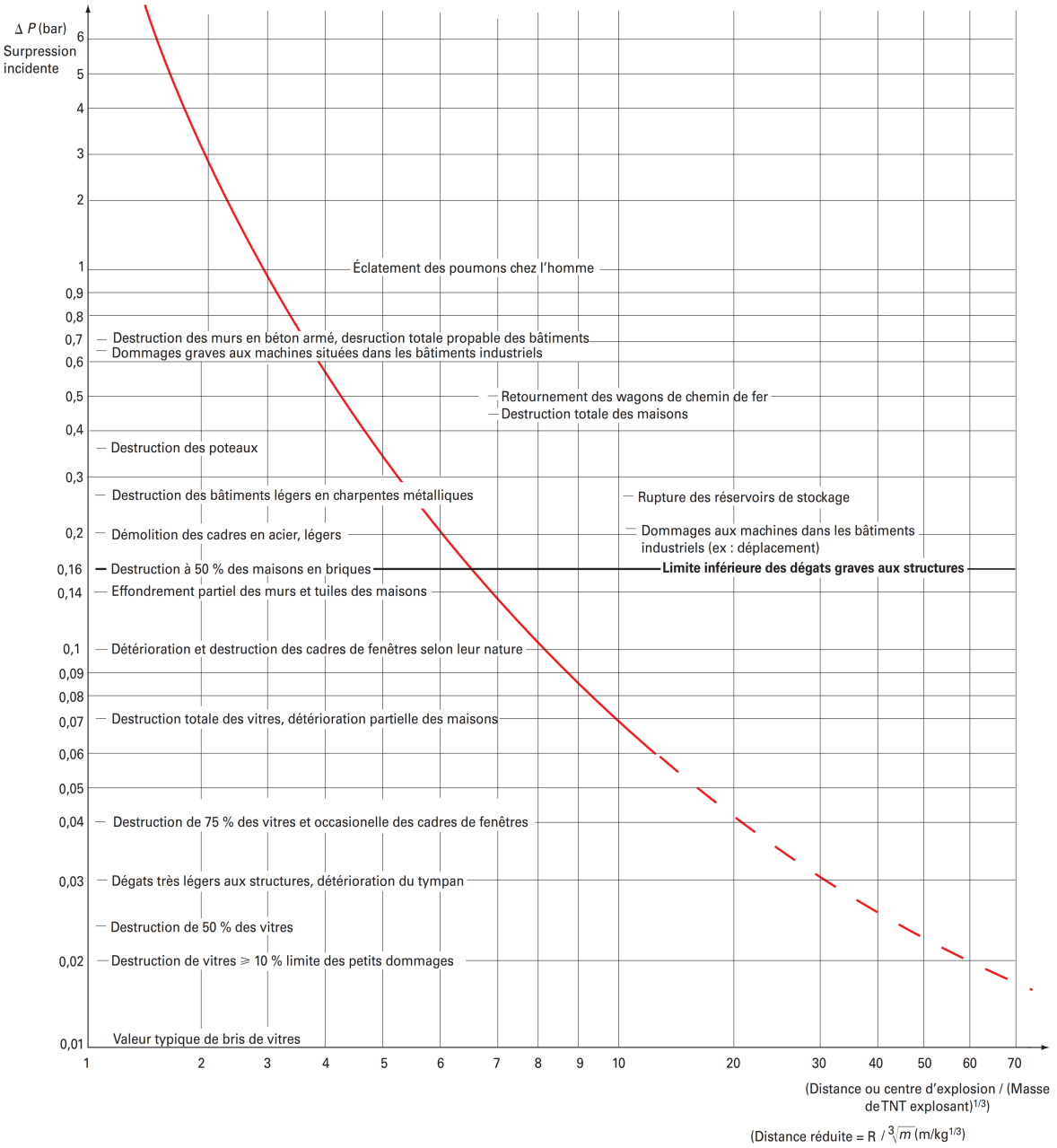



**FIGURE 2.8 –** Abaque TM5-1300 donnant les surpressions engendrées par l'explosion d'une masse de TNT (U.S. Army, 1969)

Dans ce qui suit, le modèle équivalent TNT sera utilisé à des fins de comparaison avec les prédictions du modèle Sedov-Taylor.

## 2.4 Validation et discussion

Afin de valider le modèle proposé, des mesures expérimentales de la surpression issue du BLEVE sont nécessaires. Néanmoins, peu de résultats expérimentaux sont disponibles dans la littérature et leurs rapports ne sont pas toujours accessibles. Pour cette raison, notre validation sera limitée à deux séries de tests BLEVE à grande et moyenne échelle, à savoir : les essais de British Gas (Johnson et al., 1990) et ceux de Birk et al. (2007).

### 2.4.1 Expériences à grande échelle

En 1990, Johnson et al. ont effectué une série de 7 essais de BLEVE avec des réservoirs cylindriques horizontaux de 5,6 et 10,7 $m^3$ de capacité contenant 2 tonnes de butane commercial. Au cours de ces essais, les réservoirs ont été isolés thermiquement et leur contenu est chauffé par des résistances électriques placées à l'intérieur. La rupture des réservoirs a été déclenchée par la détonation des charges explosives. Une analyse paramétrique de la masse de fluide (changée à 1 tonne), du volume du réservoir (doublé), du type de carburant (remplacé par du propane) et de la pression de rupture (divisée par deux) a été effectuée. Les données relatives à ces essais sont résumées dans le tableau 2.3.

**Tableau 2.3 –** Résumé des données des essais de British Gas (Laboureur et al., 2013 ; Sellami et al., 2018c)

| N° d'essai | Fluide | $m_\ell$ (kg) | Pression de rupture (bar) | $T_{rupt}$ (K) | $T_b$ (K) | $C_p$ (J/(kg·K)) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Butane | 2000 | 14,6 | 370 | 272 | 3055 |
| 2 | Butane | 2000 | 15,1 | 372 | 272 | 3088 |
| 3 | Butane | 1000 | 15,2 | 372 | 272 | 3088 |
| 4 | Butane | 2000 | 7,7 | 342 | 272 | 2746 |
| 5 | Butane | 2000 | 15,1 | 372 | 272 | 3088 |
| 6 | Propane | 2000 | 15,2 | 318 | 231 | 2995 |
| 7 | Butane | 2000 | 15,2 | 372 | 272 | 3088 |

Dans notre étude, on a procédé à une comparaison de l'évolution de la surpression entre le modèle Sedov-Taylor et le modèle équivalent TNT, sur la base des mesures des 7 essais de British Gas, comme le montre la figure 2.9. Comme on peut le constater, la prédiction du modèle Sedov-Taylor par rapport à ces mesures donne un bon accord avec

une légère erreur pouvant être considérée comme acceptable à l'échelle industrielle. En effet, le modèle proposé fournit des valeurs de surpression proches de celles issues des expériences tandis que le modèle équivalent TNT donne des résultats surestimés, malgré que le rendement d'explosion pris en compte est faible ($\eta$ de l'ordre de 3%).

Le tableau 2.4 donne une estimation de l'erreur relative liée à la prédiction de la surpression en comparant le modèle Sedov-Taylor avec le modèle équivalent TNT et les autres modèles étudiés par Laboureur et al. (2013), sur la base des mesures expérimentales précédemment citées. Cette erreur relative est estimée pour les différentes surpressions mesurées à l'aide de l'équation 2.18. En effet, l'erreur relative moyenne est calculée pour les points de mesure de chaque test ainsi que pour l'ensemble des tests. Les résultats du tableau 2.4 montrent que le modèle proposé donne une meilleure prédiction avec la moindre erreur possible.

$$\text{Erreur relative} = \frac{\text{Prédiction du modèle} - \text{Mesure expérimentale}}{\text{Mesure expérimentale}} \tag{2.18}$$

Souvent, il est également utile de connaître la relation entre les résultats issus d'une expérience et ceux fournis par un modèle de prédiction. Ceci est aisément réalisable par une évaluation quantitative de la corrélation à l'aide du coefficient de corrélation de Pearson, qui représente une mesure statistique de la force d'une relation linéaire entre des données appariées. Ce coefficient, noté $r_{co}$, s'écrit comme suit (Evans, 1996) :

$$r_{co} = \frac{\sum (x_i - \overline{x})(y_i - \overline{y})}{\sqrt{\left(\sum (x_i - \overline{x})^2\right)\left(\sum (y_i - \overline{y})^2\right)}} \tag{2.19}$$

où $x_i$ est une valeur mesurée, $\overline{x}$ est la moyenne des $x_i$, $y_i$ est une valeur prédite et $\overline{y}$ est la moyenne des $y_i$.

Par définition, les valeurs de $r_{co}$ appartiennent à $[-1, +1]$ et peuvent être interprétées comme suit :

- les valeurs positives indiquent une corrélation proportionnelle ;
- les valeurs négatives indiquent une corrélation inverse ;
- une valeur de 1 ou $-1$, correspond à une corrélation parfaite ;
- une valeur de 0 indique qu'il n'y a pas de relation entre les variables.

La force de corrélation peut être interprétée verbalement en utilisant la fameuse classification d'Evans (1996) pour la valeur absolue de $r_{co}$ :

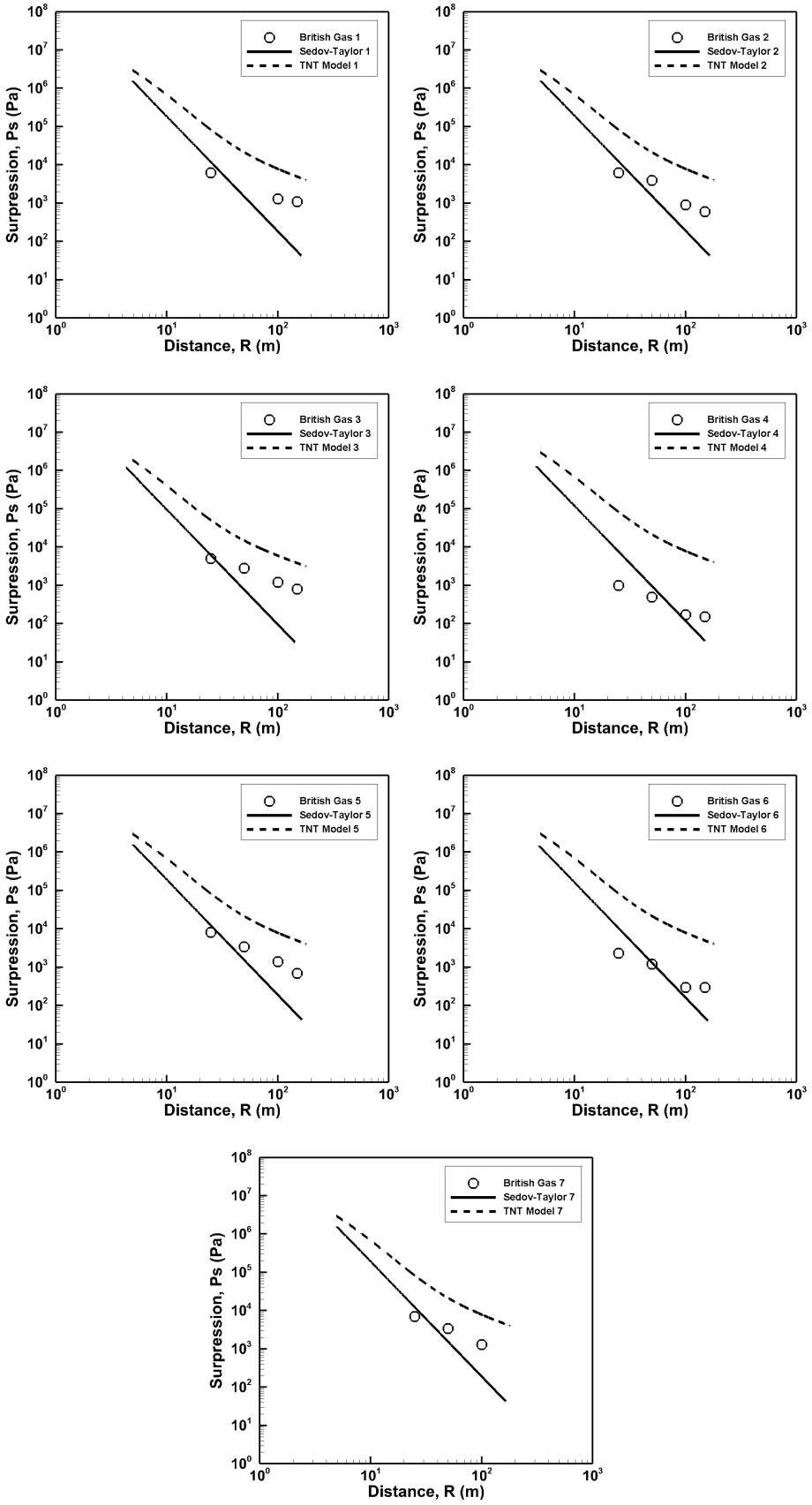



**FIGURE 2.9 –** Comparaison des prédictions de Sedov-Taylor et de l'équivalent TNT avec les expériences de British Gas (Sellami et al., 2018c)

**TABLEAU 2.4 –** Estimation de l'erreur relative moyenne des différents modèles pour les tests à grande échelle (Sellami et al., 2018c)

| Expérience | Erreur relative Sedov-Taylor | Erreur relative Équivalent TNT | Erreur relative calculée par Laboureur et al. (2013) | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Prugh | Casal IS[1] | Casal IR[2] | Planas | Roberts | Genova | TNO | Birk |
| British Gas 1 | −0,30 | 6,99 | 0,60 | 0,91 | 0,23 | 0,17 | 0,71 | 2,64 | 0,71 | −0,26 |
| British Gas 2 | −0,34 | 7,93 | 1,01 | 1,33 | 0,50 | 0,47 | 1,16 | 0,30 | 1,16 | −0,06 |
| British Gas 3 | −0,60 | 5,40 | 0,88 | 1,06 | 0,35 | 0,37 | 0,99 | 0,14 | 0,99 | −0,34 |
| British Gas 4 | 1,60 | 50,46 | 8,64 | 10,57 | 6,56 | 6,50 | 9,16 | 5,58 | 9,15 | 3,27 |
| British Gas 5 | −0,46 | 6,28 | 0,92 | 1,01 | 0,31 | 0,41 | 1,02 | 0,15 | 1,02 | 0,45 |
| British Gas 6 | 0,57 | 23,38 | 3,73 | 2,72 | 1,40 | 2,38 | 3,97 | 1,99 | 3,81 | 1,13 |
| British Gas 7 | −0,22 | 7,08 | 0,65 | 0,95 | 0,26 | 0,19 | 0,71 | 0,02 | 0,70 | −0,27 |
| Moy. des tests | 0,04 | 15,36 | 2,45 | 2,75 | 1,44 | 1,58 | 2,64 | 1,24 | 2,62 | 0,61 |

[1] IS signifie modèle de Casal et al. avec expansion isentropique.

[2] IR signifie modèle de Casal et al. avec expansion irréversible.

- 0,00 – 0,19 : très faible
- 0,20 – 0,39 : faible
- 0,40 – 0,59 : modérée
- 0,60 – 0,79 : forte
- 0,80 – 1,00 : très forte

Dans ce contexte et afin de mieux analyser les résultats obtenus, nous avons opté pour le calcul du coefficient de corrélation entre les valeurs de surpression prédites et celles mesurées expérimentalement. En effet, le coefficient de corrélation moyen est estimé pour tous les essais, comme le montre le tableau 2.5. La valeur moyenne du coefficient de corrélation qui est de l'ordre de 0,95 montre qu'il existe une très forte corrélation positive entre la prédiction du modèle Sedov-Taylor et les mesures expérimentales.

**TABLEAU 2.5 –** Estimation du coefficient de corrélation sur la base des essais à grande échelle (Sellami et al., 2018c)

| Source des valeurs $x_i$ | Source des valeurs $y_i$ | Coefficient $r_{co}$ | Force |
|---|---|---|---|
| Test de British Gas 1 | Modèle Sedov-Taylor 1 | 0,99 | Très forte |
| Test de British Gas 2 | Modèle Sedov-Taylor 2 | 0,89 | Très forte |
| Test de British Gas 3 | Modèle Sedov-Taylor 3 | 0,94 | Très forte |
| Test de British Gas 4 | Modèle Sedov-Taylor 4 | 0,95 | Très forte |
| Test de British Gas 5 | Modèle Sedov-Taylor 5 | 0,97 | Très forte |
| Test de British Gas 6 | Modèle Sedov-Taylor 6 | 0,94 | Très forte |
| Test de British Gas 7 | Modèle Sedov-Taylor 7 | 0,96 | Très forte |
| Moyenne | | 0,95 | Très forte |

D'après les résultats obtenus, il est clair que le modèle de Sedov-Taylor donne de bonnes prédictions dans le champ proche où la surpression est importante. Cependant, en se référant aux résultats de 17 des 26 mesures disponibles (i.e. 65% des événements), on constate que le modèle Sedov-Taylor sous-estime la surpression obtenue dans le champ lointain (i.e. quand elle devient faible) avec un écart qui ne dépasse pas en général les 20 mbar.

### 2.4.2 Expériences à moyenne échelle

Entre 2000 et 2004, Birk et al. (2007) ont conduit une série d'essais de BLEVE. Des réservoirs cylindriques horizontaux de propane de 2000 litres de capacité nominale ont été exposés à des feux de torches et de flaques. Parmi les essais effectués, seulement

neuf d'entre eux ont abouti à des BLEVE, avec une pression de rupture comprise entre 15 et 19 bars. Les conditions et les résultats de ces essais sont rapportés dans le tableau 2.6.

**TABLEAU 2.6 –** Résumé des données des essais de Birk et al. (Laboureur et al., 2013 ; Sellami et al., 2018c)

| N° d'essai | Fluide | $m_\ell$ (kg) | Pression de rupture (bar) | $T_{rupt}$ (K) | $T_b$ (K) | $C_p$ (J/(kg·K)) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Propane | 150 | 18,63 | 327 | 231 | 3201 |
| 2 | Propane | 309,4 | 18,46 | 328 | 231 | 3201 |
| 3 | Propane | 116,9 | 16,99 | 328 | 231 | 3201 |
| 4 | Propane | 184,6 | 18,94 | 330 | 231 | 3337 |
| 5 | Propane | 109,5 | 15,73 | 322 | 231 | 3089 |
| 6 | Propane | 453,1 | 18,03 | 330 | 231 | 3337 |
| 7 | Propane | 475,2 | 15,63 | 320 | 231 | 3089 |
| 8 | Propane | 470,3 | 18,13 | 325 | 231 | 3089 |
| 9 | Propane | 538,5 | 18,58 | 327 | 231 | 3201 |

La comparaison de l'évolution de la surpression entre le modèle Sedov-Taylor, le modèle équivalent TNT et les neuf expériences de Birk et al., est présentée sur la figure 2.10. Ces résultats montrent que le modèle Sedov-Taylor donne des prédictions proches des mesures expérimentales tandis que le modèle équivalent TNT surestime les valeurs de surpression.

Le tableau 2.7 donne une estimation de l'erreur relative liée à la prévision de la surpression en comparant le modèle Sedov-Taylor, le modèle équivalent TNT et les autres modèles étudiés par Laboureur et al. (2013), sur la base des expériences de Birk et al. D'après le tableau 2.7, les résultats montrent que le modèle Sedov-Taylor offre des prédictions similaires à celles obtenues avec les modèles de *Casal IS*, *Planas* et *Birk*. Il donne également de meilleures prédictions à comparer avec les modèles de *Prugh*, *Roberts* et *TNO*.

Le calcul du coefficient de corrélation prouve qu'il existe également une très forte corrélation positive entre les prédictions de Sedov-Taylor et les mesures issues des essais à moyenne échelle, comme le montre le tableau 2.8.

En se référant aux données de 19 des 33 observations à moyenne échelle (i.e. 58% des événements), on remarque que le modèle Sedov-Taylor sous-estime la surpression dans le champ lointain avec un écart qui ne dépasse pas généralement 20 mbar dans

**TABLEAU 2.7 –** Estimation de l'erreur relative moyenne des différents modèles pour les tests à moyenne échelle (Sellami et al., 2018c)

| Expérience | Erreur relative Sedov-Taylor | Erreur relative Équivalent TNT | Erreur relative calculée par Laboureur et al. (2013) | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Prugh | Casal IS[1] | Casal IR[2] | Planas | Roberts | Genova | TNO | Birk |
| Birk et al. 1 | −0,27 | 6,24 | 0,77 | 0,14 | −0,26 | 0,22 | 0,87 | −0,19 | 0,84 | 0,76 |
| Birk et al. 2 | 1,32 | 15,64 | 1,97 | 1,20 | 0,40 | 1,03 | 2,17 | 0,54 | 2,12 | 1,23 |
| Birk et al. 3 | −0,09 | 7,91 | 1,41 | 0,44 | −0,07 | 0,66 | 1,53 | 0,05 | 1,46 | 1,49 |
| Birk et al. 4 | 0,97 | 12,74 | 1,97 | 0,95 | 0,22 | 0,98 | 2,19 | 0,33 | 2,13 | 1,77 |
| Birk et al. 5 | −0,22 | 8,58 | 1,75 | 0,60 | 0,03 | 0,91 | 1,80 | 0,21 | 1,71 | 1,86 |
| Birk et al. 6 | 0,17 | 6,46 | 0,23 | −0,03 | −0,39 | −0,16 | 0,28 | −0,32 | 0,24 | −0,27 |
| Birk et al. 7 | 1,88 | 20,27 | 2,22 | 1,56 | 0,62 | 1,28 | 2,39 | 0,91 | 2,31 | 0,94 |
| Birk et al. 8 | 2,42 | 24,70 | 2,09 | 1,57 | 0,61 | 1,16 | 2,32 | 0,80 | 2,22 | 0,93 |
| Birk et al. 9 | 1,88 | 16,27 | 1,45 | 1,10 | 0,31 | 0,73 | 1,70 | 0,44 | 1,64 | 0,41 |
| Moy. des tests | 0,89 | 13,20 | 1,52 | 0,84 | 0,17 | 0,74 | 1,67 | 0,31 | 1,60 | 0,95 |

[1] IS signifie modèle de Casal et al. avec expansion isentropique.

[2] IR signifie modèle de Casal et al. avec expansion irréversible.

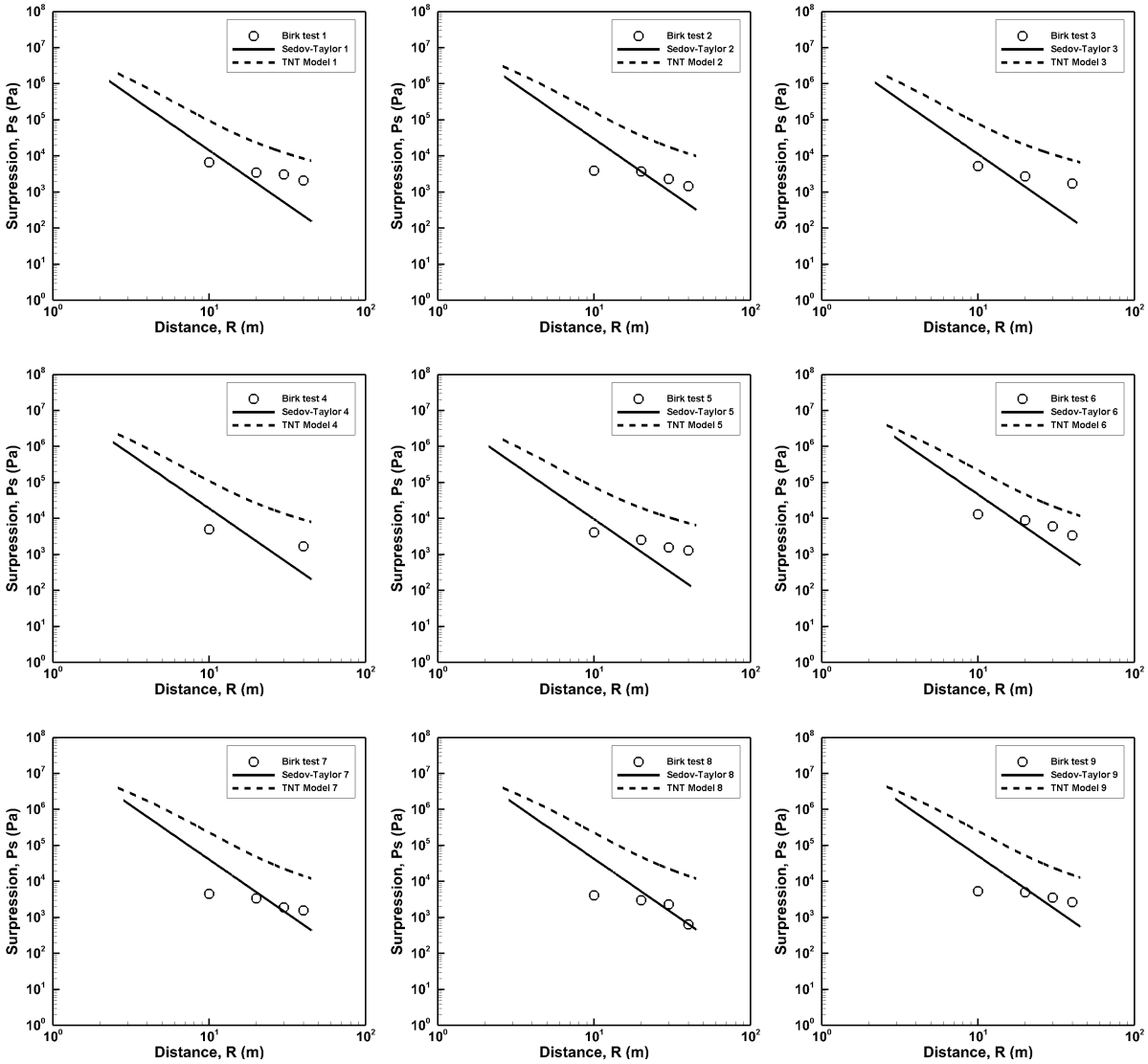



**FIGURE 2.10 –** Comparaison des prédictions de Sedov-Taylor et de l'équivalent TNT avec les expériences de Birk et al. (Sellami et al., 2018c)

l'ensemble des cas observés. Néanmoins, il donne de bonnes prédictions dans le champ proche.

En outre, les résultats des différentes expériences étudiées montrent que le modèle Sedov-Taylor est plus adapté aux explosions à grande échelle qu'aux explosions à moyenne échelle. En effet, plus l'ampleur de l'explosion est grande, plus la prédiction de Sedov-Taylor est précise (Sedov, 1959 ; Taylor, 1950a,b).

**TABLEAU 2.8 –** Estimation du coefficient de corrélation sur la base des essais à moyenne échelle (Sellami et al., 2018c)

| Source des valeurs $x_i$ | Source des valeurs $y_i$ | Coefficient $r_{co}$ | Force |
|---|---|---|---|
| Test de Birk et al. 1 | Modèle Sedov-Taylor 1 | 0,97 | Très forte |
| Test de Birk et al. 2 | Modèle Sedov-Taylor 2 | 0,68 | Forte |
| Test de Birk et al. 3 | Modèle Sedov-Taylor 3 | 0,98 | Très forte |
| Test de Birk et al. 4 | Modèle Sedov-Taylor 4 | 1,00 | Très forte |
| Test de Birk et al. 5 | Modèle Sedov-Taylor 5 | 0,94 | Très forte |
| Test de Birk et al. 6 | Modèle Sedov-Taylor 6 | 0,89 | Très forte |
| Test de Birk et al. 7 | Modèle Sedov-Taylor 7 | 0,87 | Très forte |
| Test de Birk et al. 8 | Modèle Sedov-Taylor 8 | 0,79 | Forte |
| Test de Birk et al. 9 | Modèle Sedov-Taylor 9 | 0,72 | Forte |
| Moyenne | | 0,87 | Très forte |

La communauté de la santé et de la sécurité opte toujours pour une approche conservatrice (en tenant compte du scénario le plus défavorable), car il vaut mieux faire une erreur en surprotégeant plutôt qu'en sous-protégeant l'équipement et les personnes dès la phase de conception. Pour ces raisons, il est préférable de prendre en compte une marge de sécurité supplémentaire de l'ordre de 20 mbar lorsque la surpression prédite par le modèle Sedov-Taylor devient faible dans le champ lointain.

## 2.5 Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons proposé un modèle analytique basé sur la théorie de l'auto-similarité, lequel permet d'estimer l'effet de surpression généré par le phénomène BLEVE. Connue comme approche théorique, l'analyse dimensionnelle basée sur le théorème Pi est utilisée pour déterminer les différentes grandeurs physiques caractérisant l'évolution de l'onde de choc (rayon, vitesse et surpression).

Pour mettre en exergue l'intérêt du modèle proposé, on a procédé à une validation de ce modèle par comparaison avec des expériences BLEVE à grande et moyenne échelle. Une comparaison avec le modèle équivalent TNT et d'autres modèles (empiriques et physiques simplifiés) est effectuée. Les résultats de cette validation confirment la bonne convergence entre les prédictions et les expériences avec une légère erreur qui peut être considérée comme acceptable à l'échelle industrielle. Ainsi, une corrélation positive très forte est constatée entre la prédiction de Sedov-Taylor et les données expérimentales.

La comparaison a fait apparaître aussi que le modèle proposé offre de bonnes prédictions dans le champ proche où la surpression est suffisamment importante alors qu'il donne des sous-estimations avec un petit écart dans le champ lointain lorsque la surpression devient faible. Il a été également démontré que le modèle Sedov-Taylor convient mieux aux explosions à grande échelle qu'aux explosions à moyenne échelle.

Dans un but d'une validation du modèle proposé, basée sur une étude de cas réel, nous présenterons dans le chapitre 4 une application à un procédé gazier au niveau de la zone industrielle de Hassi R'mel.

# Chapitre 3

# Modèles numériques (CFD) pour l'évaluation des effets thermiques d'un BLEVE

> *L'expérience de Physique est moins certaine, mais plus précise et plus détaillée que la constatation non scientifique d'un fait.*
>
> **— Pierre Duhem**
> Physicien (1861 – 1916)

## Sommaire


**3.1 Introduction** . . . . . **56**
**3.2 Aperçu sur les travaux antérieurs** . . . . . **56**
**3.3 Modélisation de la boule de feu générée par le BLEVE** . . . . . **58**
3.3.1 Aperçu sur la modélisation à l'aide de l'approche empirique . . . . 58
3.3.2 Modèles numériques . . . . . 61
**3.4 Choix de modèles numériques à l'aide des expériences** . . . . . **67**
3.4.1 Source du feu et résolution du maillage . . . . . 69
3.4.2 Choix du modèle de turbulence . . . . . 73
3.4.3 Choix du modèle d'extinction . . . . . 74
3.4.4 Fraction radiative et libération du combustible . . . . . 76
3.4.5 Autres expériences à grande échelle . . . . . 79
**3.5 Conclusion** . . . . . **80**

## 3.1 Introduction

Dans le cas d'un BLEVE impliquant un produit inflammable, la boule de feu peut être la conséquence physique générant les plus grandes distances d'effets. Elle peut être alimentée par des quantités importantes de produits (p. ex. les réservoirs de stockage de GPL peuvent contenir quelques milliers de tonnes) entraînant un rayonnement thermique suffisamment intense pour brûler des personnes et déclencher des effets dominos. C'est pourquoi il est nécessaire d'en évaluer les effets aussi précisément que possible en faisant appel à des approches de modélisation avancées telles que la simulation CFD (Champassith, 2014 ; Roberts, 1981).

L'accroissement de la performance de calcul des ordinateurs de nos jours a permis de développer des outils de simulation de plus en plus puissants mettant en œuvre des techniques numériques appropriées pour résoudre les équations régissant la dynamique des fluides numérique (CFD). Si elles sont menées correctement, les simulations CFD fournissent non seulement des évaluations précises des effets dangereux, mais aussi des informations pertinentes sur l'évolution temporelle et spatiale des phénomènes accidentels (Chakrabarty et al., 2016), ce qui permet de remédier à certains inconvénients des approches empiriques.

Dans ce chapitre, une approche de modélisation CFD est présentée afin d'évaluer les effets thermiques du BLEVE. Cette approche repose sur une analyse de sensibilité permettant de choisir les modèles appropriés liés aux écoulements réactifs au feu. Les calculs sont effectués à l'aide du code FDS version 6.5.3. L'approche proposée est validée par des corrélations empiriques et des données expérimentales à grande échelle issues de la littérature.

## 3.2 Aperçu sur les travaux antérieurs

Actuellement, les études de simulation CFD publiées se concentrent uniquement sur certains aspects du BLEVE, tels que la formation de boules de feu, sans tenir compte de la désintégration des récipients.

Yakush & Makhviladze (2005) ont comparé les durées de vie des boules de feu prédites à l'aide de deux modèles de turbulence (basés sur les approches RANS et LES) avec les durées des boules de feu obtenues par la corrélation expérimentale de Roper et al. (1991). Ils ont utilisé la version 4 du code CFD FDS (Fire Dynamics Simulator), développé par le NIST, pour les calculs de turbulence reposant sur le modèle LES. Le dégagement du combustible a été modélisé avec une condition aux limites d'entrée du gaz. Ils

ont montré que la simulation en utilisant le modèle LES permet de mieux prédire la dynamique de la boule de feu par rapport à la simulation au moyen du modèle RANS.

Luther & Müller (2009) ont utilisé la version 5 du FDS pour réaliser des simulations des boules de feu à partir d'un hypothétique crash d'avion commercial sur une centrale nucléaire générique afin d'évaluer le danger potentiel externe menaçant la centrale. Pour cela, ils ont modélisé l'éjection du combustible, en définissant une condition aux limites d'entrée de gaz, à l'aide du modèle Smagorinski pour les écoulements turbulents. La validation du code FDS a été effectuée par le biais de l'essai de BLEVE conduit par l'organisme BAM (Balke et al., 1999).

Rajendram et al. (2015) ont examiné deux scénarios courants : la boule de feu et le jet enflammé. Ils ont utilisé deux approches de modélisation, à savoir le modèle de flamme solide et le modèle CFD. Pour le modèle CFD, les outils Pyrosim et FDS ont été utilisés. Pour les deux approches, la densité de flux de chaleur radiatif a été déterminée afin d'estimer le risque généré par la boule de feu en s'aidant de l'analyse probit.

Des études expérimentales et CFD ont été réalisées par Mishra et al. (2015) sur un BLEVE à peroxy-carburant (peroxy-fuel, en anglais). La simulation a été établie avec le code commercial CFD Ansys CFX. En raison de la combustion rapide, la boule de feu issue du peroxy-combustible émet un rayonnement thermique très élevé par rapport aux autres boules de feu dérivées des hydrocarbures (comme le GPL et le GNL). Ils ont conclu que le peroxy-carburant nécessite de plus grandes distances de sécurité pour le stockage et le transport.

D'autres simulations ont été effectuées par Shelke et al. (2017) sur les boules de feu en faisant appel au code CFD OpenFOAM. Ils ont évalué les capacités du code pour simuler les caractéristiques de la boule de feu (diamètre, durée de vie, dynamique de flamme et structure). Les prédictions ont été comparées aux résultats de l'expérience BAM et d'un crash d'avion.

Récemment, Sikanen & Hostikka (2017) ont proposé une méthodologie pour prédire la propagation et la combustion d'un liquide libéré suite à un crash d'un avion sur une centrale nucléaire. Les calculs ont été menés avec la version 6 du code FDS avec une validation du modèle moyennant des données expérimentales. Ils ont conclu que 10 à 20% du carburant impliqué dans la simulation s'accumulerait dans des flaques autour du bâtiment.

À travers cette étude bibliographique, on peut noter que les recherches sur la simulation CFD des effets du BLEVE pourraient être regroupées en deux catégories principales :

— Dans la première catégorie, les efforts se concentrent sur l'application des modèles CFD actuels aux études d'effets dangereux afin d'exploiter l'avantage le plus important de l'approche CFD, à savoir sa capacité à modéliser et à simuler des géométries complexes.

— Dans la deuxième catégorie, les efforts sont axés sur le développement et l'amélioration des modèles physiques et mathématiques existants afin de se rapprocher de la réalité de certains aspects des phénomènes modélisés.

## 3.3 Modélisation de la boule de feu générée par le BLEVE

### 3.3.1 Aperçu sur la modélisation à l'aide de l'approche empirique

L'explosion BLEVE de combustibles hydrocarbonés se caractérise par la formation d'une boule de feu et la libération d'un rayonnement thermique intense en peu de temps. Afin de prédire les effets de la boule de feu, il est nécessaire d'évaluer ses caractéristiques : diamètre, durée de vie, hauteur et rayonnement thermique.

Dans ce contexte, plusieurs auteurs ont proposé des corrélations pour prédire le diamètre et la durée de vie de la boule de feu en fonction de la quantité du combustible (Casal, 2008 ; CCPS, 2000, 1999 ; Chakrabarty et al., 2016 ; Mannan, 2012 ; Roberts, 1981 ; TNO, 2005, 1999). Ces corrélations sont exprimées sous les formes générales suivantes :

$$D_{FB} = a_1 M^{b_1} \tag{3.1}$$

$$t_{FB} = a_2 M^{b_2} \tag{3.2}$$

où $D_{FB}$ est le diamètre de la boule de feu, $M$ est la masse du combustible, $t_{FB}$ est la durée de vie de la boule de feu ; $a_1$, $b_1$, $a_2$ et $b_2$ sont des constantes empiriques. Une étude comparative de 16 corrélations a été réalisée par Satyanarayana et al. (1991) (*cf.* tableau 3.1).

Ces auteurs ont indiqué la difficulté de choisir l'une de ces corrélations pour la caractérisation de la boule de feu. Par conséquent, selon cette analyse comparative, les meilleures corrélations décrivant le diamètre et la durée de vie de la boule de feu sont les suivantes (Satyanarayana et al., 1991) :

**TABLEAU 3.1 –** Modèles empiriques pour estimer le diamètre et la durée de la boule de feu

| Auteur | Référence | $a_1$ | $b_1$ | $a_2$ | $b_2$ |
|---|---|---|---|---|---|
| Gayle (1) | Bagster & Pitblado (1989) | 3,68 | 0,326 | 0,245 | 0,356 |
| Gayle (2) | Bagster & Pitblado (1989) | 6,14 | 0,325 | 0,410 | 0,340 |
| Brasie | Bagster & Pitblado (1989) | 3,80 | 0,333 | 0,300 | 0,333 |
| Marshall | Bagster & Pitblado (1989) | 5,50 | 0,333 | 0,380 | 0,333 |
| Roberts | Lees (1980) | 5,80 | 0,333 | 0,450 | 0,333 |
| SRD | Bagster & Pitblado (1989) | 6,00 | 0,333 | 0,005 | – |
| Fay and Lewis | Bagster & Pitblado (1989) | 6,36 | 0,333 | 2,570 | 0,167 |
| Hardee | Bagster & Pitblado (1989) | 6,24 | 0,333 | 1,110 | 0,167 |
| Hasegawa (1) | Bagster & Pitblado (1989) | 5,28 | 0,277 | 1,099 | 0,097 |
| Hasegawa (2) | Bagster & Pitblado (1989) | 5,25 | 0,314 | 1,070 | 0,181 |
| Moorhouse | Bagster & Pitblado (1989) | 5,33 | 0,327 | 0,923 | 0,303 |
| TNO | Bagster & Pitblado (1989) | 6,48 | 0,325 | 0,852 | 0,260 |
| Maurer | Lihou & Maund (1982) | 3,51 | 0,333 | 0,320 | 0,333 |
| High | Lihou & Maund (1982) | 6,20 | 0,320 | 0,490 | 0,320 |
| HSCC | Lihou & Maund (1982) | 6,45 | 0,333 | 5,530 | 0,333 |
| API | Kayes (1985) | 5,33 | 0,327 | 1,089 | 0,327 |

$$D_{FB} = 6,14M^{0,325} \tag{3.3}$$

$$t_{FB} = 0,41M^{0,340} \tag{3.4}$$

Les équations 3.3 et 3.4 sont utilisées dans cette étude pour faire une comparaison avec les données expérimentales et les prédictions CFD.

Pour estimer le rayonnement incident reçu par une cible à une distance donnée, le modèle de flamme solide peut être utilisé (Casal, 2008 ; Mannan, 2012) :

$$\dot{q}''_r = E_p \cdot F_v \cdot \tau_{atm} \tag{3.5}$$

où $\dot{q}''_r$ est le rayonnement reçu par la cible, $E_p$ est la puissance émissive surfacique, $F_v$ est le facteur de forme et $\tau_{atm}$ est le facteur d'atténuation atmosphérique (transmissivité).

La puissance émissive surfacique est donnée par l'équation suivante (Casal, 2008 ; CCPS, 2010) :

$$E_p = \frac{\chi_r M \Delta H_C}{\pi D_{FB}^2 t_{FB}} \tag{3.6}$$

où $\chi_r$ est la fraction radiative de la chaleur de combustion, $M$ est la masse initiale du combustible dans la boule de feu et $\Delta H_C$ est la chaleur nette de combustion par unité de masse.

La fraction radiative de la chaleur peut être estimée à l'aide de la corrélation proposée par Roberts (1981) :

$$\chi_r = 0,27 P_{ex}^{0,32} \tag{3.7}$$

où $P_{ex}$ est la pression (relative) dans le récipient juste avant l'explosion, en MPa. La valeur de $\chi_r$ est généralement comprise entre 0,2 et 0,4 (sa valeur maximale étant limitée à 0,4).

Comme les effets d'un BLEVE sont liés principalement aux atteintes humaines, un facteur de forme géométrique pour une sphère est nécessaire. En général, le facteur de forme est calculé par (Casal, 2008 ; CCPS, 2010) :

$$F_v = \frac{D_{FB}^2}{4\left(H_{FB}^2 + L^2\right)} \tag{3.8}$$

où $H_{FB}$ est la hauteur à laquelle se trouve le centre de la boule de feu et $L$ est la distance mesurée à partir d'un point au sol directement sous le centre de la boule de feu jusqu'à la cible au niveau du sol (*cf.* figure 3.1).

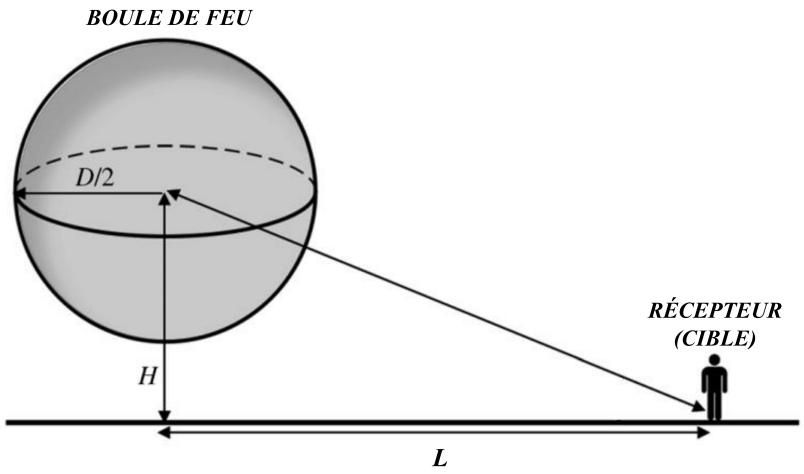



**FIGURE 3.1 –** Géométrie de la boule de feu

Diverses corrélations ont été proposées pour estimer la hauteur au centre de la boule de feu, l'une des plus utilisées est la suivante (Casal, 2008 ; TNO, 2005) :

$$H_{FB} = 0,75 D_{FB} \tag{3.9}$$

Enfin, la transmissivité atmosphérique (fraction de l'énergie transmise : 0 à 1) peut être exprimée par l'équation suivante (CCPS, 2000) :

$$\tau_{atm} = 2,02 \left[ P_w \left( \left( H_{FB}^2 + L^2 \right)^{\frac{1}{2}} - \frac{D_{FB}}{2} \right) \right]^{-0,09} \tag{3.10}$$

où $P_w$ est la pression partielle de la vapeur d'eau. Elle est obtenue en utilisant la corrélation proposée par CCPS (2000) :

$$P_w = 1013,25 (R_H) \exp \left( 14,4114 - \frac{5328}{T_0} \right) \tag{3.11}$$

où $R_H$ est l'humidité relative et $T_0$ est la température ambiante.

### 3.3.2 Modèles numériques

Dans cette étude, les simulations sont effectuées à l'aide du code Fire Dynamics Simulator (FDS) 6.5.3 qui permet de résoudre les équations de Navier-Stokes à l'aide d'un schéma de différence finie explicite (McGrattan et al., 2015). En tant que code CFD incendie, il modélise le flux thermique en mettant l'accent sur le transport de la fumée et de la chaleur. Il s'agit d'un modèle de simulation des grandes échelles de tourbillons (Large Eddy Simulation : LES, en anglais) reposant sur un maillage uniforme et doté d'une capacité de calcul parallèle à l'aide de l'interface de transmission de messages (MPI) (Gropp, 1999).

En effet, la modélisation numérique est réalisée à l'aide de l'approche LES comme modèle de turbulence, du modèle de dissipation visqueuse (Eddy Dissipation Concept : EDC, en anglais) comme modèle de combustion et du modèle de rayonnement thermique. Dans ce qui suit, nous présenterons ces modèles qui vont nous servir pour modéliser les effets thermiques du BLEVE.

### 3.3.2.1 Équations gouvernant la CFD

En tenant compte de l'hydrodynamique, de la réaction chimique, du transfert de chaleur et de la turbulence, tous les écoulements réactifs liés à la dynamique du feu sont basés sur la résolution des équations suivantes (McGrattan et al., 2017 ; Poinsot & Veynante, 2005 ; Yeoh & Yuen, 2009) :

– **Équation de conservation de la masse :**

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j}\left(\rho u_j\right) = 0 \tag{3.12}$$

où $\rho$ est la masse volumique, $t$ est le temps et $u$ est la vitesse selon la direction de $x$.

– **Équation de conservation de la quantité de mouvement :**

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\rho u_j\right) + \frac{\partial}{\partial x_j}\left(\rho u_i u_j\right) = -\frac{\partial P}{\partial x_i} + \rho g_i + \frac{\partial}{\partial x_j}\left(\mu\left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3}\delta_{ij}\frac{\partial u_i}{\partial x_i}\right)\right) \tag{3.13}$$

où $\delta_{ij}$ est le delta de Kronecker, $P$ est la pression, $g$ est l'accélération gravitationnelle et $\mu$ est la viscosité dynamique.

– **Équation de conservation des espèces :**

$$\frac{\partial \rho Y_{k*}}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j}\rho u_j Y_{k*} = \frac{\partial}{\partial x_j}\left((\rho D)_{k*}\frac{\partial}{\partial x_j}Y_{k*}\right) + \dot{\omega}'''_{k*} \tag{3.14}$$

où $k*$ représente l'indice de l'espèce chimique, $Y$ est la fraction massique, $D$ est le coefficient de diffusion et $\dot{\omega}'''_{k*}$ est la vitesse de production par unité de volume.

– **Équation de conservation de l'énergie :**

$$\begin{aligned}\frac{\partial}{\partial t}\left(\rho h\right) + \frac{\partial}{\partial x_j}\left(\rho u_i h\right) = \frac{dP}{dt} + \dot{q}''' + \lambda\frac{\partial^2}{\partial x_j^2}T + \sum\frac{\partial}{\partial x_j}\left(h_{k*}(\rho D)_{k*}\frac{\partial}{\partial x_j}Y_{k*}\right) \\ - \frac{\partial}{\partial x_j}\dot{q}''_{r,j}\end{aligned} \tag{3.15}$$

où $h$ est l'enthalpie, $\dot{q}'''$ est la chaleur dégagée par la combustion rapportée à l'unité de volume, $\lambda$ est la conductivité thermique, $T$ est la température et $\dot{q}''_r$ est le flux de chaleur surfacique radiatif.

#### 3.3.2.2 Choix du maillage

La résolution numérique des équations (3.12) à (3.15) nécessite un maillage optimal permettant d'obtenir de bons résultats en termes de précision avec un temps de calcul peu coûteux. Afin de mettre en évidence cette résolution, FDS utilise un solveur de Poisson basé sur les transformées de Fourier rapides (Fast Fourier Transforms : FFT, en anglais) où les dimensions du domaine sont sous la forme $2^l \times 3^m \times 5^n$ suivant les directions $x$, $y$ et $z$, où $l$, $m$ et $n$ sont des entiers.

Dans la formulation des équations de Navier-Stokes à faible nombre de Mach, une EDP (Équation aux Dérivées Partielles) elliptique pour la pression émerge, souvent appelée équation de Poisson pour la pression. Cette équation est formée en prenant la divergence de l'équation de quantité de mouvement. Cependant, la plupart des méthodes CFD utilisent des approches itératives pour résoudre les équations gouvernantes afin d'éviter la nécessité de résoudre directement l'équation de Poisson. La raison en est que cette équation prend du temps lors de la résolution numérique sur un maillage non rectiligne.

Comme FDS est conçu spécifiquement pour les maillages rectilignes, il peut exploiter de manière rapide les solveurs directs de l'équation de Poisson, en obtenant le champ de pression en un seul passage à travers le solveur à la précision de la machine. En bref, cette EDP elliptique est résolue à chaque pas de temps à l'aide d'un solveur direct (c.-à-d. non itératif) à base de FFT qui fait partie d'une bibliothèque de routines pour résoudre les EDP elliptiques appelée CRAYFISHPAK (McGrattan et al., 2017, 2015).

Dans l'analyse de sensibilité du maillage, il est nécessaire de déterminer le diamètre caractéristique du feu en fonction de son taux de dégagement de chaleur (HRR). Ce diamètre, noté $D^*$, s'écrit comme suit (McGrattan et al., 2015) :

$$D^* = \left( \frac{\dot{Q}}{\rho_0 C_p T_0 \sqrt{g}} \right)^{2/5} \tag{3.16}$$

où $D^*$ est le diamètre caractéristique du feu et $\dot{Q}$ est le taux de dégagement de chaleur (puissance maximale du foyer).

À partir de l'obtention du diamètre caractéristique, la taille de maille optimale du domaine est déterminée par le rapport sans dimension $D^*/\delta_X$ , où $\delta_X$ est la taille nominale d'une cellule de maille.

Sur la base de plusieurs expériences, la *U.S. Nuclear Regulatory Commission* recommande un ratio $D^*/\delta_X$ entre 4 et 16 pour produire des résultats favorables avec un coût de calcul modéré, ce qui donne l'intervalle suivant (Magnognou et al., 2017 ; Sikanen & Hostikka, 2017) :

$$\frac{D^*}{16} \leq \delta_X \leq \frac{D^*}{4} \tag{3.17}$$

Plus le rapport $D^*/\delta_X$ est élevé, plus la dynamique du feu est résolue directement et plus la simulation est précise.

#### 3.3.2.3 Modèles de combustion et d'extinction

Les processus de combustion turbulente sont basés sur les équations régissant la fraction massique des espèces chimiques telles que $C_nH_{2n+2}$, $O_2$, $CO_2$, $H_2O$ et $N_2$ en une seule étape, comme suit (McGrattan et al., 2017) :

$$C_nH_{2n+2} + \left(\frac{3n+1}{2}\right)(O_2 + 3,76N_2) \rightarrow nCO_2 + (n+1)H_2O + 3,76\left(\frac{3n+1}{2}\right)N_2 \tag{3.18}$$

Le modèle de combustion est basé sur le concept de dissipation visqueuse (EDC) de Magnussen et Hjertager (Magnussen, 2005 ; Magnussen & Hjertager, 1977 ; Poinsot & Veynante, 2005). L'hypothèse importante de l'EDC est que la plupart des réactions se produisent dans les plus petites échelles de la turbulence, appelées structures fines. Si la vitesse de réaction entre l'oxygène et le combustible est considérée comme infiniment rapide, la vitesse de réaction sera limitée par le transfert de masse entre le fluide environnant et les structures fines.

Ce modèle suppose également que la vitesse de réaction est directement liée au temps de mélange des réactifs. Compte tenu des écoulements turbulents, cette vitesse de réaction est proportionnelle au temps de mélange défini par l'énergie cinétique turbulente et la dissipation (McGrattan et al., 2015). La vitesse de réaction pour l'approche chimique infiniment rapide peut être donnée par :

$$\dot{\omega}'''_{Fuel} = -\frac{\rho}{\tau_{mix}} \min\left(Y_{Fuel} ; \frac{Y_{Air}}{r_s}\right) \tag{3.19}$$

où $\tau_{mix}$ est le temps de mélange et $r_s$ est le coefficient stœchiométrique de masse pour l'air.

En fait, la cinétique chimique détermine la façon dont la réaction se déroulera dans le mélange. Par conséquent, la combustion dépend à la fois de la cinétique chimique et du

mélange en général, mais elle peut être contrôlée principalement par le plus lent de ces deux processus séquentiels. Lorsque la cinétique chimique devient beaucoup plus rapide que le mélange, la combustion s'avère être contrôlée par le mélange.

Il existe deux modèles d'extinction implémentés dans FDS :

— Le premier est basé sur une température critique de flamme (Critical Flame Temperature : CFT, en anglais). En effet, le processus de combustion ne s'effectue que si la température du mélange gazeux pris dans un volume est supérieure à celle de la $T_{CFT}$. Ce modèle sera pratiquement utilisé pour toutes les simulations de cette étude, pour lesquelles $T_{CFT} = 1003\,K$, dans le cas du propane.

— Le second est basé sur une concentration limite en oxygène (Limiting Oxygen Concentration : LOC, en anglais). Ce critère est défini comme la multiplication de la vitesse de réaction par la fonction Heaviside, qui est égale à 0 lorsque la fraction massique d'oxygène ($Y_{O_2}$) est inférieure à la fraction massique limite ($Y_{O_2,\text{lim}}$) et égale à 1 dans le cas contraire. Les auteurs du fameux manuel SFPE (Hurley et al., 2016) recommandent des concentrations d'oxygène à l'extinction d'environ 12% (valeur qui sera utilisée dans l'analyse de sensibilité des modèles d'extinction).

#### 3.3.2.4 Modèle de rayonnement thermique

Le modèle de transfert de chaleur radiatif est basé sur la résolution de l'équation de transport du rayonnement (Radiation Transport Equation : RTE, en anglais) pour un corps gris en utilisant la méthode des volumes finis (FVM). En effet, à partir de la fraction énergétique résultant de la conservation de l'énergie, le flux surfacique radiatif est obtenu en résolvant l'équation suivante (McGrattan et al., 2017 ; Sikanen & Hostikka, 2017) :

$$-\frac{\partial}{\partial x_j}\dot{q}''_r = \kappa\left[U - 4\pi I_b(x)\right] \quad ; \quad U = \int_{4\pi} I\left(x,s'\right)ds' \tag{3.20}$$

où $I(x,s')$ est l'intensité spectrale intégrée dans la direction $s'$ à la position $x$, $I_b$ est l'intensité du rayonnement du corps noir, $U$ est l'intensité totale intégrée et $\kappa$ est le coefficient d'absorption.

L'intensité $I$ est obtenue à partir de l'équation de transport du rayonnement (RTE) détaillée ci-après :

$$s \cdot \frac{\partial}{\partial x_j} I_\upsilon(s) = -[\kappa_d + \sigma_d] I_\upsilon(s) + \kappa_d I_{b,d} + \frac{\sigma_d}{4\pi} \int_{4\pi} \Phi(s, s') I_\upsilon(s') ds' \tag{3.21}$$

où $I_\upsilon$ est l'intensité du rayonnement à la longueur d'onde $\upsilon$, $\kappa_d$ est le coefficient d'absorption des particules/gouttelettes, $\sigma_d$ est le coefficient de diffusion des particules/gouttelettes, $I_{b,d}$ est l'intensité du rayonnement du corps noir des particules, $\Phi(s, s')$ est la fonction de phase de diffusion qui donne la fraction d'intensité de diffusion de la direction $s'$ à $s$.

La RTE est résolue à l'aide de la FVM pour le rayonnement avec environ 100 angles discrets (qui sont mis à jour sur plusieurs pas de temps) couvrant uniformément l'angle solide $4\pi$.

Dans la RTE, le terme source, $I_b$, défini dans l'équation 3.20, nécessite un traitement spécial dans la zone de flamme. En raison de sa dépendance à la température élevée à la quatrième puissance, le terme source doit être modélisé dans les cellules du maillage où se produit la combustion. Le terme source d'émission est calculé à l'aide de l'équation suivante :

$$I_b(x) = C^* \frac{\sigma T(x)^4}{\pi} \quad ; \quad C^* = \max \left[ 1 \, ; \, \frac{\sum\limits_{\dot{q}'''_{ijk} > 0} (\chi_r \dot{q}'''_{ijk} + \kappa_{ijk} U_{ijk}) dV}{\sum\limits_{\dot{q}'''_{ijk} > 0} (4 \kappa_{ijk} \sigma {T_{ijk}}^4) dV} \right] \tag{3.22}$$

où $\sigma$ est la constante de Boltzmann, $T$ est la température, $\dot{q}'''$ est le taux de dégagement de chaleur, $U$ est l'intensité radiante intégrée et $V$ est le volume. De ce fait, la fraction d'énergie radiative est fonction de la fraction rayonnante, notée $\chi_r$. Pour la plupart des combustibles, $\chi_r$ est compris entre 0,3 et 0,4 (Hurley et al., 2016).

#### 3.3.2.5 Modèles de turbulence

Les équations régissant la simulation de grandes échelles (LES) sont obtenues en appliquant un filtre passe-bas, paramétré par une largeur $\Delta$, aux équations données dans la sous-section 3.3.2.1 (équations gouvernantes).

Dans FDS, la largeur du filtre $\Delta$ est équivalente à la taille de cellule locale $\delta_x$ et constitue un paramètre clé dans les sous-modèles pour la viscosité turbulente ($\mu_t$) et l'échelle de temps de réaction. Le modèle de turbulence est modélisé à l'aide d'une échelle sous-maille (SGS) de Smagorinsky améliorée dans une approche LES (Magnognou et al., 2017 ; Renane et al., 2013).

Dans ce travail, cinq modèles de turbulence LES sont utilisés, en particulier : le modèle de Smagorinsky à coefficient constant, le modèle de Smagorinsky dynamique, le modèle de Deardorff, le modèle de Vreman et le modèle RNG. Ces modèles qui sont basés sur l'hypothèse de Smagorinsky sont décrits dans le tableau 3.2 (McGrattan et al., 2017 ; Yeoh & Yuen, 2009).

## 3.4 Choix de modèles numériques à l'aide des expériences

Dans cette section, l'objectif est de réaliser une étude de sensibilité des modèles numériques présentés dans la sous-section 3.3.2 afin de mieux modéliser les écoulements réactifs liés à la dynamique du BLEVE. Cette étude présente une comparaison des résultats numériques obtenus à partir des différents modèles avec ceux issus du test expérimental BAM (Balke et al., 1999 ; INERIS, 2002). Les comparaisons portent principalement sur l'évolution de deux paramètres : le flux thermique surfacique et la hauteur du centre de la boule de feu.

En 1998, l'organisme B.A.M. a effectué un essai BLEVE avec une citerne routière (wagon) de 45 $m^3$ de capacité, contenant 5 tonnes de propane commercial (avec un niveau de remplissage en liquide de 22%). Le wagon a été exposé à un feu de nappe de carburant. Dans cet essai, une instrumentation a été installée afin de mesurer les grandeurs physiques telles que le flux de chaleur surfacique, la température et la pression.

Dans notre simulation, le propane est considéré comme un gaz idéal compte tenu de ses propriétés thermochimiques (chaleur de combustion, température de la flamme, etc.), dans des conditions atmosphériques ayant une humidité relative de 40% et une température ambiante de 20°C. La gravité est prise selon la direction négative de $z$.

Les prédictions numériques sont effectuées à l'aide du code FDS version 6.5.3 (McGrattan et al., 2015) avec un maillage structuré uniforme et un pas de temps d'environ $10^{-2}$ s. Dans ces prédictions, 90 CPU sont utilisés pour optimiser le temps de calcul à travers un traitement parallèle MPI en utilisant le cluster ARTEMIS Linux de l'Université d'Orléans.

L'analyse de sensibilité des modèles numériques consiste, à partir d'une résolution du maillage, à sélectionner les modèles de turbulence, les modèles d'extinction, les conditions initiales ainsi que les conditions aux limites. Cette sélection est basée sur la comparaison du flux de chaleur surfacique et de la hauteur de la boule de feu obtenus à l'aide de simulations CFD tridimensionnelles (3D) avec les données expérimentales.

**TABLEAU 3.2 –** Différents modèles de turbulence

| Modèle de turbulence | Viscosité turbulente, $\mu_t$ | Paramètres du modèle |
|---|---|---|
| Smagorinsky à coefficient constant (Smagorinsky, 1963) | $\mu_t = \rho(C_s\Delta)^2\,\lvert S\rvert$ ; $\lvert S\rvert = \left(2S_{ij}S_{ij} - \frac{2}{3}(\nabla\cdot u)^2\right)^{\frac{1}{2}}$ ; $S_{ij} = \frac{1}{2}\left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i}\right)$ | $C_s = 0,2$ ; $\Delta = \left(\delta_x\delta_y\delta_z\right)^{\frac{1}{3}}$ |
| Smagorinsky dynamique (Germano et al., 1991) | $\mu_t = \rho(C_s\Delta)^2\,\lvert S\rvert$ ; $\lvert S\rvert = \left(2S_{ij}S_{ij} - \frac{2}{3}(\nabla\cdot u)^2\right)^{\frac{1}{2}}$ ; $S_{ij} = \frac{1}{2}\left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i}\right)$ | $(C_s\Delta)^2 = -\frac{1}{2}\frac{\langle L_{ij}M_{ij}\rangle_h}{\langle M_{ij}M_{ij}\rangle_h}$ ; $L_{ij} = \widetilde{\overline{u}_i\overline{u}_j} - \tilde{u}_i\tilde{u}_j$ ; $M_{ij} = \left(\frac{\widetilde{\Delta}}{\overline{\Delta}}\right)^2 \lvert\widetilde{S}\rvert\widetilde{S}_{ij} - \widetilde{\lvert\overline{S}\rvert\overline{S}_{ij}}$ |
| Deardorff (Deardorff, 1980) | $\mu_t = \rho C_v\Delta\sqrt{k_{sgs}}$ ; $k_{sgs} = \frac{1}{2}\left(\left(\bar{u}-\hat{\bar{u}}\right)^2 + \left(\bar{v}-\hat{\bar{v}}\right)^2 + \left(\bar{w}-\hat{\bar{w}}\right)^2\right)$ | $C_v = 0,1$ ; $\Delta = \left(\delta_x\delta_y\delta_z\right)^{\frac{1}{3}}$ ; $\overline{u}_{ijk} = \frac{u_{ijk}+u_{i-1,jk}}{2}$ ; $\widehat{\overline{u}}_{ijk} = \frac{\overline{u}_{ijk}}{2} + \frac{\overline{u}_{i-1,jk}+\overline{u}_{i+1,jk}}{4}$ |
| Vreman (Vreman, 2004) | $\mu_t = \rho c\sqrt{\frac{B_\beta}{\alpha_{ij}\alpha_{ij}}}$ | $c = 0,07$ ; $B_\beta = \beta_{11}\beta_{22} - \beta_{12}^2 - \beta_{11}\beta_{33} - \beta_{13}^2 + \beta_{22}\beta_{33} - \beta_{23}^2$ ; $\beta_{ij} = \Delta_m^2\alpha_{mi}\alpha_{mj}$ ; $\alpha_{ij} = \frac{\partial u_j}{\partial x_i}$ |
| RNG (Yakhot et al., 1989) | $\mu_{eff} = \mu + \mu_t$ ; $\mu_{eff} = \mu\left[1 + H_{eav}\left(\frac{\mu_S^2\mu_{eff}}{\mu^3} - C_{RNG}\right)\right]^{\frac{1}{3}}$ | $C_{RNG} = 10$ pour une faible intensité de turbulence<br>$C_{RNG} = C_s = 0,2$ pour une forte intensité de turbulence |

### 3.4.1 Source du feu et résolution du maillage

Durant le processus BLEVE, le récipient est chauffé grâce à un apport d'énergie externe. Ce récipient chaud contribue à la vaporisation du liquide en gaz chaud à volume constant, ce qui augmente la pression dans le récipient jusqu'à la pression de rupture. À cette pression, le récipient se désintègre avec l'expansion et la diffusion du gaz chaud dans l'air ambiant en formant un mélange air/vapeur combustible dont la concentration se situe dans la plage d'explosivité. Ce mélange explosif est susceptible de s'enflammer sous l'effet de diverses sources d'inflammation, notamment (API, 2003 ; CCPS, 2014 ; Eckhoff, 2005) :

— l'ignition par une source d'énergie telle que : étincelles, flammes nues, surfaces solides chaudes, arcs électriques et électrostatiques ou rayonnement lumineux ;

— l'ignition en atteignant la température d'auto-inflammation due au contact avec des jets de gaz de combustion chauds ou à une compression adiabatique.

Dans cette étude, la modélisation de l'inflammation est représentée par une surface chaude appliquée à la surface d'éjection du combustible à une température de 600°C. Cette valeur résulte de mesures expérimentales effectuées dans le cadre de tests BLEVE à grande échelle (Balke et al., 1999 ; Roberts et al., 2000). En effet, ces études numériques sont basées sur la modélisation du BLEVE par libération du combustible. Plusieurs études utilisent des approches simplificatrices telles que : HRR prescrit, nuage de gouttelettes de carburant et pulvérisation dynamique de carburant (Luther & Müller, 2009 ; Shelke et al., 2017 ; Sikanen & Hostikka, 2017).

En effet, la boule de feu est modélisée par la combustion d'une quantité de carburant libérée à un débit d'éjection constant pendant un laps de temps donné. La masse fournie expérimentalement est utilisée comme donnée d'entrée pour toutes les simulations. Le temps de libération du carburant et la surface d'éjection sont calculés selon la méthode mentionnée par Makhviladze et al. (1997) :

$$d_C^3 = \frac{8M}{C_d \pi \rho_g} \frac{\mu_g}{\mu_0} C_{UFL}^{4/3} \quad ; \quad t_C = \frac{d_C}{2u_g} \left(\frac{\rho_g}{\rho_0}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu_0}{\mu_g}\right)^{4/3} C_{UFL}^{-4/3} \tag{3.23}$$

où $d_C$ est le diamètre de la source, $M$ est la masse totale du combustible déchargé, $C_d$ est le coefficient de décharge ($C_d = 0{,}85$ recommandé), $\mu$ est la viscosité dynamique, $\rho$ est la masse volumique, $C_{UFL}$ est la concentration volumique correspondant à la limite supérieure d'inflammabilité, $t_C$ est le temps de libération du combustible et $u_g$ est la vitesse de libération du combustible ; les indices 0 et $g$ désignent respectivement l'air

ambiant et le combustible. Généralement, la surface d'éjection circulaire est transformée en une surface non circulaire en définissant $S_{ea} = \pi d_C^2/4$ afin de l'utiliser dans FDS.

À partir de l'équation 3.23, on obtient une zone d'éjection de 37 m × 37 m à travers laquelle le combustible est libéré pendant une courte période de 0,02 seconde avec un débit massique de 183 kg/(m$^2$ · s). Le combustible utilisé dans l'analyse de sensibilité des modèles numériques est le propane (sa chaleur de combustion est fixée à 46334 kJ/kg) et le modèle de combustion repose sur une réaction chimique infinie en une seule étape (Hurley et al., 2016 ; McGrattan et al., 2017).

Dans le cadre de la modélisation de la boule de feu, il est important de prendre en compte le domaine de calcul, la taille de maille et les conditions aux limites. Les simulations numériques sont effectuées dans un domaine 3D rectangulaire de dimensions 200 m × 200 m × 300 m assimilé à un environnement ambiant ouvert. Ces dimensions sont obtenues à partir du diamètre maximal et de la hauteur maximale de la boule de feu calculés à l'aide des corrélations empiriques présentées à la sous-section 3.3.1. La surface du sol est modélisée comme un mur solide, inerte et lisse à une température ambiante (paramètres par défaut).

En utilisant l'équation 3.24, et en supposant que la masse de propane se brûle complètement, on obtient un taux de dégagement de chaleur de 32 GW.

$$\dot{Q} = \dot{m} \Delta H_c \tag{3.24}$$

où $\dot{Q}$ est le HRR, $\dot{m}$ est le taux de perte de masse et $\Delta H_c$ est la chaleur de combustion.

Ainsi, à partir des équations 3.16 et 3.17, on obtient un intervalle de maille de [1 m, 15 m]. La convergence du maillage est réalisée selon quatre tailles de maille différentes (4 m, 2 m, 1 m et 0,5 m).

Les figures 3.2a et 3.2b présentent des comparaisons entre l'expérience et les prédictions issues des quatre tailles de maille différentes en se basant sur l'évolution du flux thermique surfacique et de la hauteur de la boule de feu. Le flux de chaleur est mesuré au niveau du sol à une distance de 30 m à partir du centre projeté de la boule de feu sur le sol (sous la boule de feu) tandis que la hauteur est mesurée entre le centre de la boule de feu et le niveau du sol. Ces figures montrent que les résultats numériques obtenus à partir des tailles de maille de 0,5 m et 1 m convergent avec les résultats expérimentaux, alors que les résultats obtenus à partir des tailles de maille de 2 m et 4 m divergent.

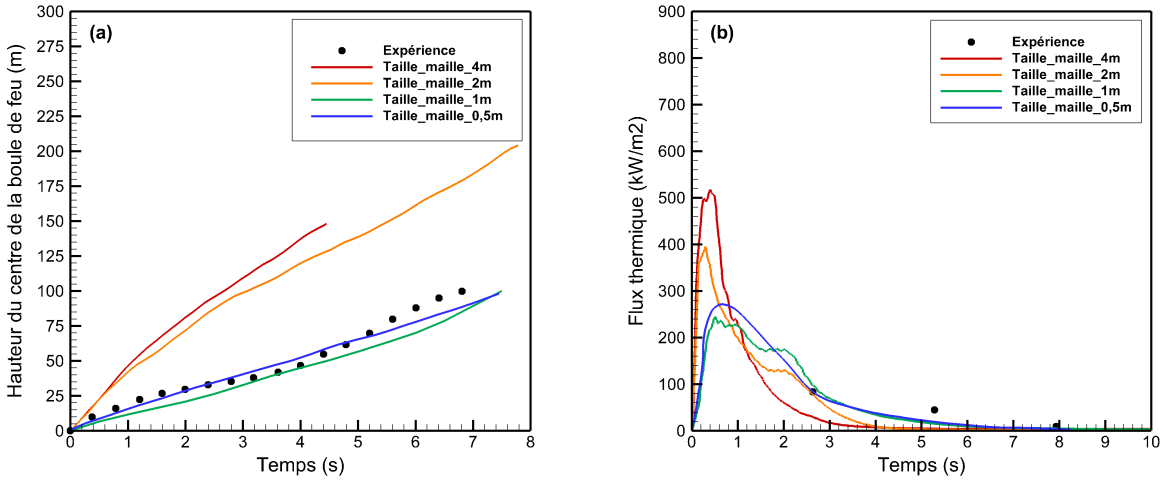



**FIGURE 3.2 –** Influence de la résolution du maillage sur : (a) la hauteur du centre de la boule de feu et (b) le flux de chaleur à 30 m au niveau du sol (Sellami et al., 2018a)

De plus, la résolution du maillage de 0,5 m offre une plus grande précision par rapport aux résultats obtenus avec une résolution de 1 m, comme le montre la racine carrée de l'erreur quadratique moyenne "RMSE" (*cf.* tableau 3.3). Cependant, la simulation numérique avec une résolution de maillage de 0,5 m nécessite un temps de calcul 50 fois supérieur à celui pris par le calcul avec une résolution de 1 m. De ce fait, et afin d'obtenir une bonne précision avec un temps de calcul optimal, la taille de maille de 1 m sera donc utilisée pour le reste des simulations numériques.

L'erreur RMSE représente une mesure statistique des différences entre les données appariées. Cette erreur s'écrit comme :

$$RMSE = \sqrt{\frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n}\left(y_{pred,i} - y_{\exp,i}\right)^2} \tag{3.25}$$

où $y_{pred}$ est la valeur prédite, $y_{\exp}$ est la valeur expérimentale et $n$ est le nombre de points expérimentaux.

**TABLEAU 3.3 –** Résultats de la sensibilité au maillage (Sellami et al., 2018a)

| Taille de maille | Nombre de cellules | RMSE | | Temps CPU (min) |
|---|---|---|---|---|
| | | Hauteur (m) | Flux thermique (kW/m$^2$) | |
| 4 m | 187500 | 60,22 | 34,09 | 2 |
| 2 m | 1500000 | 59,01 | 21,56 | 14 |
| 1 m | 12000000 | 9,74 | 16,24 | 161 |
| 0,5 m | 96000000 | 5,86 | 13,23 | 8000 |

Les figures 3.3 et 3.4 montrent le développement de la structure de la boule de feu à différents moments (2, 3, 4 et 6 s) après la libération du combustible dans l'atmosphère. D'après l'analyse de ces figures, on constate que le champ de température obtenu par la simulation numérique en utilisant une résolution de maillage de 1 m est en accord avec les observations faites par Hurley et al. (2016). En effet, la température de flamme peut atteindre les 1300°C lors d'un feu d'hydrocarbures.

De plus, nous remarquons que l'évolution du diamètre de la boule de feu prédit est similaire à celle observée au cours de l'expérience. De ce fait, les écoulements réactifs modélisés à l'aide de cette résolution de maillage se rapprochent de la dynamique de flamme associée au phénomène BLEVE.

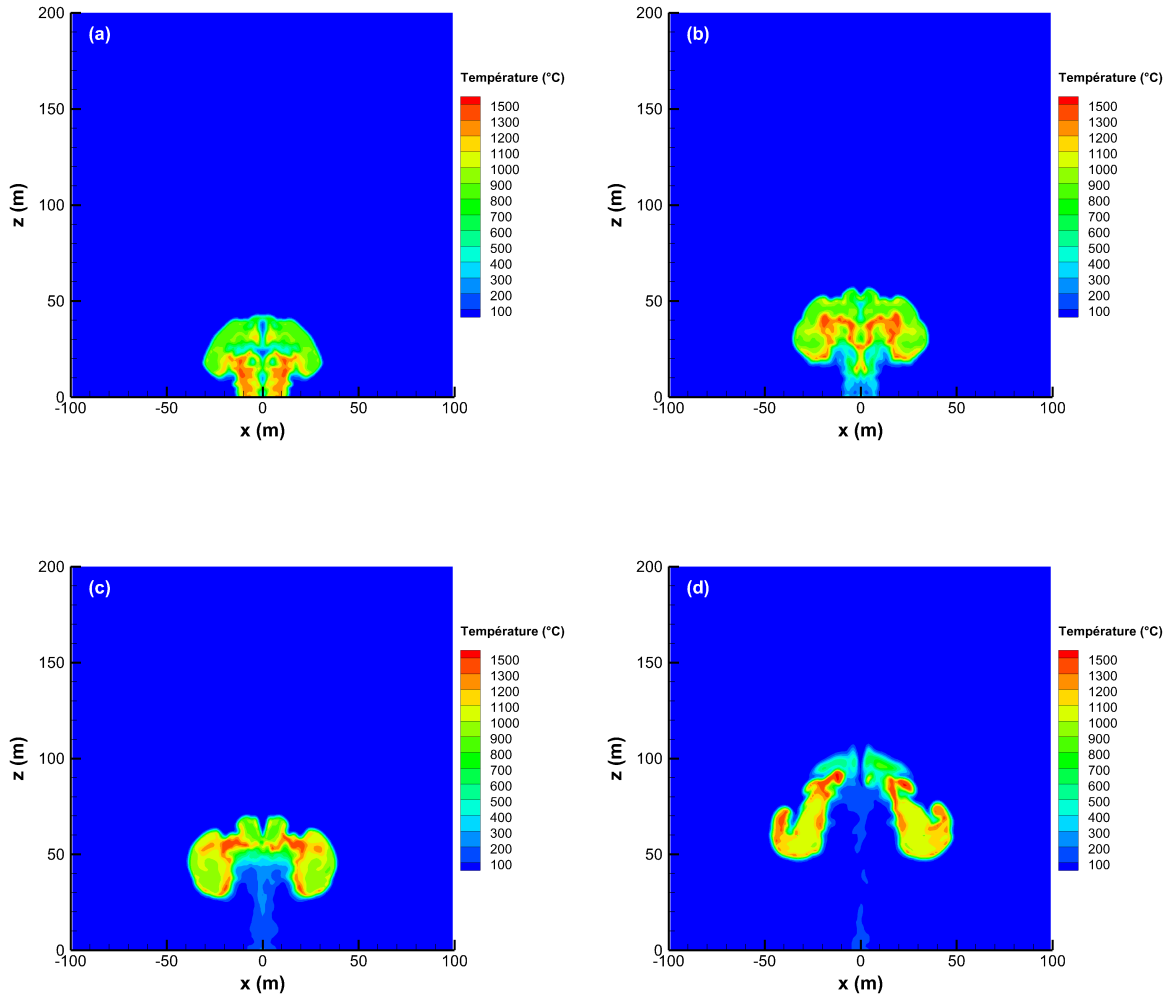



**FIGURE 3.3 –** Simulation du champ de température de la boule de feu à l'aide d'une résolution de maillage de 1 m selon la section transversale $y = 0$ à : (a) 2 s, (b) 3 s, (c) 4 s et (d) 6 s (Sellami et al., 2018a)

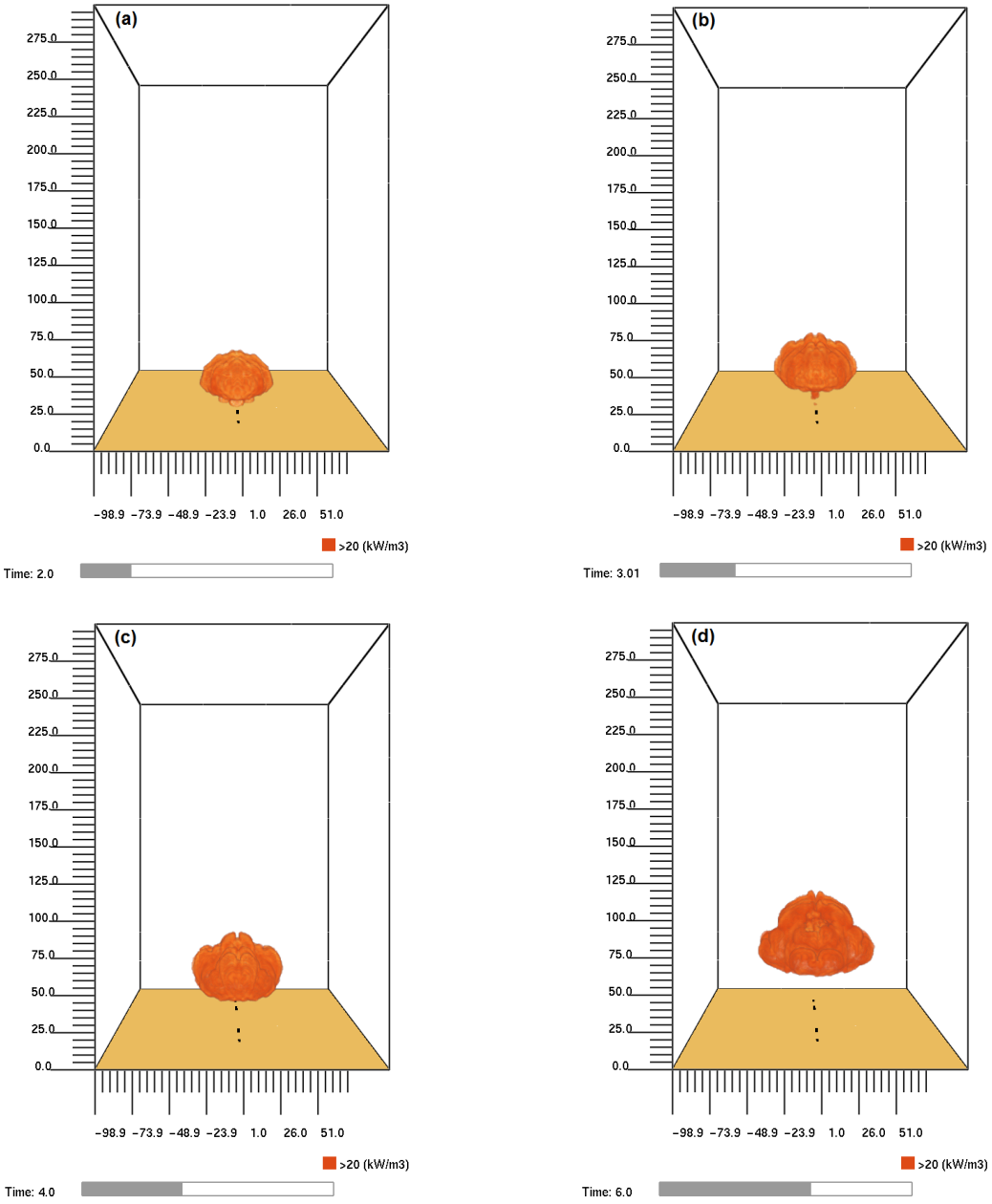



**FIGURE 3.4 –** Simulation de la boule de feu à l'aide d'une résolution de maillage de 1 m à : (a) 2 s, (b) 3 s, (c) 4 s et (d) 6 s

### 3.4.2 Choix du modèle de turbulence

Cette sous-section présente le choix du modèle de turbulence au moyen d'une analyse de sensibilité. En effet, comme mentionné précédemment dans la sous-section 3.3.2.5, le code FDS comporte cinq modèles de turbulence de type LES basés sur les hypothèses de Smagorinsky. Tous ces modèles de turbulence sont comparés afin d'en déduire le(s) plus avantageux pour la prédiction des effets thermiques du BLEVE.

La figure 3.5 présente une comparaison entre l'expérience et la prédiction avec les cinq modèles de turbulence en se basant sur l'évolution de la hauteur de la boule de feu et le flux thermique surfacique mesuré à une distance de 30 m.

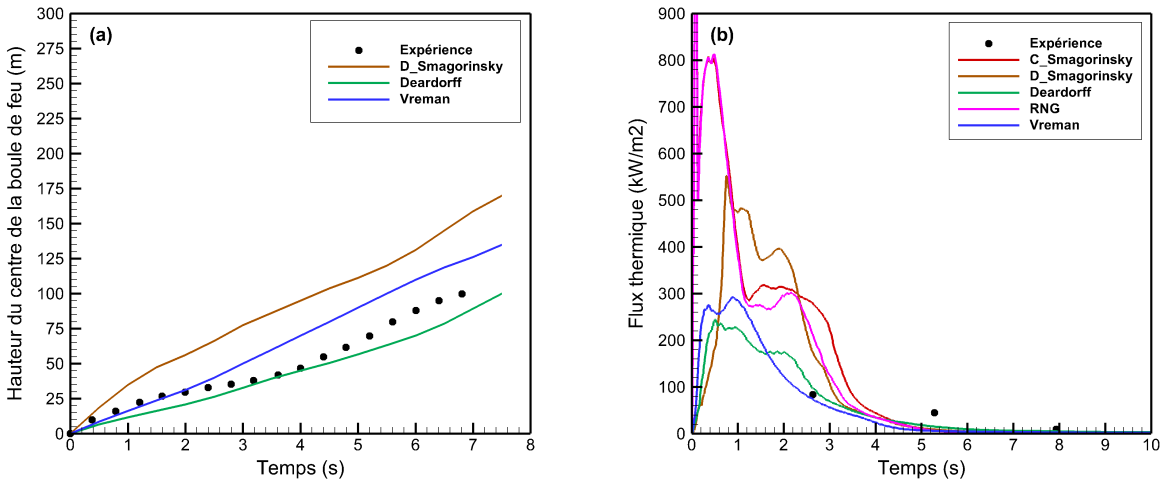



**FIGURE 3.5 –** Influence des modèles de turbulence sur : (a) la hauteur de la boule de feu et (b) le flux de chaleur à 30 m (Sellami et al., 2018a)

En se référant aux mesures expérimentales, on observe clairement la convergence des résultats numériques obtenus à l'aide des modèles de Deardorff et de Vreman, et la divergence relative aux autres modèles. De plus, les modèles de turbulence de Smagorinsky à coefficient constant et RNG ne permettent pas la formation de boules de feu en raison d'un taux de dissipation de turbulence élevé, comme le montre la figure 3.6.

Selon la RMSE calculée pour les différents résultats numériques, le modèle de Deardorff présente le meilleur accord avec l'expérience, avec la valeur d'erreur la plus faible. Néanmoins, la simulation numérique réalisée avec ce modèle nécessite un temps de calcul légèrement supérieur en comparant avec les autres modèles (*cf.* tableau 3.4). En conséquence, et compte tenu de sa précision et de son temps de calcul jugé acceptable, le modèle de Deardorff servira de modèle de turbulence pour le reste des simulations numériques.

### 3.4.3 Choix du modèle d'extinction

Le code FDS comprend deux modèles d'extinction. Afin de choisir le modèle d'extinction qui permettra de mieux modéliser l'effet thermique du BLEVE, une comparaison entre les données expérimentales et les prédictions est présentée dans cette sous-section.

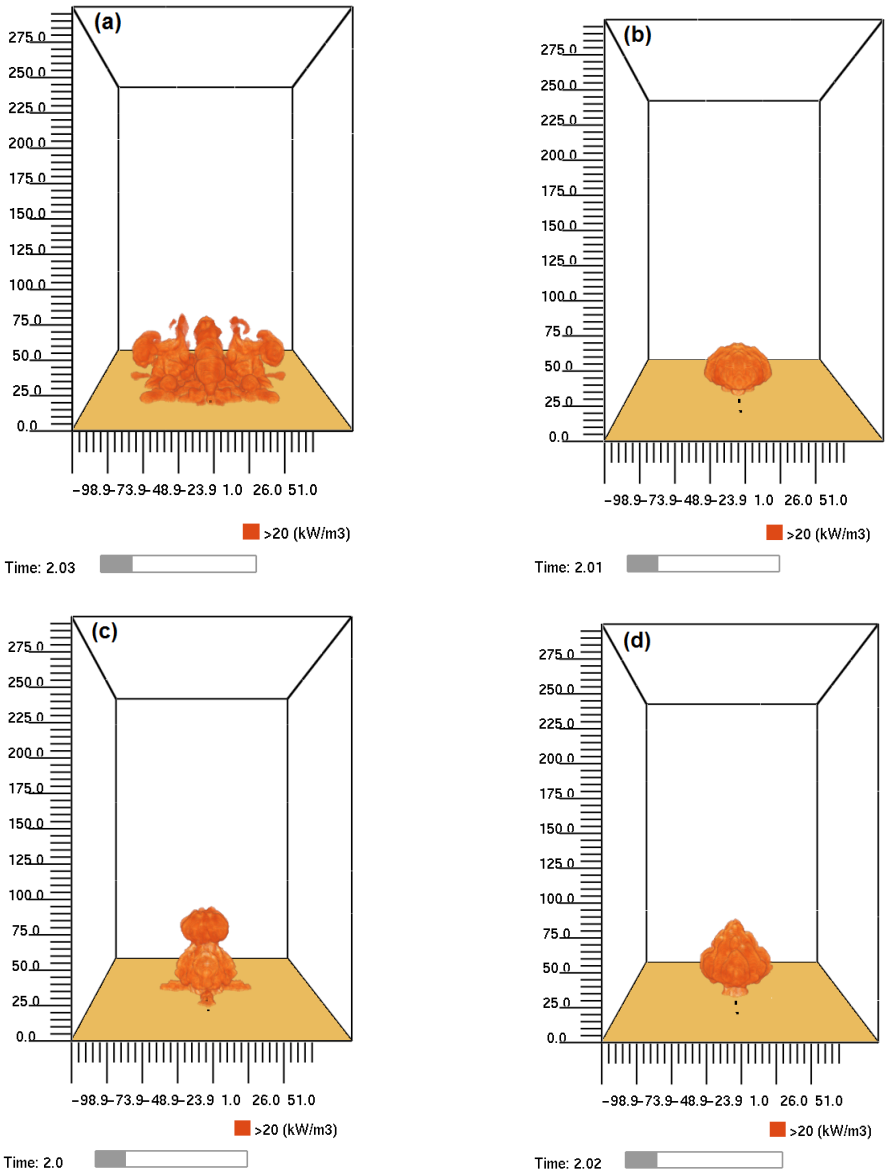



**FIGURE 3.6 –** Simulation de l'essai BAM à $t = 2$ s à l'aide des modèles de turbulence : (a) Smagorinsky à coefficient constant et RNG, (b) Deardorff, (c) Smagorinsky dynamique et (d) Vreman

**TABLEAU 3.4 –** Résultats de la sensibilité des modèles de turbulence (Sellami et al., 2018a)

| Modèles de turbulence | RMSE | | Temps CPU (min) |
|---|---|---|---|
| | Hauteur (m) | Flux thermique (kW/m$^2$) | |
| Smagorinsky à coefficient constant | – | 97,55 | 158 |
| Smagorinsky dynamique | 37,67 | 45,33 | 149 |
| Deardorff | 9,74 | 16,24 | 161 |
| Vreman | 16,79 | 61,97 | 108 |
| RNG | – | 20,59 | 534 |

Le premier modèle d'extinction est basé sur la température critique de flamme (CFT) alors que le second est basé sur la concentration limite en oxygène (LOC), comme mentionné à la sous-section 3.3.2.3. Afin d'évaluer les performances de prédiction de ces modèles d'extinction, nous considérons les mêmes conditions que celles utilisées dans le choix du modèle de turbulence.

La figure 3.7 présente une comparaison entre l'expérience et la prédiction donnée par les deux modèles d'extinction. En plus des variations d'évolutions (figure 3.7), le tableau 3.5 prouve que la prédiction via le modèle d'extinction CFT est plus précise que celle obtenue par le modèle d'extinction LOC avec un temps de calcul légèrement supérieur. Pour cette raison, le modèle à base de la CFT sera utilisé dans cette étude.

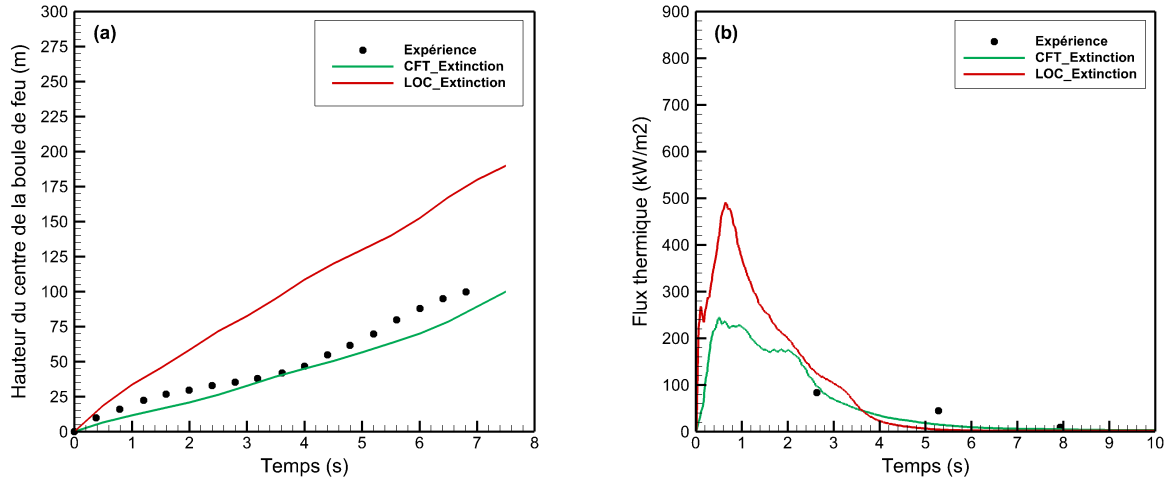



**FIGURE 3.7 –** Influence des modèles d'extinction sur : (a) la hauteur de la boule de feu et (b) le flux de chaleur mesuré à 30 m ; à l'aide du modèle de Deardorff (Sellami et al., 2018a)

**TABLEAU 3.5 –** Résultats de la sensibilité des modèles d'extinction (Sellami et al., 2018a)

| Modèles d'extinction | RMSE | | Temps CPU (min) |
|---|---|---|---|
| | Hauteur (m) | Flux thermique (kW/m$^2$) | |
| Modèle d'extinction CFT | 9,74 | 16,24 | 161 |
| Modèle d'extinction LOC | 50,17 | 29,19 | 139 |

### 3.4.4 Fraction radiative et libération du combustible

Après avoir choisi les modèles de turbulence et d'extinction avec une résolution de maillage de 1 m, une analyse de sensibilité de la fraction radiative et de la vitesse

de libération du combustible est effectuée afin de mettre en évidence l'impact de ces paramètres sur le flux thermique généré par une boule de feu.

Comme le montrent la figure 3.8a et le tableau 3.6, on observe un écart entre les résultats numériques obtenus à partir des fractions radiatives de 0,20, 0,35 et 0,40. En effet, avec une fraction radiative de 0,20, la prédiction est sous-estimée à comparer avec l'expérience. En revanche, avec les fractions radiatives de 0,35 et 0,40, les prédictions sont surestimées. Cependant, les résultats numériques obtenus avec une faction radiative de 0,30 convergent vers les données expérimentales. Cette valeur sera donc utilisée pour l'ensemble des simulations numériques.

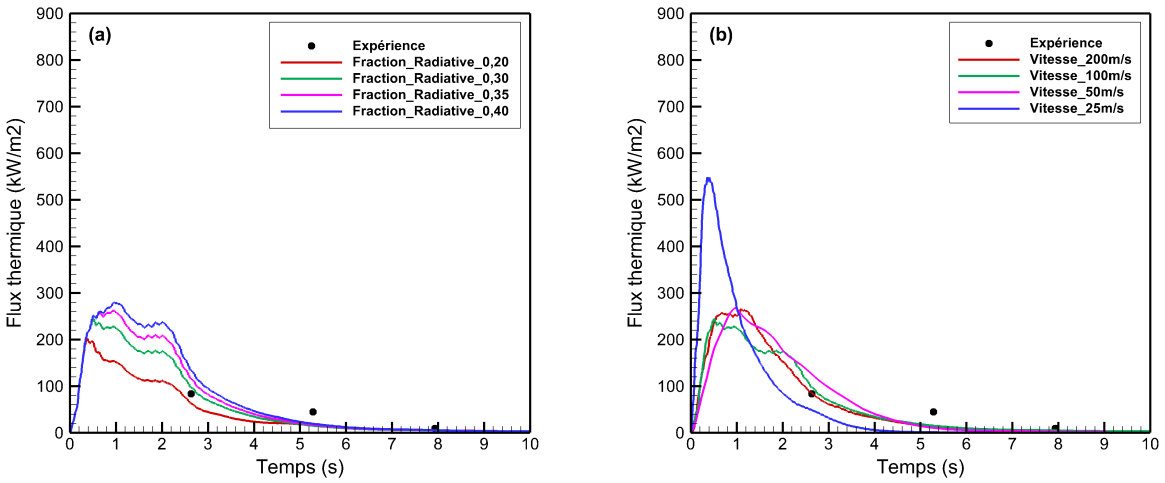



**FIGURE 3.8 –** Influence (a) de la fraction radiative et (b) de la vitesse de libération du combustible sur le flux de chaleur ; à l'aide des modèles de Deardorff et d'extinction CFT (Sellami et al., 2018a)

**TABLEAU 3.6 –** Résultats de la sensibilité de la fraction radiative (Sellami et al., 2018a)

| Fraction radiative | RMSE relative à $\chi_r$ |
|---|---|
| | Flux thermique surfacique (kW/m$^2$) |
| $\chi_r = 0,20$ | 17,74 |
| $\chi_r = 0,30$ | 16,24 |
| $\chi_r = 0,35$ | 21,24 |
| $\chi_r = 0,40$ | 27,90 |

En fixant la fraction radiative à 0,30, la figure 3.8b montre les variations du flux surfacique radiatif en fonction des différentes vitesses de libération du combustible. Le flux thermique obtenu à partir d'une vitesse de libération de 25 m/s diverge par rapport

à l'expérience, alors qu'à partir d'une vitesse de libération de 50 m/s, la prédiction tend vers une solution proche de l'expérience. De plus, avec les vitesses de 100 m/s et 200 m/s, les prédictions sont similaires aux données expérimentales avec une meilleure précision (*cf.* tableau 3.7). Par conséquent, l'intensité du flux radiatif prévue dépend de la vitesse de libération du combustible.

**TABLEAU 3.7 –** Résultats de la sensibilité de la vitesse de libération du combustible (Sellami et al., 2018a)

| Vitesse de libération du combustible | RMSE relative à la vitesse de libération |
|---|---|
| | Flux thermique surfacique ($kW/m^2$) |
| 200 m/s | 16,20 |
| 100 m/s | 16,24 |
| 50 m/s | 27,41 |
| 25 m/s | 28,26 |

Dans FDS, pendant le processus de combustion, le combustible est initialement non mélangé à l'air ambiant. Le régime de combustion dépend donc du temps de mélange entre ces deux réactifs. Ainsi, à faible vitesse, la quantité du combustible libérée dans l'atmosphère se mélange plus facilement à l'air pendant les premiers instants, ce qui entraîne une libération d'énergie plus importante, contrairement à une vitesse plus élevée, comme le montre la figure 3.8b.

En conclusion, grâce à cette analyse de sensibilité, la modélisation numérique du BLEVE sera réalisée sur la base d'un processus de combustion infiniment rapide en utilisant le modèle de turbulence de Deardorff, le modèle d'extinction CFT, une fraction radiative de 0,30, une vitesse de libération du combustible de 100 m/s et une taille de maille de 1 m.

Le tableau 3.8 présente des comparaisons entre les prédictions et les résultats issus des corrélations empiriques. Les prédictions des caractéristiques de la boule de feu (diamètre maximal, durée de vie et hauteur maximale) sont en accord avec l'expérience avec une meilleure précision par rapport aux estimations empiriques.

**TABLEAU 3.8 –** Comparaison entre les résultats des prédictions et l'expérience BAM (Sellami et al., 2018a)

| Caractéristiques de la boule de feu | Expérience BAM | Empirique | Numérique | RMSE (Empirique) | RMSE (Numérique) |
|---|---|---|---|---|---|
| Diamètre max. (m) | 100 | 98 | 101 | 1,41 | 0,71 |
| Durée (s) | 7,2 | 7,4 | 7,8 | 0,14 | 0,42 |
| Hauteur max. (m) | 100 | 74 | 99 | 18,38 | 0,71 |

### 3.4.5 Autres expériences à grande échelle

Afin de consolider le choix des paramètres utilisés dans cette étude, des comparaisons entre la prédiction et l'expérience sont effectuées en se fondant sur d'autres expériences à grande échelle telles que le test de British Gas n°3 (*cf.* sous-section 2.4.1) et le test JIVE.

Dans le cadre du projet JIVE établie par le laboratoire HSL, des réservoirs de propane de différentes masses (de 279 à 1708 kg) ont été exposés à des jets enflammés de propane (Roberts et al., 2000). Ces essais ont été effectués dans le but d'identifier les caractéristiques des boules de feu, les conditions de rupture (en terme de température et de pression) ainsi que les modes de défaillances.

Les tableaux 3.9 et 3.10 présentent respectivement les résultats obtenus à partir de l'essai de British Gas n°3 et du test JIVE. À partir de l'analyse de ces tableaux, il ressort clairement que les prédictions des caractéristiques des boules de feu (diamètres, durées de vie et hauteurs) convergent mieux que les estimations empiriques.

**TABLEAU 3.9 –** Comparaison entre les résultats des prédictions et l'essai de British Gas n°3 (Sellami et al., 2018a)

| Caractéristiques de la boule de feu | Expérience | Empirique | Numérique | RMSE (Empirique) | RMSE (Numérique) |
|---|---|---|---|---|---|
| Diamètre max. (m) | 69 | 73 | 80 | 2,83 | 7,78 |
| Durée (s) | 7,9 | 5,4 | 8,5 | 1,77 | 0,42 |
| Hauteur max. (m) | 70 | 54 | 72 | 11,31 | 1,41 |

**TABLEAU 3.10 –** Comparaison entre les résultats des prédictions et l'expérience JIVE (Sellami et al., 2018a)

| Caractéristiques de la boule de feu | Expérience | Empirique | Numérique | RMSE (Empirique) | RMSE (Numérique) |
|---|---|---|---|---|---|
| Diamètre max. (m) | 85 | 69 | 80 | 11,31 | 3,54 |
| Durée (s) | 7 | 5,2 | 9 | 1,27 | 1,41 |
| Hauteur max. (m) | 105 | 52 | 85 | 37,48 | 14,14 |

En conclusion, les estimations du diamètre et de la durée de vie de la boule de feu déterminées au moyens des corrélations empiriques sont similaires à celles issues de l'expérience avec une petite erreur. Cependant, l'estimation empirique de la hauteur de la boule de feu est toujours sous-estimée en comparant à l'expérience avec une erreur significative (*cf.* tableaux 3.8, 3.9 et 3.10. Enfin, en l'absence de données expérimentales, les résultats empiriques peuvent servir de support comparatif à la prédiction afin d'évaluer la pertinence de la modélisation numérique.

## 3.5 Conclusion

Dans ce chapitre, une approche CFD est proposée pour évaluer les effets thermiques du phénomène BLEVE. Cette approche repose sur une analyse de sensibilité des modèles numériques implémentés dans le code FDS version 6.5.3. Afin de choisir les modèles permettant de simuler au mieux le BLEVE, une comparaison des estimations numériques avec trois expériences à grande échelle est effectuée. La réaction chimique de combustion est modélisée en une seule étape à l'aide du modèle EDC couplé à un modèle de turbulence LES. Les résultats ont révélé une bonne concordance entre les prédictions et les mesures expérimentales justifiant ainsi la capacité du FDS à bien modéliser la dynamique de la boule de feu.

Dans le but de mieux valider l'approche CFD proposée et comprendre davantage la dynamique des effets thermiques du BLEVE à l'échelle industrielle, il apparaît intéressant d'effectuer une étude de cas réel, ce qui fera l'objet du chapitre suivant.

# Chapitre 4

# Application et validation des modèles proposés : Résultats d'une étude de cas réel

*En théorie, on peut empiler des billes,*
*en mathématique on le démontre,*
*en pratique on préfère utiliser des cubes.*

**— Alain Leblay**
Consultant RH (1956 –)

## Sommaire


**4.1 Introduction . . . . . 82**
**4.2 Étude de cas . . . . . 82**
4.2.1 Collecte des informations pertinentes . . . . . 82
4.2.2 Identification des scénarios dangereux . . . . . 87
4.2.3 Application de l'approche Sedov-Taylor . . . . . 87
4.2.4 Application de l'approche CFD . . . . . 93
**4.3 Conclusion . . . . . 101**

## 4.1 Introduction

Ces dernières années, de plus en plus d'entreprises algériennes ont cherché à appliquer les principes et les méthodes de gestion des risques, poussées par des exigences réglementaires [(1)], par une concurrence croissante et mondialisation des marchés, par un avancement technologique rapide et par la nécessité de diversifier leurs offres de service afin de répondre aux exigences des clients. C'est pourquoi, la gestion des risques d'accidents majeurs basée sur les approches quantitatives, telles que la QRA, est devenue pour de nombreuses organisations une préoccupation majeure et un élément primordial non seulement à la réussite de l'entreprise mais également à son développement, voire à sa survie.

Dans ce contexte et afin de démontrer l'intérêt pertinent des approches proposées, notre étude de cas a porté sur un accumulateur de propane sous pression D108 situé au module de traitement de gaz MPP3 de la compagnie SONATRACH au champ gazier Hassi R'mel (situé à environ 550 km au sud d'Alger). Le choix de l'accumulateur D108 s'appuie sur les opinions des assureurs et des analystes de risques qui le considèrent comme l'un des systèmes les plus critiques au niveau du MPP3, lequel est capable de générer des accidents BLEVE catastrophiques (SONATRACH, 2010).

## 4.2 Étude de cas

### 4.2.1 Collecte des informations pertinentes

#### 4.2.1.1 Description technique du procédé

Le module MPP3 se compose de trois trains de traitement de gaz identiques produisant principalement du gaz sec (avec une capacité de production de 60 millions $m^3$/jour), du GPL et du condensât. La figure 4.1 présente un schéma simplifié du processus de production.

Le gaz naturel produit par les différents champs est récupéré par des lignes de collecte vers le module de réception. Depuis plusieurs années, les conditions d'exploitation ont évolué en raison de la baisse progressive de la pression du gaz dans le gisement. Afin de maintenir une pression acceptable satisfaisant aux conditions techniques du procédé, une nouvelle station de re-compression de gaz (boosting) a été mise en service afin de comprimer le gaz sortant du gisement de 86 bars à environ 110 bars.

(1). Citons à titre d'exemple, le décret exécutif n°15-09 du 14 janvier 2015 fixant les modalités d'approbation des études de dangers spécifiques au secteur des hydrocarbures et leur contenu (J.O.R.A.D.P. n°04 du 29/01/2015, https://www.joradp.dz).

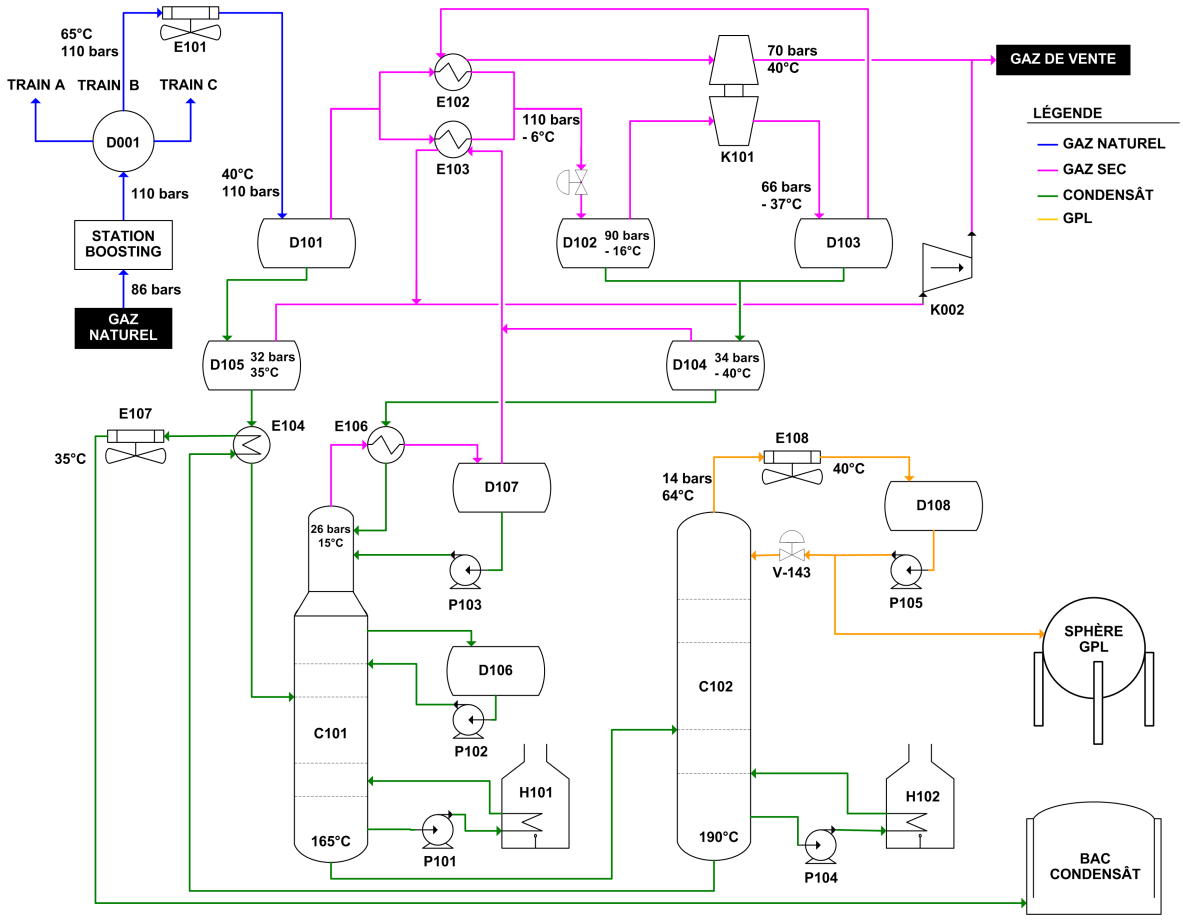



**FIGURE 4.1 –** Schéma simplifié du procédé du module MPP3 (Sellami et al., 2018b)

Le gaz est ensuite dirigé vers un diffuseur D001 qui distribue le gaz à la même pression et à une température de 65°C vers les trains de traitement de gaz. Le gaz naturel dans chacun des trains est refroidi par une série d'aéro-réfrigérants E101 à une température de 40°C avant d'être dirigé vers le séparateur d'entrée D101 permettant de réaliser la séparation entre l'eau et les hydrocarbures.

Par la suite, le gaz est refroidi à une température de −6°C à travers une série d'échangeurs de chaleur E102 et E103. À ce stade, la pression du gaz est réduite par une vanne de type Joule-Thomson de 110 bars à 90 bars à la température de −16°C. Le gaz est ensuite dirigé vers le ballon de condensât D102 afin d'être aspiré par le turbo-expandeur K101 où il subit une expansion isentropique.

Le gaz traité avec le turbo-expandeur passe par le côté calandre du E102 avant d'être expédié sous forme de gaz de vente à 70 bars et 40°C. Afin d'éviter la présence d'hydrate, du MEG (Mono-Éthylène Glycol) est injecté dans les échangeurs. Le gaz contenu dans le ballon D102 est détendu par le turbo-expandeur K101 jusqu'à la pression de 66 bars et à la température de −37°C où il est de nouveau stocké dans le ballon D103.

Les hydrocarbures liquides provenant du séparateur D101 sont traités par le ballon D105 à la pression de 32 bars et à une température de 35°C. Le condensât est alors envoyé vers le dé-éthaniseur C101 après avoir été préchauffé dans l'échangeur E104. Les condensâts provenant des ballons D102 et D103 sont collectés et envoyés vers le séparateur D104. Les hydrocarbures liquides contenus dans le ballon D104 sont envoyés vers la colonne C101 via l'échangeur E106. Les gaz venant des ballons D104 et D107 sont alors mélangés et réinjectés dans l'échangeur E103 afin d'être chauffés. Ces gaz mélangés et ceux extraits du D105 sont re-comprimés au moyen du compresseur de gaz centrifuge K002 à la pression de 74 bars pour être envoyés dans la ligne de production. Les produits extraits en tête du dé-éthaniseur à la pression de 26 bars et à la température de 15°C sont condensés à travers l'échangeur de tête E106 avant d'être acheminés vers le ballon de reflux E107. Une injection du MEG est réalisée dans le E106 avant d'être récupéré dans le ballon de reflux E107.

Comme le montre la figure 4.2, les produits lourds ($C_{3+}$) venant du fond du dé-éthaniseur sont envoyés vers le débutaniseur C102 où le GPL est extrait en tête de la colonne à 64°C avant d'être liquéfié en réduisant la température à 40°C au travers des aéro-réfrigérants E108. Il est envoyé ensuite vers le ballon de reflux D108 qui sert à accumuler le GPL afin d'éviter la cavitation et l'endommagement des pompes P105A/B. Une partie du liquide alimente le sommet de la colonne de distillation C102 en reflux via les pompes P105 où le débit est contrôlé par la vanne V-143, l'autre partie est envoyée vers la section de stockage ou de transfert en fonction de la qualité du GPL produit. Les fonds des colonnes C101 et C102 sont chauffés à l'aide des fours rebouilleurs H101 et H102. Le condensât stabilisé ($C_{5+}$) est extrait du fond du débutaniseur et est envoyé vers les bacs de stockage via l'échangeur E104 et les aéro-réfrigérants E107 à la température de 35°C. Le tableau 4.1 résume les caractéristiques techniques du ballon de reflux D108 utilisées dans nos calculs.

**TABLEAU 4.1 –** Caractéristiques techniques de l'accumulateur D108 (Sellami et al., 2018b)

| Caractéristiques | Valeurs | Unités |
|---|---|---|
| Température de service | 40 | °C |
| Pression de service : $P_{OP}$ | 14,5 | barg |
| Pression de calcul : $P_{DP}$ | 16,5 | barg |
| Pression d'ouverture des soupapes : $P_{PSV}$ | 16,5 | barg |
| Pression d'épreuve : $P_{proof}$ | 28,8 | barg |
| Volume | 50 | $m^3$ |

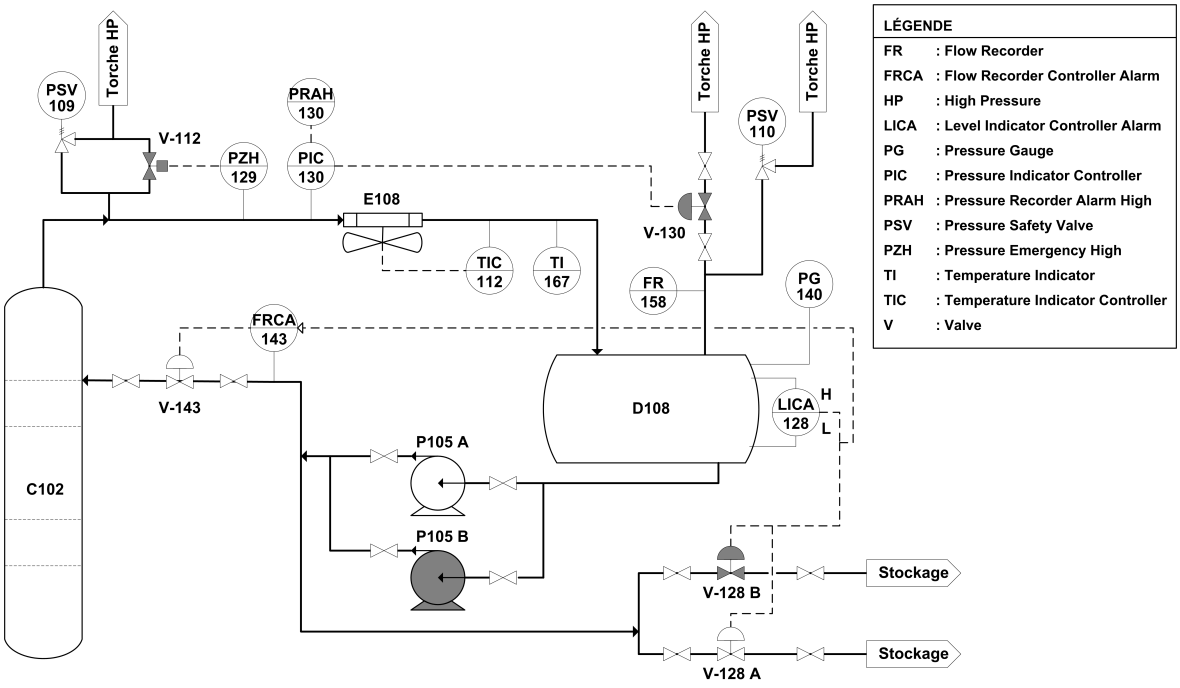



**FIGURE 4.2 –** Schéma de tuyauterie et d'instrumentation (P&ID) du ballon D108 (Sellami et al., 2018b)

### 4.2.1.2 Données physico-chimiques

Le GPL de Hassi R'mel est un mélange de propane et de butane. Cependant, il n'est pas toujours facile de déterminer les caractéristiques thermodynamiques d'un tel mélange. Dans notre étude, pour remédier à cette difficulté, les propriétés physico-chimiques de ce mélange d'hydrocarbures sont calculées à l'aide du logiciel libre ThermoSolver (Barnes & Koretsky, 2003). De même, connaissant la pression de rupture, la température du mélange surchauffé est extraite des courbes d'équilibre liquide-vapeur via ce logiciel. Les propriétés de ce mélange sont données par le tableau 4.2.

**TABLEAU 4.2 –** Caractéristiques physico-chimiques du mélange GPL (Sellami et al., 2018b)

| Caractéristiques | Valeurs | Unités |
|---|---|---|
| Masse volumique | 483,6 | $kg/m^3$ |
| Fraction molaire / fraction massique du propane | 0,53 / 0,46 | – |
| Fraction molaire / fraction massique du butane | 0,47 / 0,54 | – |
| $T_b$ à 1,013 bar | 243 | K |
| $T_{rupt}$ à : $1,21 \times P_{PSV}$ / $P_{proof}$ / $2,5 \times P_{DP}$ | 352 / 373 / 396 | K |
| $C_{pm}$ à : $1,21 \times P_{PSV}$ / $P_{proof}$ / $2,5 \times P_{DP}$ | 3371 / 4258 / 29443 | J/(kg·K) |
| $\Delta H_C$ du propane | 46335 | kJ/kg |
| $\Delta H_C$ du butane | 45721 | kJ/kg |
| $\Delta H_C$ du mélange | 46003 | kJ/kg |

En ce qui concerne la chaleur spécifique du mélange GPL, celle-ci est calculée à partir des chaleurs spécifiques des constituants purs du mélange et de leurs fractions molaires ou massiques respectives, en utilisant l'équation 4.1 (Reid et al., 1987 ; Teja, 1983). Par ailleurs, la chaleur de combustion du mélange est calculée de la même manière.

$$C_{pm} = \sum_i w_i^* C_{pi} \quad \text{ou bien} \quad C_{pm} = \sum_i x_i^* C_{pi} \tag{4.1}$$

où $C_{pm}$ représente la chaleur spécifique du mélange, $w_i^*$ est la fraction massique du composant pur $i$, $C_{pi}$ est la chaleur spécifique du composant pur $i$ et $x_i^*$ est la fraction molaire du composant pur $i$.

#### 4.2.1.3 Données météorologiques

L'analyse des données météorologiques fait partie des préoccupations des analystes des risques, en raison de leur influence non négligeable sur les effets des phénomènes accidentels. Elle permet d'identifier les différents facteurs susceptibles de favoriser l'intensité de ces effets. Sur le plan biogéographique, la région de Hassi R'mel appartient à une zone bioclimatique saharienne caractérisée par un climat continental désertique. En effet, ce climat se distingue par une chaleur excessive (températures très élevées), des précipitations très faibles et une sécheresse remarquable. Par ailleurs, les données climatiques utilisées dans cette étude de cas sont issues de la station météorologique de Hassi R'mel (SONATRACH, 2010). En fait, les points suivants résument les conditions météorologiques représentatives du site d'étude :

— **Climat :** Les températures moyennes en été se situent entre 40°C et 47°C. En hiver, celles-ci sont comprises entre 15°C et −3°C. La moyenne du taux d'humidité est de 70% en hiver et de 38% en été.

— **Précipitations :** La moyenne des précipitations se situe à environ 75 mm d'eau par an avec un maximum de 10 à 20 mm durant le mois de janvier. Les orages peuvent être modérés ou violents entraînant des inondations dans les oueds. La foudre est occasionnelle.

— **Vents :** La direction du vent est variable et imprévisible. Cependant, le vent orienté Nord-Nord/Ouest est prédominant. La vitesse du vent peut être supérieure à 50 km/h. Les vents de sable sont fréquents durant les mois de mars et avril.

— **Tremblements de terre :** La région est désertique et elle n'est pas soumise à une activité sismique.

### 4.2.2 Identification des scénarios dangereux

Dans notre cas, l'identification des scénarios dangereux liés au ballon de reflux D108 est réalisée à l'aide de la méthode HAZOP (IEC 61882, 2001). Cette méthode est un outil puissant permettant d'analyser les différentes déviations relatives aux paramètres de fonctionnement du D108 (à savoir la pression, la température, le niveau, le débit, etc.) et de déterminer leurs causes et leurs conséquences ainsi que les mesures de sécurité mises en œuvre. Les résultats des déviations liées à la pression et à la température sont donnés dans le tableau 4.3.

Il ressort de cette analyse que plusieurs incidents et/ou accidents peuvent se produire et que l'événement le plus redouté pour le ballon D108 est le phénomène BLEVE, qui nécessite une étude approfondie quant à ses effets.

### 4.2.3 Application de l'approche Sedov-Taylor

#### 4.2.3.1 Estimation de la surpression et du rayonnement thermique

En fonctionnement normal, le D108 est généralement rempli à 100% avec du GPL condensé. Pour des raisons de sécurité, notre calcul est effectué sur la base d'une analyse paramétrique de la masse du fluide, de la température de rupture et de la pression de rupture afin d'étudier leur influence sur les effets du BLEVE. En effet, pour la quantité de GPL, trois niveaux de remplissage sont pris en compte : 50%, 75% et 100%.

Pour la température à la rupture et la pression d'éclatement, les recommandations du guide TNO (2005) sont prises en compte dans plusieurs situations, comme le montre le tableau 4.4. La rupture du D108 à la pression d'épreuve est retenue comme un cas supplémentaire.

**TABLEAU 4.4 –** Recommandations relatives à la pression et à la température de rupture selon le guide TNO (2005)

| Situation | Pression à la rupture | Température à la rupture |
|---|---|---|
| Incendie extérieur | $1{,}21 \times P_{PSV}$ | Détermination à l'aide de tableaux thermodynamiques |
| Surremplissage / surchauffe | $2{,}5 \times P_{DP}$ | Détermination à l'aide de tableaux thermodynamiques |

De plus, les valeurs annuelles moyennes des conditions météorologiques et climatiques sont utilisées pour l'estimation des effets ($R_H = 55\%$ et $T_0 = 298{,}15$ K).

**TABLEAU 4.3 –** Résultats de la méthode HAZOP appliquée au ballon de reflux D108 (Sellami et al., 2018b)

Nœud ou équipement : Ballon de reflux D108

Dessin P&ID : 7 9345.10-A1-007 Section Débutaniseur (Module MPP3)

| Paramètre | Mot-guide | Déviation | Causes possibles | Conséquences | Sécurités existantes |
|---|---|---|---|---|---|
| Pression | Plus | Haute pression | – Mauvaise opération sur la vanne manuelle à l'admission/la sortie de la vanne V-130 (fermée) pendant l'opération de condensation<br>– Défaillance de la vanne V-130 (fermée) pendant l'opération de condensation<br>– Incendie externe autour du D108 | Très haute pression au niveau du D108 et C102, endommagement possible des équipements, pouvant provoquer un accident BLEVE et un arrêt du procédé | – Alarme haute pression PRAH-130<br>– PZH-129 ouvre V-112<br>– Opérateurs<br>– Soupapes PSV-110 et 109 |
| | Moins | Basse pression | Mauvais fonctionnement de la vanne V-130 (ouverte) pendant l'opération de condensation | Plus de gaz GPL s'échappant du D108 vers la torche HP et basse pression au niveau du D108 et C102 | – Indicateur FR-158<br>– Indicateur PG-140<br>– Opérateurs<br>– Grandes flammes au niveau de la torche HP |
| Température | Plus | Haute température | Défaillance du TIC-112 ou panne électrique, arrêt du ventilateur de l'aéro-réfrigérant E108 | Température élevée à la sortie de E108, moins de condensation de GPL, pression élevée possible et bas niveau du liquide dans D108 | – Indicateur TI-167<br>– Alarme basse LICA-128<br>– Barrières contre la haute pression<br>– Procédure opératoire pour passer en mode de condensation partielle<br>– Indicateur FR-158 |
| | Moins | Basse température | – Dysfonctionnement du TIC-112, surrefroidissement au niveau du E108<br>– Faible température ambiante | Basse température dans D108, mais non significative | – Indicateur TI-167<br>– Opérateurs |

En se référant aux équations présentées dans le chapitre 2 et la sous-section 3.3.1, les tableaux 4.5 et 4.6 présentent respectivement l'estimation des distances des effets relatives à la surpression et au rayonnement thermique associées au BLEVE, suite à la rupture catastrophique du D108.

#### 4.2.3.2 Analyse de la vulnérabilité à l'effet de surpression

Les figures 4.3a et 4.3b illustrent respectivement l'influence de la masse du combustible et de la pression de rupture sur la variation de la surpression en fonction du rayon (distance à la source de l'explosion). Pour des valeurs fixes de $R$, on constate que plus la masse du combustible et la pression de rupture sont importantes, plus la surpression est élevée. Ces figures montrent également que la pression de rupture peut fortement influencer l'amplitude de la surpression générée.

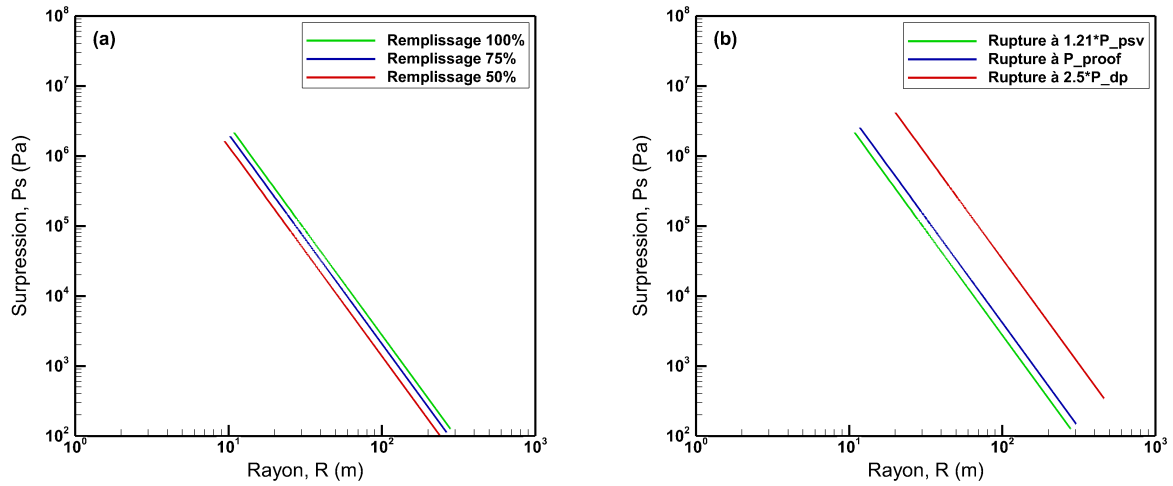



**FIGURE 4.3 –** Influence (a) de la masse du combustible et (b) de la pression de rupture sur la surpression (Sellami et al., 2018b)

Les contours d'effet liés aux seuils de surpression du tableau 1.3 sont illustrés sur la carte satellite du module MPP3 (précisément sur le train B) à l'aide du logiciel Google Earth Pro, comme illustré à la figure 4.4.

En se référant à ces résultats, on constate que la majorité des opérateurs travaillant sur les trains de traitement de gaz sont exposés à des effets létaux (rayon d'effet compris entre 58 et 134 m pour le seuil de 140 mbar, en fonction de la pression de rupture). La zone d'effet correspondant au seuil d'effet domino peut couvrir pratiquement les trois trains si la pression de rupture atteint $2,5 \times P_{DP}$.

**TABLEAU 4.5 –** Distances d'effets liées à la surpression et au rayonnement à une pression de rupture égale à $1,21 \times P_{PSV}$ (Sellami et al., 2018b)

| Seuils | Surpression (mbar) | | | | Dose thermique $[(kW/m^2)^{4/3}] \cdot s$ | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 20 | 50 | 140 | 200 | 600 | 1000 | 1800 |
| Distances estimées (m) avec un réservoir rempli à 50% | 88,22 | 65,00 | 46,12 | 40,95 | 206,32 | 161,19 | 115,37 |
| Distances estimées (m) avec un réservoir rempli à 75% | 100,99 | 74,41 | 52,79 | 46,88 | 249,39 | 196,09 | 142,53 |
| Distances estimées (m) avec un réservoir rempli à 100% | 111,15 | 81,90 | 58,11 | 51,59 | 285,11 | 225,05 | 165,07 |

**TABLEAU 4.6 –** Distances d'effets liées à la surpression et au rayonnement avec un réservoir rempli à 100% (Sellami et al., 2018b)

| Seuils | Surpression (mbar) | | | | Dose thermique $[(kW/m^2)^{4/3}] \cdot s$ | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 20 | 50 | 140 | 200 | 600 | 1000 | 1800 |
| Distances estimées (m) à une pression de rupture $= 1,21 \times P_{PSV}$ | 111,15 | 81,90 | 58,11 | 51,59 | 285,11 | 225,05 | 165,07 |
| Distances estimées (m) à une pression de rupture $= P_{proof}$ | 127,42 | 93,89 | 66,61 | 59,14 | 305,40 | 242,54 | 180,29 |
| Distances estimées (m) à une pression de rupture $= 2,5 \times P_{DP}$ | 256,30 | 188,84 | 133,98 | 118,96 | 326,29 | 260,40 | 195,69 |

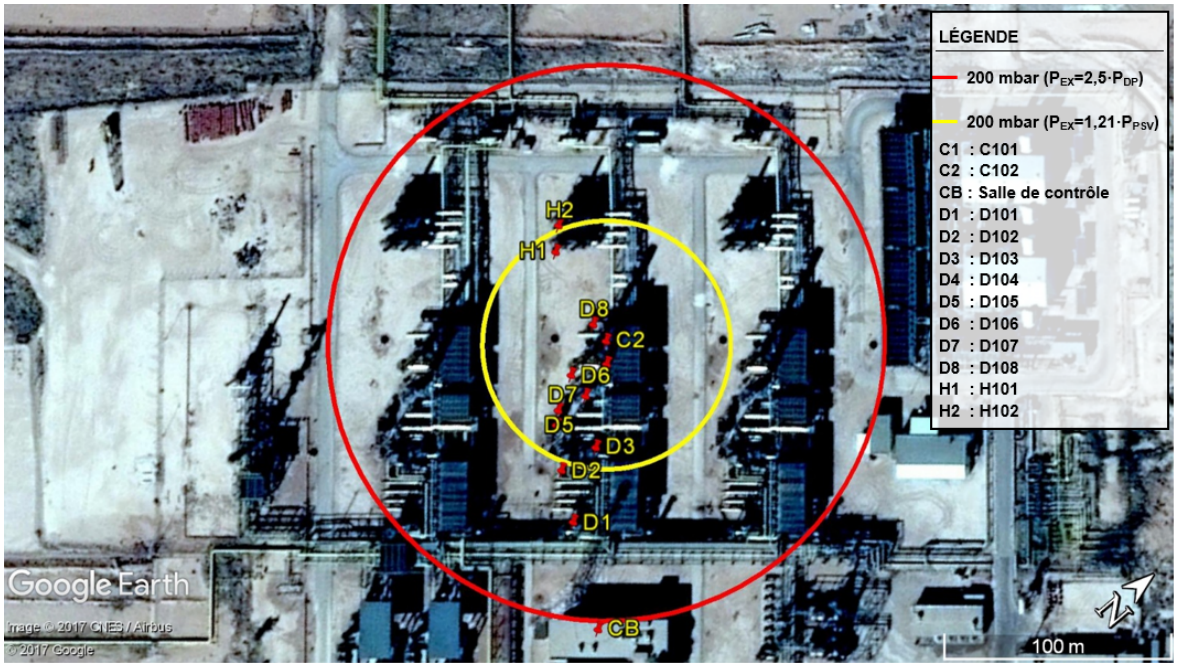



**FIGURE 4.4 –** Contours d'effets correspondant au seuil de surpression de 200 mbar à différentes pressions de rupture (Sellami et al., 2018b)

En effet, une explosion BLEVE est susceptible d'endommager sévèrement la plupart des équipements pressurisés dans cette zone, notamment les fours rebouilleurs H101 et H102, les colonnes de distillation C101 et C102, les ballons D102, D103, D104, D105, D106 et D107.

L'effet domino serait caractérisé par des dommages mécaniques aux installations affectées. Selon la nature de l'équipement, plusieurs fuites peuvent se produire et entraîner une ignition immédiate des substances combustibles libérées. Cependant, dans le cas d'un incendie à proximité d'un équipement (cause la plus probable), le refroidissement des récipients pressurisés est la première tâche à accomplir par le personnel d'intervention afin d'empêcher l'effet domino. En outre, le seuil de 20 mbar correspondant au bris de vitres peut atteindre une distance de 256 m, ce qui affecte le bâtiment de contrôle du module MPP3.

Comme discuté en chapitre 2, le modèle Sedov-Taylor donne de bonnes prédictions dans le champ proche et sous-estime l'effet de surpression dans le champ lointain. Compte tenu de cette observation, il serait préférable d'exploiter les valeurs de surpression présentées précédemment en prenant en compte une marge de sécurité supplémentaire dans le champ lointain afin de surprotéger les installations et les personnes. En faveur de la sécurité, il vaut mieux investir dans la surprotection que dans la sous-protection.

#### 4.2.3.3 Analyse de la vulnérabilité à l'effet thermique

Les figures 4.5a et 4.5b présentent respectivement l'influence de la masse du combustible et de la pression de rupture sur la variation de la dose thermique en fonction du rayon (distance à la source de l'explosion). Pour des valeurs de $R$ fixes, on constate que plus la masse du combustible et la pression de rupture sont importantes, plus la dose thermique est élevée. Il ressort aussi de ces résultats que la pression de rupture peut influencer considérablement la dose thermique.

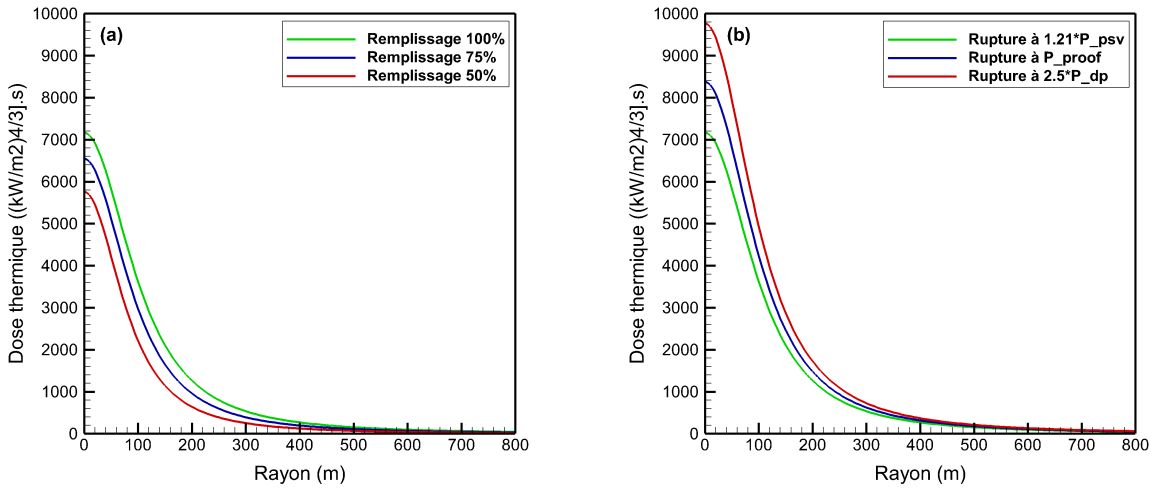



**FIGURE 4.5 –** Influence de (a) la masse du combustible et de (b) la pression de rupture sur l'effet thermique (Sellami et al., 2018b)

La figure 4.6 illustre, sur la carte satellite du MPP3, les contours d'effets liés aux seuils de dose thermique qui sont indiqués au tableau 1.4. L'estimation de l'effet thermique montre que la zone d'effet relative au seuil de $1800[(\mathrm{kW/m^2})^{4/3}]\cdot\mathrm{s}$ s'étend sur une grande partie du module MPP3 et atteint des zones critiques telles que le bâtiment de contrôle et les équipements sous pression (rayon d'effet compris entre 165 et 196 mètres selon la pression de rupture). En fait, bien que ce phénomène soit extrêmement rapide (durée de vie de 12,7 secondes), il peut générer des effets domino sévères avec un degré de létalité significatif dans les trois trains. Au cours de ce court temps d'exposition, les équipements inclus dans la boule de feu (diamètre de 163 m et hauteur de 122 m) sont considérés comme potentiellement endommagés.

En conclusion, il ressort clairement de l'étude que les travailleurs et tous les équipements du module MPP3 sont exposés à un niveau de risque très élevé en raison de la combinaison des effets du BLEVE (surpression et rayonnement thermique).

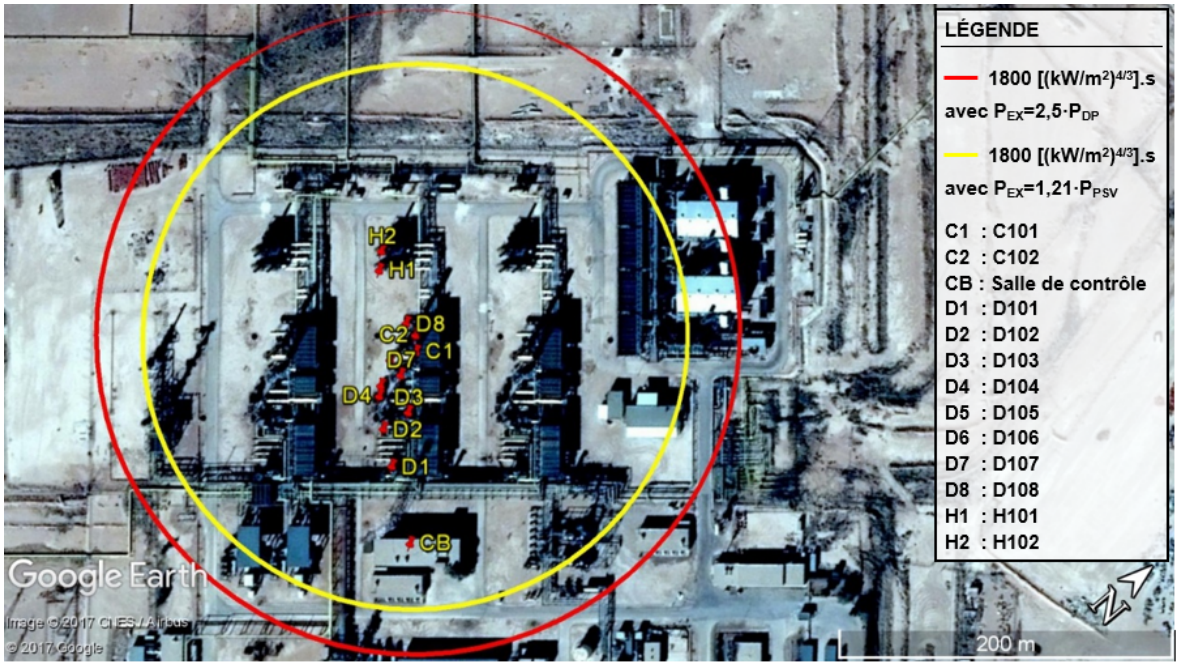



**FIGURE 4.6 –** Contours d'effets correspondant au seuil de dose thermique de $1800\,[(\mathrm{kW/m^2})^{4/3}]\cdot\mathrm{s}$ à différentes pressions de rupture (Sellami et al., 2018b)

De ce fait, les principales exigences de sécurité découlant de ces résultats, en vue d'une meilleure prévention et protection, se résument dans ce qui suit :

— Vérifier que le bâtiment de contrôle est équipé de matériaux anti-explosion (blast-proof) et ignifuges (fireproof) afin d'en protéger les opérateurs ainsi que les instruments de contrôle-commande du procédé et le cas échéant, prévoir les mesures nécessaires afin de mettre ce bâtiment à niveau. Les mêmes mesures sont applicables aux différents bâtiments abritant des personnes ou à défaut les éloigner de la zone à haut risque.

— Étudier la pertinence de la mise en place de détecteurs de flammes au voisinage du D108 avec système de déluge automatique (rideau d'eau) pour prévenir le risque BLEVE de ce récipient.

## 4.2.4 Application de l'approche CFD

### 4.2.4.1 Conditions de modélisation

La modélisation numérique du MPP3 présentée sur la figure 4.7 est réalisée dans un domaine de calcul ouvert de 300 m × 300 m × 360 m. Les dimensions de ce domaine sont choisies en fonction du diamètre et de la hauteur de la boule de feu calculés à l'aide des corrélations empiriques. Les calculs sont effectués pour les conditions atmosphériques

suivantes : une humidité relative de 40% et une température ambiante de 20 °C. De plus, l'installation est modélisée numériquement par des obstructions solides dont la géométrie est similaire à celle de la réalité. Les dimensions des équipements des trois trains du MPP3 sont tirées des plans fournis par la compagnie SONATRACH.

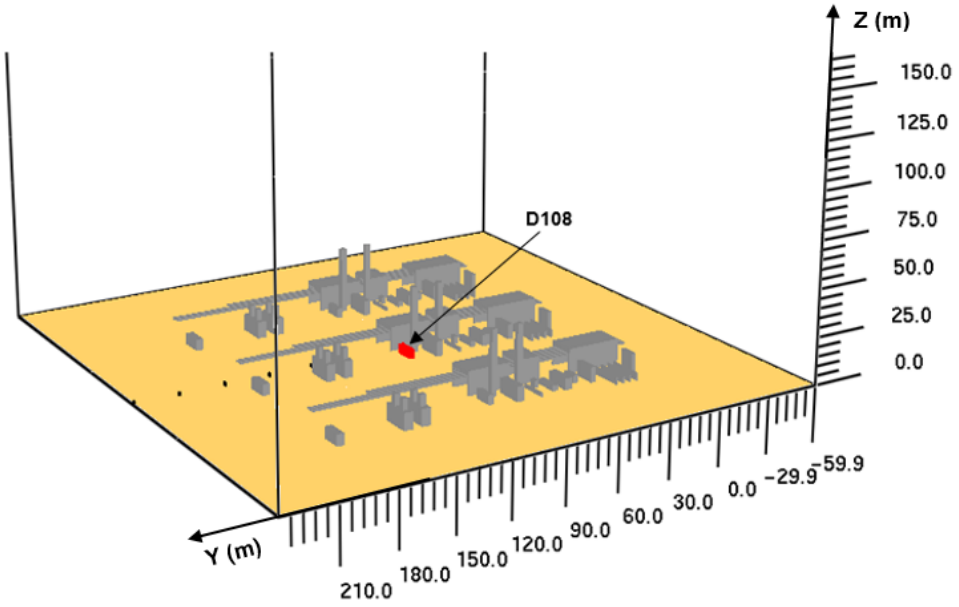



**FIGURE 4.7 –** Modélisation numérique du module MPP3

Avec un incrément de 0,01 s et pour une taille de maille de 1 m (soit 32400000 cellules), le calcul prend 2729 minutes en utilisant 90 CPU. La simulation est effectuée à l'aide des modèles numériques choisis dans la section 3.3.2. À partir de l'équation 3.23 et en prenant le récipient D108 comme origine de l'explosion, la phénoménologie BLEVE est modélisée en utilisant une zone d'éjection de $57,5\,\text{m} \times 57,5\,\text{m}$ à travers laquelle le combustible est libéré pendant une courte période de 0,04 seconde avec un débit massique de 183 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ (c.-à-d. une éjection de 24180 kg de propane chaud à une vitesse de libération de 100 m/s).

### 4.2.4.2 Résultats et discussion

**— Résultats et discussion : (1)**

En se référant aux observations faites dans la section 3.4, les résultats de la simulation du phénomène BLEVE dans le module MPP3 montrent une bonne concordance avec la réalité. En effet, les valeurs prédites du diamètre et de la durée de vie de la boule de feu s'avèrent semblables aux estimations empiriques, alors que la hauteur empirique est sous-estimée par rapport à la valeur prédite (*cf.* tableau 4.7).

**TABLEAU 4.7 –** Comparaison entre les résultats numériques et empiriques (Sellami et al., 2018a)

| Caractéristiques de la boule de feu | Résultats empiriques | Résultats numériques |
|---|---|---|
| Diamètre max. (m) | 163 | 174 |
| Durée de vie (s) | 12,7 | 14 |
| Hauteur max. (m) | 122 | 160 |

Le taux de dégagement de chaleur (HRR) est un paramètre important pour caractériser une boule de feu. En général, le HRR est proportionnel à la consommation d'oxygène lors de la combustion de la plupart des hydrocarbures liquides et des combustibles gazeux. En plus de l'équation 3.24, le HRR peut être exprimé en utilisant l'équation suivante :

$$\dot{Q} = \dot{m}_{O_2} \Delta H_{O_2} \tag{4.2}$$

où $\dot{m}_{O_2}$ est le débit d'oxygène consommé et $\Delta H_{O_2}$ est la chaleur de combustion par unité de masse d'oxygène consommée.

Selon l'équation 4.2, le taux de dégagement de chaleur est proportionnel à la consommation d'oxygène. La figure 4.8 montre l'évolution du HRR en fonction de la concentration d'oxygène à 150 m de hauteur. On peut voir qu'à l'instant $t = 6,37$ s, le HRR atteint sa valeur maximale quand la concentration en oxygène passe par sa valeur minimale. À partir de ce moment, le diamètre de la boule de feu évolue à sa valeur maximale.

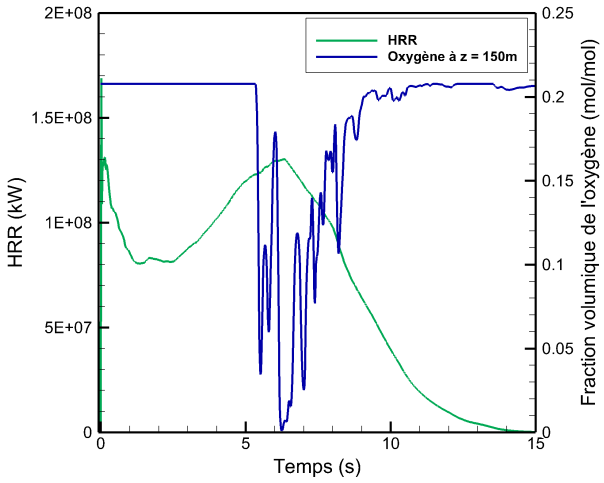



**FIGURE 4.8 –** Évolution du HRR en fonction de la concentration d'oxygène obtenue à 150 m de hauteur (Sellami et al., 2018b)

**— Résultats et discussion : (2)**

La figure 4.9 décrit l'évolution du dioxyde de carbone et de la température en fonction de la concentration en oxygène, à l'instant $t = 6,37$ s, pour différentes hauteurs. On observe également qu'à cet instant, la production de dioxyde de carbone et la température de la boule de feu deviennent maximales alors que la concentration en oxygène devient minimale à 150 m de hauteur. Cependant, il y a moins de consommation d'oxygène pour des hauteurs inférieures à 150 m, ce qui explique l'évolution de la boule de feu. Il est donc possible d'identifier l'expansion de la boule de feu en fonction de la consommation d'oxygène.

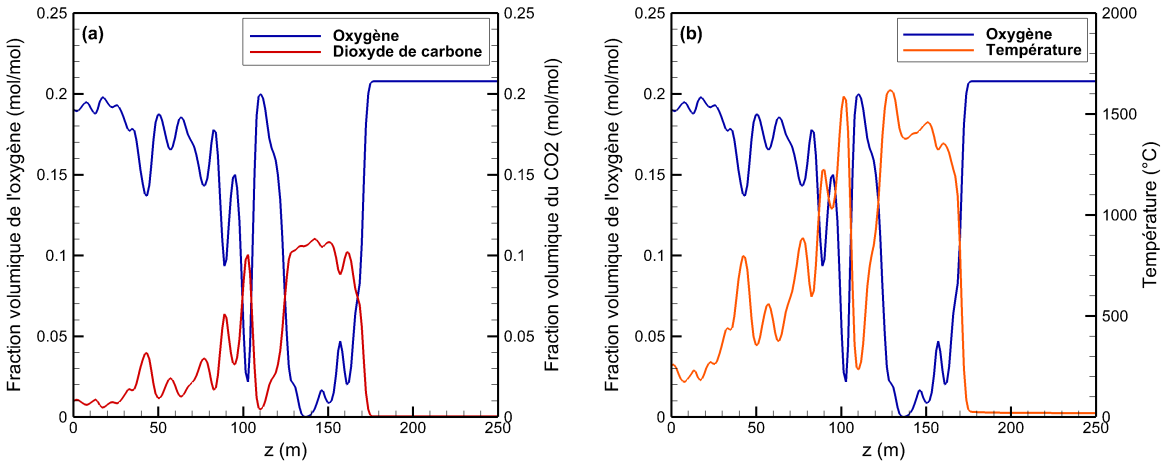



**FIGURE 4.9 –** Évolution (a) du dioxyde de carbone et (b) de la température en fonction de la concentration d'oxygène à différentes hauteurs à 6,37 s (Sellami et al., 2018a)

**— Résultats et discussion : (3)**

Les figures 4.10a, 4.10b, 4.10c et 4.10d montrent l'évolution des champs de température et d'oxygène en fonction du temps. Au cours de développement de la boule de feu, l'hétérogénéité de l'oxygène et de la température est représentative du régime de turbulence de la flamme. En effet, en utilisant le modèle de turbulence de Deardorff, le mélange air-combustible est assuré de manière appropriée dans les régions SGS. De plus, avec une température de 1500°C, les conditions relatives au modèle d'extinction sont respectées et conduisent à l'établissement de conditions d'inflammabilité favorables. Toutes ces conditions réunies favorisent l'expansion de la boule de feu pendant son ascension jusqu'à son extinction.

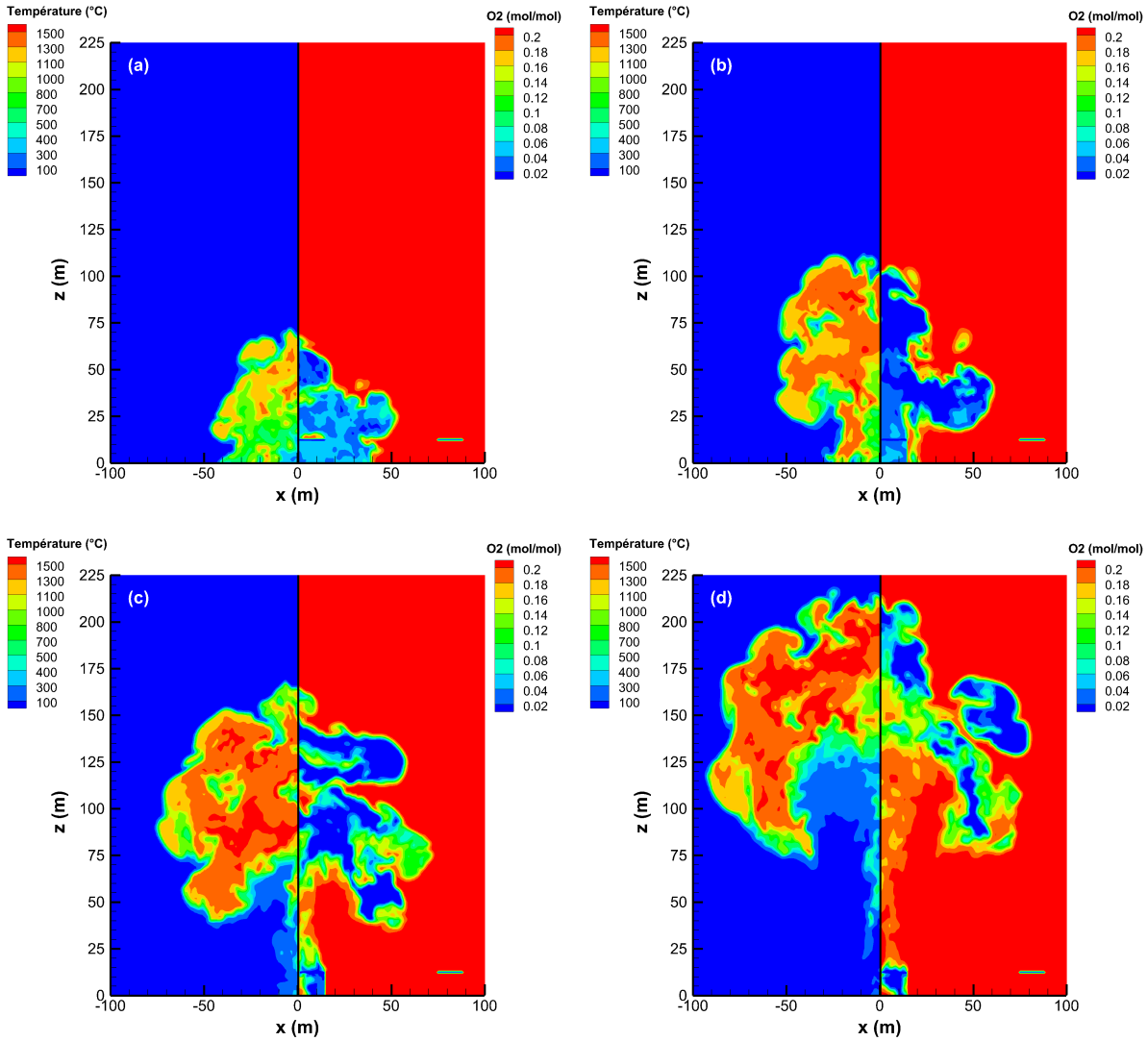



**FIGURE 4.10 –** Simulation des champs d'oxygène et de température de la boule de feu (coupe transversale à $y = 90$ m) à : (a) 2 s, (b) 4 s, (c) 6 s et (d) 8 s (Sellami et al., 2018a)

**— <u>Résultats et discussion</u> : (4)**

La chaleur dégagée par la boule de feu est caractérisée par l'émission d'un flux de chaleur intense. Dans le cadre d'une analyse quantitative des risques d'incendie et d'explosion, il est important de quantifier l'ampleur de ce flux thermique. En l'absence de données expérimentales, les analystes du risque utilisent souvent des corrélations empiriques afin d'évaluer les effets du flux thermique sur les personnes et les installations.

Dans cette section, le flux thermique surfacique obtenu à partir des corrélations empiriques est comparé au flux thermique prédit au moyen des modèles numériques. En se référant à la figure 4.11, il ressort que la prédiction est caractérisée par une évolution

dynamique du flux de chaleur en fonction du temps pour une distance donnée (distance mesurée entre la cible au niveau du sol et le point au sol directement sous le centre de la boule de feu). Cependant, l'approche empirique donne une estimation constante du flux thermique au cours du temps, ce qui n'est pas représentatif de l'évolution de la boule de feu.

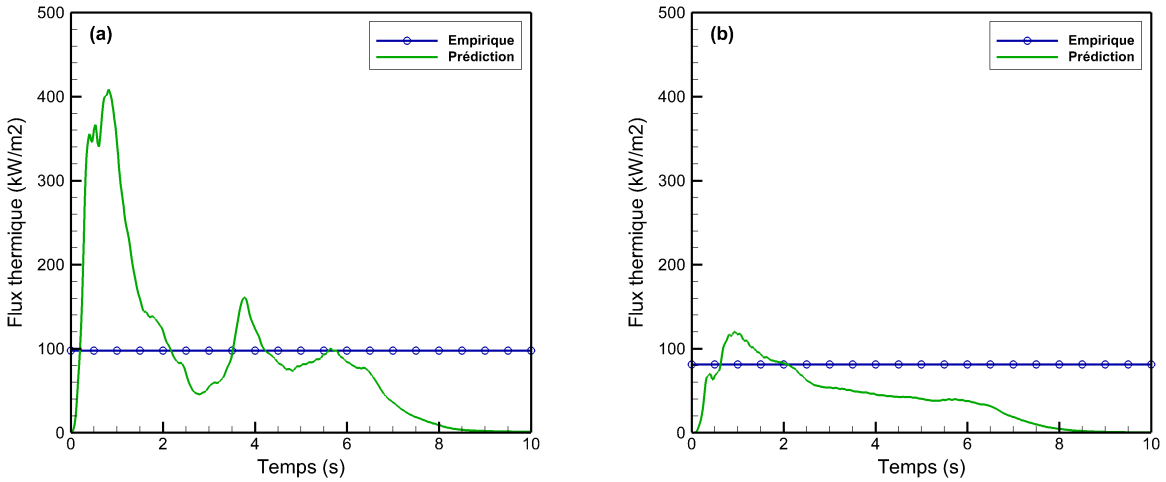



**FIGURE 4.11 –** Comparaison entre l'estimation empirique et la prédiction du flux thermique à une distance de (a) 50 m et (b) 75 m au niveau du sol (Sellami et al., 2018a)

D'après la figure 4.11, on peut voir que l'évaluation empirique sous-estime le flux de chaleur surfacique émis par la boule de feu pendant les premiers instants et le surestime après son élévation. En fait, au cours des premiers instants, les prédictions montrent un pic de flux de chaleur important qui est sous-estimé empiriquement et qui constitue un facteur important dans l'évaluation des risques. Ce pic est dû à l'expansion de la boule de feu près du sol, information qui n'est pas prise en compte dans l'approche empirique. C'est une valeur qui a été correctement évaluée par l'approche numérique. En conclusion, afin d'établir une QRA rigoureuse, il est nécessaire d'utiliser les résultats numériques en l'absence de données expérimentales.

— **Résultats et discussion : (5)**

Compte tenu des résultats obtenus lors de la simulation numérique, les figures 4.12a et 4.12b illustrent l'évolution de la boule de feu pour deux instants différents. La figure 4.12a montre le début de formation de la boule de feu pendant les deux premières secondes tandis que la figure 4.12b montre l'expansion maximale de la boule de feu à 8 s. En fait, la dynamique de la boule de feu prédite semble similaire à la réalité du phénomène BLEVE.

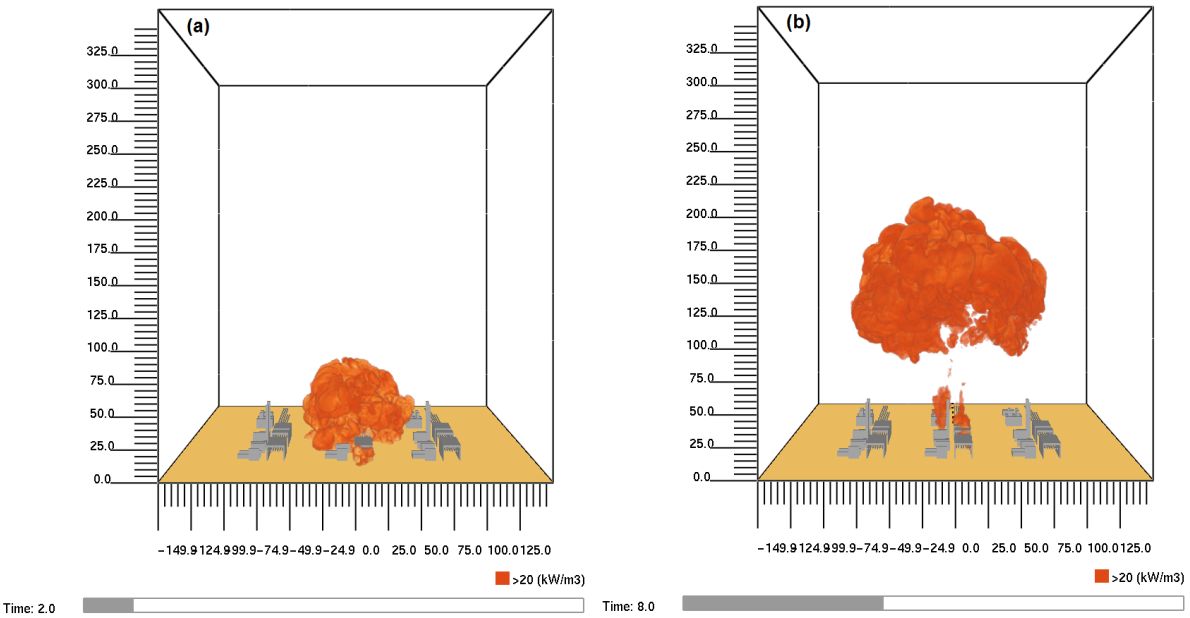



**FIGURE 4.12 –** Simulation de la boule de feu à (a) 2 s et (b) 8 s (Sellami et al., 2018a)

**— <u>Résultats et discussion</u> : (6)**

D'après la figure 4.11, on peut constater que le flux de chaleur surfacique atteint sa valeur maximale pendant les premiers instants de l'évolution de la boule de feu. En effet, les capteurs de flux de chaleur situés au niveau du sol (à 50 m et 75 m) donnent des valeurs maximales lorsque la boule de feu se situe proche du sol et de faibles valeurs quand elle s'élève à des hauteurs importantes.

Afin de mieux analyser l'effet du flux de chaleur sur l'ensemble des équipements du MPP3, il est nécessaire de présenter les résultats pendant les premières secondes. Les figures 4.13a et 4.13b montrent la distribution du flux thermique à 1 s et 4 s. On peut constater que dès les premiers instants, l'intensité du flux thermique est importante à la source de l'explosion (champ proche) et diminue avec la distance.

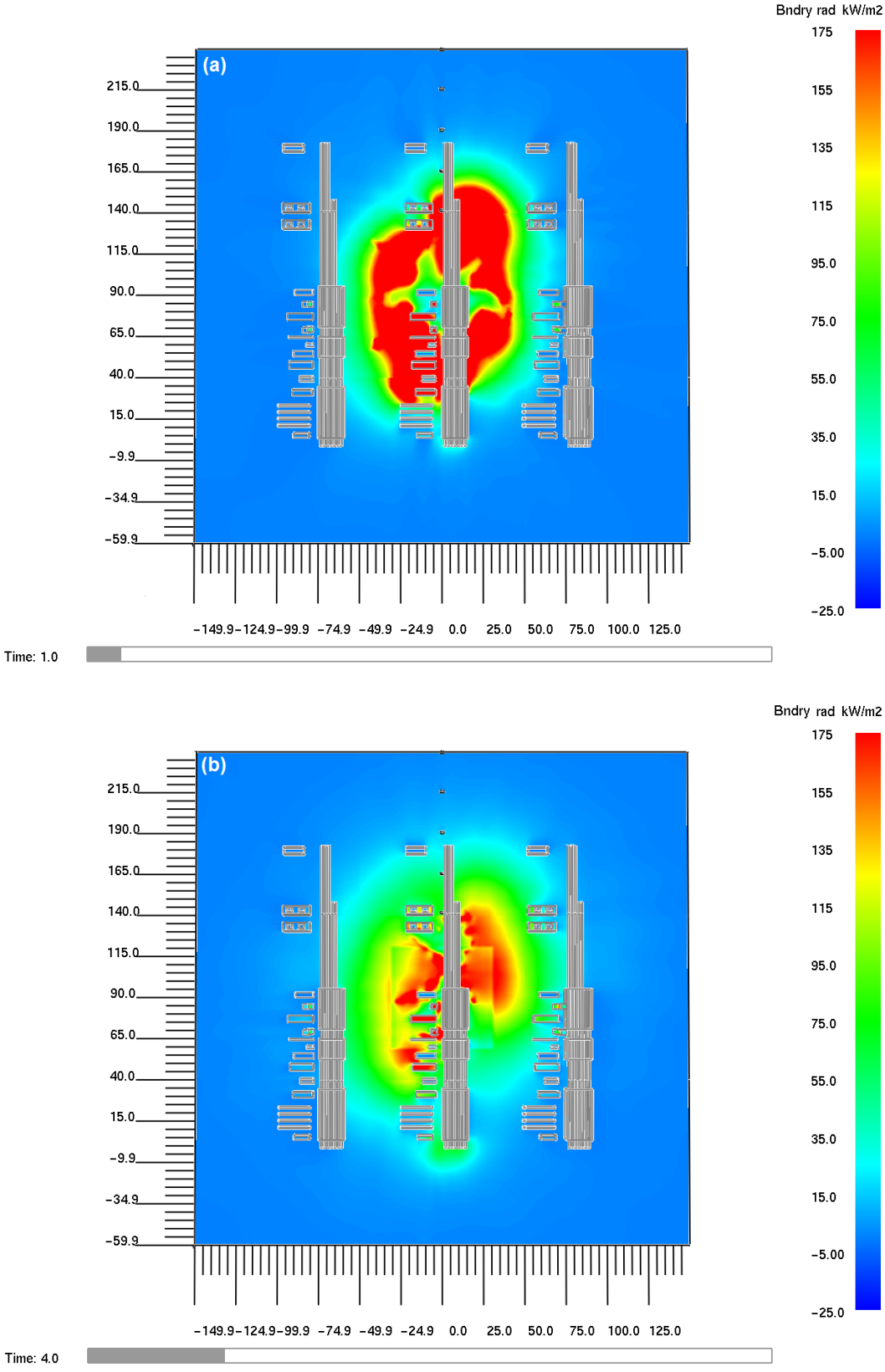



**FIGURE 4.13 –** Champ du rayonnement thermique dans le plan x-y à (a) 1 s et (b) 4 s (Sellami et al., 2018a)

## 4.3 Conclusion

L'application des modèles analytique et numérique proposés au ballon de reflux de GPL D108 dans une unité de traitement du gaz, a montré la grande applicabilité et l'opportunité de ces modèles dans l'estimation des risques industriels en permettant, d'une part, de surmonter certaines limites des approches empiriques et semi-empiriques et d'autre part, d'assurer une bonne caractérisation des scénarios potentiellement dangereux et, par conséquent, une meilleure prise de décision en matière de gestion des risques.

# Conclusion générale et perspectives

> *La théorie nous montre le but à atteindre ;*
> *la pratique, le terrain à parcourir.*
>
> **— Eugène Marbeau**
> Écrivain (1825 – 1909)

## Sommaire


1 **Travail réalisé** . . . . . **103**
2 **Perspectives** . . . . . **104**

Avec la croissance technologique des installations algériennes existantes et émergentes, il est devenu important de renforcer la sécurité de ces installations en améliorant les méthodes d'analyse des risques. Le travail réalisé dans le cadre de cette thèse avait pour objectif d'apporter des éléments de réponse à la problématique de l'intégration des modèles issus de la physique analytique et numérique (CFD) dans une analyse quantitative des risques (QRA) afin de surmonter certaines limites des approches empiriques et semi-empiriques.

## 1 Travail réalisé

Nous avons porté notre premier effort de recherche sur la présentation d'un état de l'art sur l'analyse quantitative des risques et ses aspects méthodologiques.

Nous avons ensuite proposé un modèle analytique basé sur la théorie d'auto-similarité, qui permet d'estimer l'effet de surpression généré par le phénomène BLEVE. Connue comme approche théorique, l'analyse dimensionnelle basée sur le théorème Pi est utilisée pour déterminer les différentes grandeurs physiques caractérisant l'évolution de l'onde de choc (rayon, vitesse et surpression). Afin de démontrer l'intérêt du modèle proposé, une validation avec des expériences BLEVE à grande et moyenne échelle est réalisée. De plus, une comparaison avec le modèle équivalent TNT et d'autres modèles (empiriques et physiques simplifiés) est effectuée. En termes de précision de prédiction, les résultats de cette validation confirment la bonne convergence entre les prédictions et les expériences avec une légère erreur qui peut être considérée comme acceptable à l'échelle industrielle.

Ainsi, une corrélation positive très forte est prouvée entre la prédiction de Sedov-Taylor et les données expérimentales. La comparaison a fait apparaître que le modèle proposé offre de bonnes prédictions dans le champ proche où la surpression est suffisamment importante tandis qu'il donne des sous-estimations avec un petit écart dans le champ lointain lorsque la surpression devient faible. On a également démontré que le modèle Sedov-Taylor convient mieux aux explosions à grande échelle qu'aux explosions à moyenne échelle.

En se basant sur les résultats obtenus, nous pensons que le modèle Sedov-Taylor pourrait être appliqué avec succès dans la cadre des études de dangers des installations classées en tant qu'outil d'estimation des effets de surpression liés aux phénomènes d'explosion.

Nous nous sommes ensuite intéressés au développement d'une approche CFD permettant d'évaluer les effets thermiques du phénomène BLEVE. Cette approche est basée sur une analyse de sensibilité des modèles numériques du code CFD FDS version 6.5.3. Afin de choisir les bons modèles pour simuler le BLEVE, on a effectué une comparaison entre les données numériques et trois expériences à grande échelle. La réaction de combustion chimique est modélisée en une seule étape à l'aide du modèle EDC couplé à un modèle de turbulence LES. Les résultats ont montré une bonne concordance entre les prédictions et les résultats d'expériences justifiant ainsi la capacité du FDS à bien simuler la dynamique de la boule de feu.

En effet, la fiabilité des résultats issus de l'application de la simulation CFD à la modélisation des effets dangereux dépend de la précision avec laquelle les détails géométriques sont représentés et de l'exactitude avec laquelle la combustion, la turbulence et la radiation thermique sont prédites.

En raison du large éventail d'informations qu'elle fournit, l'approche CFD développée pourrait servir de support méthodologique aux études d'évaluation des risques dans l'industrie des procédés algérienne.

L'application des modèles analytique et numérique proposés au ballon de reflux de GPL D108 au niveau du module de traitement de gaz MPP3, a montré leur applicabilité et leur faisabilité dans l'estimation quantitative des conséquences en permettant, d'une part, de remédier à certains inconvénients des approches empiriques et semi-empiriques et d'autre part, d'assurer une bonne caractérisation des scénarios d'accidents et, par conséquent, une meilleure prise de décision en matière de gestion des risques.

## 2 Perspectives

À l'issue de cette thèse, bien que les résultats obtenus sont encourageants, ils peuvent être considérés comme une première étape. Il serait intéressant d'exploiter, dans des études futures, les résultats de l'étude de cas réel en les intégrant dans une analyse probit afin d'estimer les risques individuel et sociétal et, par conséquent, de les comparer aux critères d'acceptabilité.

De même, la prise en compte de la transition liquide-gaz et de la désintégration du récipient afin de modéliser le processus du BLEVE de manière assez complète est un travail important à envisager.

Aussi, une comparaison entre différents codes CFD, qui permettent de modéliser le BLEVE, est un sujet qui mérite d'être étudié.

De plus, l'application du modèle Sedov-Taylor à d'autres types d'explosions telles que le VCE (Vapor Cloud Explosion) pourrait faire l'objet de développements futurs.

En plus de ces points, nous pensons que pour évaluer la synergie des effets cumulatifs du phénomène BLEVE, l'intégration combinée de plusieurs approches dans une QRA globale s'avère nécessaire et implique impérativement plus de développement.

# Références bibliographiques


Abbasi, T., Abbasi, T., Abbasi, S. a. & Abbasi, S. a. (2007). The boiling liquid expanding vapour explosion (BLEVE) : Mechanism, consequence assessment, management. *Journal of Hazardous Materials*, 141(3) :489–519. doi:10.1016/j.jhazmat.2006.09.056.

Alileche, N., Cozzani, V., Reniers, G. & Estel, L. (2015). Thresholds for domino effects and safety distances in the process industry : A review of approaches and regulations. *Reliability Engineering & System Safety*, 143 :74–84. doi:10.1016/j.ress.2015.04.007.

Antonioni, G., Landucci, G., Necci, A., Gheorghiu, D. & Cozzani, V. (2015). Quantitative assessment of risk due to NaTech scenarios caused by floods. *Reliability Engineering & System Safety*, 142 :334–345. doi:10.1016/j.ress.2015.05.020.

Antonioni, G., Spadoni, G. & Cozzani, V. (2009). Application of domino effect quantitative risk assessment to an extended industrial area. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 22(5) :614–624. doi:10.1016/j.jlp.2009.02.012.

Apeland, S. & Aven, T. (2000). Risk based maintenance optimization : foundational issues. *Reliability Engineering & System Safety*, 67(3) :285–292. doi:10.1016/s0951-8320(99)00068-x.

API (2003). *API Recommended Practice 2216 : Ignition Risk of Hydrocarbon Liquids and Vapors by Hot Surfaces in the Open Air*. American Petroleum Institute.

Apostolakis, G. E. (2004). How Useful Is Quantitative Risk Assessment ? *Risk Analysis*, 24(3) :515–520. doi:10.1111/j.0272-4332.2004.00455.x.

Arunraj, N. & Maiti, J. (2009). A methodology for overall consequence modeling in chemical industry. *Journal of Hazardous Materials*, 169(1-3) :556–574. doi:10.1016/j.jhazmat.2009.03.133.

Bagster, D. F. & Pitblado, R. M. (1989). Thermal hazards in the process industry. *Chemical Engineering Progress*, 85(7) :69–75.

Baker, W. E. (1973). *Explosions in air*. University of Texas press.

Baker, W. E., Cox, P. A., Westine, P. S., Kulesz, J. J. & Strehlow, R. A. (1983). *Explosion hazards and evaluation*. Elsevier Science B.V., Amsterdam.

Balke, C., Heller, W., Konersmann, R. & Ludwig, J. (1999). *Study of the failure limits of a railway tank car filled with liquefied petroleum gas subjected to an open poolfire test*. Federal Institute for Materials Research and Testing (BAM), Berlin, Germany.

Bang, B., Park, H.-S., Kim, J.-H., Al-Deyab, S. S., Yarin, A. L. & Yoon, S. S. (2016). Simplified method for estimating the effect of a hydrogen explosion on a nearby pipeline. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 40 :112–116. doi:10.1016/j.jlp.2015.12.008.

Barnes, C. & Koretsky, M. D. (2003). ThermoSolver Software.

Batcherlor, G. K. (1963). *The scientific papers of Sir Geoffrey Ingram Taylor*, volume 3. Cambridge University Press, London.

Birk, A. M., Davison, C. & Cunningham, M. (2007). Blast overpressures from medium scale BLEVE tests. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 20(3) :194–206. doi:10.1016/j.jlp.2007.03.001.

Birk, A. M., Ye, Z., Maillette, J. & Cunningham, M. (1993). Hot and cold BLEVEs : observation and discussion of two different kinds of BLEVEs. In *AIChE Symposium Series*. American Institute of Chemical Engineers.

Brode, H. L. (1959). Blast Wave from a Spherical Charge. *The Physics of Fluids*, 2(2) :217–229. doi:10.1063/1.1705911.

Bubbico, R. & Marchini, M. (2008). Assessment of an explosive LPG release accident : A case study. *Journal of Hazardous Materials*, 155(3) :558–565. doi:10.1016/j.jhazmat.2007.11.097.

Bücker, D. & Wagner, W. (2006). Reference equations of state for the thermodynamic properties of fluid phase n-butane and isobutane. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 35(2) :929–1019. doi:10.1063/1.1901687.

Buckingham, E. (1914). On Physically Similar Systems Illustrations of the Use of Dimensional Equations. *Physical Review*, 4(4) :345–376. doi:10.1103/physrev.4.345.

Caillard, J., de Izarra, C., Brunet, L., Gillard, P. & Vallée, O. (2004). Experimental investigation of the overpressure generated by a low energy plasma igniter. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 17(1) :77–80. doi:10.1016/j.jlp.2003.09.009.

Casal, J. (2008). *Evaluation of the Effects and Consequences of Major Accidents in Industrial Plants*, volume 8. Elsevier, Amsterdam.

Casal, J. & Salla, J. M. (2006). Using liquid superheating energy for a quick estimation of overpressure in BLEVEs and similar explosions. *Journal of Hazardous Materials*, 137(3) :1321–1327. doi:10.1016/j.jhazmat.2006.05.001.

CCPS (1995). *Understanding atmospheric dispersion of accidental releases*. Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, New York.

CCPS (1999). *Guidelines for consequence analysis of chemical releases*. Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, New York.

CCPS (2000). *Guidelines for chemical process quantitative risk analysis*. Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, New York, 2nd edition.

CCPS (2001). *Layer of protection analysis : simplified process risk assessment*. Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, New York.

CCPS (2009). *Guidelines for developing quantitative safety risk criteria*. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, NJ, USA.

CCPS (2010). *Guidelines for vapor cloud explosion, pressure vessel burst, BLEVE, and flash fire hazards*. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, NJ, USA, 2nd edition.

CCPS (2014). *Guidelines for determining the probability of ignition of a released flammable mass*. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, NJ, USA.

Chakrabarty, A., Mannan, S. & Cagin, T. (2016). *Multiscale Modeling for Process Safety Applications*. Butterworth-Heinemann.

Champassith, A. (2014). BLEVE : Méthodes de modélisation des effets, Ref. : SE5061. *Techniques de l'ingénieur*.

Chen, S., Sun, J. & Wan, W. (2008). Boiling liquid expanding vapor explosion : experimental research in the evolution of the two-phase flow and over-pressure. *J Hazard Mater*, 156(1-3) :530–537. doi:10.1016/j.jhazmat.2007.12.074.

Cozzani, V., Antonioni, G. & Spadoni, G. (2006a). Quantitative assessment of domino scenarios by a GIS-based software tool. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 19(5) :463–477. doi:10.1016/j.jlp.2005.11.007.

Cozzani, V., Gubinelli, G. & Salzano, E. (2006b). Escalation thresholds in the assessment of domino accidental events. *Journal of Hazardous Materials*, 129(1-3) :1–21. doi:10.1016/j.jhazmat.2005.08.012.

Cozzani, V. & Salzano, E. (2004). The quantitative assessment of domino effects caused by overpressure : Part I. Probit models. *Journal of Hazardous Materials*, 107(3) :67–80. doi:10.1016/j.jhazmat.2003.09.013.

Cozzani, V. & Salzano, E. (2017). Quantitative Methods for Natech Risk Assessment. In *Natech Risk Assessment and Management*, pages 143–156. Elsevier.

Crocker, W. P. & Napier, D. H. (1988). Assessment of mathematical models for fire and explosion hazards of liquefied petroleum gases. *Journal of Hazardous Materials*, 20 :109–135. doi:10.1016/0304-3894(88)87009-2.

Crowl, D. A. (1992). Calculating the energy of explosion using thermodynamic availability. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 5(2) :109–118. doi:10.1016/0950-4230(92)80007-u.

Crowl, D. A. & Louvar, J. F. (2011). *Chemical process safety : fundamentals with applications*. Prentice Hall, Upper Saddle River, NJ.

Dale, J. E. (2015). The modelling of feedback in star formation simulations. *New Astronomy Reviews*, 68 :1–33. doi:10.1016/j.newar.2015.06.001.

de Izarra, C., Caillard, J. & Vallée, O. (2002). Transition from the Sedov-Taylor Blast Wave Solution up to the Sound Wave. *Modern Physics Letters B*, 16(03) :69–72. doi:10.1142/S0217984902003543.

Deardorff, J. W. (1980). Stratocumulus-capped mixed layers derived from a three-dimensional model. *Boundary-Layer Meteorology*, 18(4) :495–527. doi:10.1007/BF00119502.

DNV (2006). *PHAST Tutorial Manual*. DNV Software, London.

Eckhoff, R. K. (2005). *Explosion hazards in the process industries*. Gulf Publishing Company, Houston.

Egidi, D., Foraboschi, F. P., Spadoni, G. & Amendola, A. (1995). The ARIPAR project : analysis of the major accident risks connected with industrial and transportation activities in the Ravenna area. *Reliability Engineering & System Safety*, 49(1) :75–89. doi:10.1016/0951-8320(95)00026-x.

Evans, J. D. (1996). *Straightforward statistics for the behavioral sciences*. Brooks/Cole Pub. Co, Pacific Grove.

Falck, A., Skramstad, E. & Berg, M. (2000). Use of QRA for decision support in the design of an offshore oil production installation. *Journal of Hazardous Materials*, 71(1-3) :179–192. doi:10.1016/s0304-3894(99)00078-3.

Genova, B., Silvestrini, M. & Trujillo, F. L. (2008). Evaluation of the blast-wave overpressure and fragments initial velocity for a BLEVE event via empirical correlations derived by a simplified model of released energy. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 21(1) :110–117. doi:10.1016/j.jlp.2007.11.004.

Germano, M., Piomelli, U., Moin, P. & Cabot, W. H. (1991). A dynamic subgrid-scale eddy viscosity model. *Physics of Fluids A : Fluid Dynamics*, 3(7) :1760–1765. doi:10.1063/1.857955.

Goerlandt, F., Khakzad, N. & Reniers, G. (2017). Validity and validation of safety-related quantitative risk analysis : A review. *Safety Science*, 99 :127–139. doi:10.1016/j.ssci.2016.08.023.

Gooijer, L., Cornil, N. & Lenoble, C. (2012). An international comparison of four quantitative risk assessment approaches - A benchmark study based on a fictitious LPG plant. *Process Safety and Environmental Protection*, 90(2) :101–107. doi:DOI : 10.1016/j.psep.2011.05.002.

Gordon, J. M., Gross, K. C. & Perram, G. P. (2013). Fireball and shock wave dynamics in the detonation of aluminized novel munitions. *Combustion, Explosion, and Shock Waves*, 49(4) :450–462. doi:10.1134/S0010508213040084.

Greenberg, M., Haas, C., Cox, A., Lowrie, K., McComas, K. & North, W. (2012). Ten Most Important Accomplishments in Risk Analysis, 1980-2010. *Risk Analysis*, 32(5) :771–781. doi:10.1111/j.1539-6924.2012.01817.x.

Gropp, W. (1999). *Using MPI : portable parallel programming with the message-passing interface*. MIT Press, Cambridge, Mass.

Hendershot, D. C., Sussman, J. A., Winkler, G. E. & Dill, G. L. (2006). Implementing inherently safer design in an existing plant. *Process Safety Progress*, 25(1) :52–57. doi:10.1002/prs.10117.

HSE (1978). *Canvey : An investigation of potential hazards from operations in the Canvey Island / Thurrock area*. Health and Safety Executive (HSE), H.M. Stationery Office, London.

HSE (2011). *Buncefield : Why did it happen ?* Health and Safety Executive (HSE), Competent Authority for the Control of Major Accident Hazards (COMAH).

Hurley, M. J., Gottuk, D., Hall, J. R., Harada, K., Kuligowski, E., Puchovsky, M., Torero, J., Watts, J. M. & Wieczorek, C. (2016). *SFPE handbook of fire protection engineering, fifth edition*. Springer.

IEC 61882 (2001). *Hazard and operability studies (HAZOP studies). Application guide*. International Electrotechnical Commission.

INERIS (2002). *OMEGA 5 - Le BLEVE : phénoménologie et modélisation des effets thermiques*. Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques.

Johnson, D. M., Pritchard, M. J. & Wickens, M. J. (1990). *Large Scale Catastrophic Releases of Flammable Liquids*. British Gas Report to the CEC, Contract EV4T.0014.UK.

Kadri, F., Châtelet, E. & Chen, G. (2013). Method for quantitative assessment of the domino effect in industrial sites. *Process Safety and Environmental Protection*, 91(6) :452–462. doi:10.1016/j.psep.2012.10.010.

Kandula, M. & Freeman, R. (2008). On the interaction and coalescence of spherical blast waves. *Shock Waves*, 18(1) :21–33. doi:10.1007/s00193-008-0134-1.

Kayes, P. J. (1985). *Manual of industrial hazard assessment techniques*. Office of Environmental and Scientific Affairs, World Bank, Washington, DC.

Khan, F., Rathnayaka, S. & Ahmed, S. (2015). Methods and models in process safety and risk management : Past, present and future. *Process Safety and Environmental Protection*, 98 :116–147. doi:10.1016/j.psep.2015.07.005.

Khan, F. I. & Abbasi, S. (1998). Techniques and methodologies for risk analysis in chemical process industries. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 11(4) :261–277. doi:10.1016/s0950-4230(97)00051-x.

Khan, F. I. & Haddara, M. (2004). Risk-based maintenance (RBM) : A new approach for process plant inspection and maintenance. *Process Safety Progress*, 23(4) :252–265. doi:10.1002/prs.10010.

Kielec, D. J. & Birk, A. M. (1997). Analysis of Fire-Induced Ruptures of 400-L Propane Tanks. *Journal of Pressure Vessel Technology*, 119(3) :365. doi:10.1115/1.2842317.

Kinney, G. F. & Graham, K. J. (1985). *Explosive Shocks in Air*. Springer Berlin Heidelberg.

Kwak, H. Y., Kang, K. M., Ko, I. & Kang, J. H. (2012). Fire-ball expansion and subsequent shock wave propagation from explosives detonation. *International Journal of Thermal Sciences*, 59 :9–16. doi:10.1016/j.ijthermalsci.2012.04.022.

Laboureur, D. (2012). *Experimental characterization and mondeling of hazards, BLEVE and Boilover*. PhD thesis, Université libre de Bruxelles, Ecole polytechnique de Bruxelles.

Laboureur, D., Birk, A., Buchlin, J., Rambaud, P., Aprin, L., Heymes, F. & Osmont, A. (2015). A closer look at BLEVE overpressure. *Process Safety and Environmental Protection*, 95 :159–171. doi:10.1016/j.psep.2015.03.004.

Laboureur, D., Heymes, F., Lapebie, E., Buchlin, J. & Rambaud, P. (2013). BLEVE overpressure : Multiscale comparison of blast wave modeling. *Process Safety Progress*, 33(3) :274–284. doi:10.1002/prs.11626.

Landau, L. D. & Lifshitz, E. M. (1987). *Fluid Mechanics*, volume 6. Pergamon Press, Oxford, 2nd edition.

Landucci, G., Argenti, F., Cozzani, V. & Reniers, G. (2017). Assessment of attack likelihood to support security risk assessment studies for chemical facilities. *Process Safety and Environmental Protection*, 110 :102–114. doi:10.1016/j.psep.2017.06.019.

Laurent, A. (2011). *Securite des procedes chimiques : connaissances de base et methodes d'analyse de risques*. Editions Tec & Doc, Paris.

Lees, F. P. (1980). *Loss Prevention in the Process Industries*, volume 1. Butterworth-Heinemann.

Lemmon, E. W., McLinden, M. O. & Wagner, W. (2009). Thermodynamic properties of propane. III. A reference equation of state for temperatures from the melting line to 650 K and pressures up to 1000 MPa. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 54(12) :3141–3180. doi:10.1021/je900217v.

Liberman, M. (2008). *Physics and chemistry of combustion : explosion, flame, detonation*. Springer, Berlin.

Lihou, D. & Maund, J. (1982). Thermal radiation hazard from fireballs. In *The assessment of major hazards*, number 71 in IChemE Symp. Series, pages 191–224.

Loy, Y., Rangaiah, G. & Lakshminarayanan, S. (2017). Surrogate modelling for enhancing consequence analysis based on computational fluid dynamics. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 48 :173–185. doi:10.1016/j.jlp.2017.04.027.

Luther, W. & Müller, W. C. (2009). FDS simulation of the fuel fireball from a hypothetical commercial airliner crash on a generic nuclear power plant. *Nuclear Engineering and Design*, 239(10) :2056–2069. doi:10.1016/j.nucengdes.2009.04.018.

Magnognou, B., Garo, J. P., Coudour, B. & Wang, H. Y. (2017). Risk analysis of unburnt gas ignition in an exhaust system connected to a confined and mechanically ventilated enclosure fire. *Fire Safety Journal*, 91 :291–302. doi:10.1016/j.firesaf.2017.03.036.

Magnussen, B. & Hjertager, B. (1977). On mathematical modeling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion. *Symposium (International) on Combustion*, 16(1) :719–729. doi:10.1016/S0082-0784(77)80366-4.

Magnussen, B. F. (2005). The Eddy Dissipation Concept- A Bridge Between Science and Technology. *ECCOMAS thematic conference on computational combustion*, pages 21–24.

Makhviladze, G. M., Roberts, J. P. & Yakush, S. E. (1997). Formation and combustion of gas clouds in accidental discharge to the atmosphere. *Combustion, Explosion, and Shock Waves*, 33(2) :144–156. doi:10.1007/bf02671910.

Mannan, S. (2012). *Lee's loss prevention in the process industries : hazard identification, assessment, and control*. Butterworth-Heinemann Elsevier, Amsterdam, 4th edition.

McGrattan, K., Hostikka, S., McDermott, R., Floyd, J., Weinschenk, C. & Overholt, K. (2015). *Fire Dynamics Simulator, User's Guide*. NIST Special Publication 1019.

McGrattan, K., Hostikka, S., McDermott, R., Floyd, J., Weinschenk, C. & Overholt, K. (2017). *Fire Dynamics Simulator Technical Reference Guide Volume 1 : Mathematical Model*. NIST Special Publication 1018-1.

Mishra, K. B., Wehrstedt, K.-D. & Krebs, H. (2015). Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion (BLEVE) of Peroxy-fuels : Experiments and Computational Fluid Dynamics (CFD) Simulation. *Energy Procedia*, 66 :149–152. doi:10.1016/j.egypro.2015.02.082.

Papazoglou, I. A. & Aneziris, O. N. (1999). Uncertainty quantification in the health consequences of the boiling liquid expanding vapour explosion phenomenon. *Journal of Hazardous Materials*, 67(3) :217–235. doi:10.1016/S0304-3894(99)00041-2.

Pasman, H. J., Rogers, W. J. & Mannan, M. S. (2017). Risk assessment : What is it worth? Shall we just do away with it, or can it do a better job? *Safety Science*, 99 :140–155. doi:10.1016/j.ssci.2017.01.011.

Planas, E., Arnaldos, J., Silvetti, B., Vallée, A. & Casal, J. (2006). A Risk Severity Index for industrial plants and sites. *Journal of Hazardous Materials*, 130(3 SPEC. ISS.) :242–250. doi:10.1016/j.jhazmat.2005.07.015.

Planas-Cuchi, E., Salla, J. M. & Casal, J. (2004). Calculating overpressure from BLEVE explosions. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 17(6) :431–436. doi:10.1016/j.jlp.2004.08.002.

Poinsot, T. & Veynante, D. (2005). *Theoretical and Numerical Combustion*. Edwards, 2nd edition.

Prugh, R. W. (1991). Quantitative Evaluation of "Bleve" Hazards. *Journal of Fire Protection Engineering*, 3(1) :9–24. doi:10.1177/104239159100300102.

Rajendram, A., Khan, F. & Garaniya, V. (2015). Modelling of fire risks in an offshore facility. *Fire Safety Journal*, 71 :79–85. doi:10.1016/j.firesaf.2014.11.019.

Reid, R. C. (1976). Superheated Liquids : Liquids in the superheated state, far from being a laboratory curiosity, occur more often than thought and may cause industrial accidents. *American Scientist*, 64(2) :146–156. doi:10.2307/27847154.

Reid, R. C., Prausnitz, J. M. & Poling, B. E. (1987). *The properties of gases and liquids*. McGraw-Hill, New York, 4th edition.

Renane, R., Chetehouna, K., Séro-Guillaume, O., Nour, A. & Rudz, S. (2013). Numerical simulations of laminar burning velocities of a major volatile organic compound involved in accelerating forest fires. *Applied Thermal Engineering*, 51(1-2) :670–676. doi:10.1016/j.applthermaleng.2012.10.014.

Reniers, G. L. & Audenaert, A. (2014). Preparing for major terrorist attacks against chemical clusters : Intelligently planning protection measures w.r.t. domino effects. *Process Safety and Environmental Protection*, 92(6) :583–589. doi:10.1016/j.psep.2013.04.002.

Rijnmond Public Authority (1982). *Risk Analysis of Six Potentially Hazardous Industrial Objects in the Rijnmond Area, a Pilot Study : A Report to the Rijnmond Public Authority*. Springer Science & Business Media, Central Environmental Control Agency, Schiedam, The Netherlands.

Roberts, A. F. (1981). Thermal radiation hazards from releases of LPG from pressurised storage. *Fire Safety Journal*, 4(3) :197–212. doi:10.1016/0379-7112(81)90018-7.

Roberts, M. W. (2000). Analysis of Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion (BLEVE) Events at DOE Sites. In *Safety Analysis Workshop*, pages 1–20.

Roberts, T., Gosse, a. & Hawksworth, S. (2000). Thermal Radiation from Fireballs on Failure of Liquefied Petroleum Gas Storage Vessels. *Process Safety and Environmental Protection*, 78(3) :184–192. doi:10.1205/095758200530628.

Ronza, A., Carol, S., Espejo, V., Vílchez, J. & Arnaldos, J. (2006). A quantitative risk analysis approach to port hydrocarbon logistics. *Journal of Hazardous Materials*, 128(1) :10–24. doi:10.1016/j.jhazmat.2005.07.032.

Roper, F., Arno, J. & Jaggers, H. C. (1991). The Effect of Release Velocity and Geometry on Burning Times for Non-Premixed Fuel Gas Clouds. *Combustion Science and Technology*, 78(4-6) :315–338. doi:10.1080/00102209108951754.

Salla, J. M., Demichela, M. & Casal, J. (2006). BLEVE : A new approach to the superheat limit temperature. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 19(6) :690–700. doi:10.1016/j.jlp.2006.04.004.

Satyanarayana, K., Borah, M. & Rao, P. G. (1991). Prediction of thermal hazards from fireballs. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 4(5) :344–347. doi:10.1016/0950-4230(91)80048-y.

Sedov, L. I. (1959). *Similarity and dimensional methods in mechanics*. Academic Press, New York.

Sedov, L. I. (1971). *A course in continuum mechanics*. Wolters-Noordhoff, Groningen.

Sellami, I., Manescau, B., Chetehouna, K., de Izarra, C., Nait-Said, R. & Zidani, F. (2018a). BLEVE fireball modeling using Fire Dynamics Simulator (FDS) in an Algerian gas industry. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 54 :69–84. doi:10.1016/j.jlp.2018.02.010.

Sellami, I., Nait-Said, R., Chetehouna, K., de Izarra, C. & Zidani, F. (2018b). Quantitative consequence analysis using Sedov-Taylor blast wave model. Part II : Case study in an Algerian gas industry. *Process Safety and Environmental Protection*, 116 :771–779. doi:10.1016/j.psep.2018.02.003.

Sellami, I., Nait-Said, R., de Izarra, C., Chetehouna, K. & Zidani, F. (2018c). Quantitative consequence analysis using Sedov-Taylor blast wave model. Part I : Model description and validation. *Process Safety and Environmental Protection*, 116 :763–770. doi:10.1016/j.psep.2018.02.002.

Shariff, A. M. & Zaini, D. (2013). Inherent risk assessment methodology in preliminary design stage : A case study for toxic release. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 26(4) :605–613. doi:10.1016/j.jlp.2012.12.003.

Shelke, A. V., Maheshwari, N. K., Gera, B. & Singh, R. K. (2017). CFD Analysis of Hydrocarbon Fireballs. *Combustion Science and Technology*, 189(8) :1440–1466. doi:10.1080/00102202.2017.1296433.

Sikanen, T. & Hostikka, S. (2017). Numerical simulations of liquid spreading and fires following an aircraft impact. *Nuclear Engineering and Design*, 318 :147–162. doi:10.1016/j.nucengdes.2017.04.012.

Silvestrini, M., Genova, B. & Trujillo, F. L. (2009). Energy concentration factor. A simple concept for the prediction of blast propagation in partially confined geometries. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 22(4) :449–454. doi:10.1016/j.jlp.2009.02.018.

SINTEF (2002). *OREDA : Offshore Reliability Data Handbook*. OREDA Participants, Distributed by Der Norske Veritas (DNV), Høvik, Norway.

Smagorinsky, J. (1963). General circulation experiments wiht the primitive equations I. The basic experiment. *Monthly Weather Review*, 91(3) :99–164. doi:10.1126/science.27.693.594.

SONATRACH (2010). *Risk assessment study of industrial units, Report N° EP002715*. SONATRACH Company, Production Division, Hassi R'mel.

Spadoni, G., Contini, S. & Uguccioni, G. (2003). The New Version of ARIPAR and the Benefits Given in Assessing and Managing Major Risks in Industrialised Areas. *Process Safety and Environmental Protection*, 81(1) :19–30. doi:10.1205/095758203762851958.

Spadoni, G., Egidi, D. & Contini, S. (2000). Through ARIPAR-GIS the quantified area risk analysis supports land-use planning activities. *Journal of Hazardous Materials*, 71(1-3) :423–437. doi:10.1016/s0304-3894(99)00091-6.

Strehlow, R. A. & Baker, W. E. (1976). The characterization and evaluation of accidental explosions. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2(1) :27–60. doi:10.1016/0360-1285(76)90007-1.

Tang, M. J. & Baker, Q. A. (2000). Comparison of blast curves from vapor cloud explosions. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 13(3-5) :433–438. doi:10.1016/S0950-4230(99)00040-6.

Taylor, G. (1950a). The Formation of a Blast Wave by a Very Intense Explosion. I. Theoretical Discussion. *Proceedings of the Royal Society A : Mathematical, Physical and Engineering Sciences*, 201(1065) :159–174. doi:10.1098/rspa.1950.0049.

Taylor, G. (1950b). The Formation of a Blast Wave by a Very Intense Explosion. II. The Atomic Explosion of 1945. *Proceedings of the Royal Society A : Mathematical, Physical and Engineering Sciences*, 201(1065) :175–186. doi:10.1098/rspa.1950.0050.

Teja, A. S. (1983). Simple method for the calculation of heat capacities of liquid mixtures. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 28(1) :83–85. doi:10.1021/je00031a025.

TNO (1999). *Guidelines for quantitative risk assessment (purple book) : CPR 18E*. Committee for the Prevention of Disasters, Sdu Uitgevers, Den Haag.

TNO (2005). *Methods for the calculation of physical effects (yellow book) : CPR 14E*. Committee for the Prevention of Disasters, The Hague, 3rd edition.

Török, Z., Ajtai, N., Turcu, A.-T. & Ozunu, A. (2011). Comparative consequence analysis of the BLEVE phenomena in the context on land use planning case study : The feyzin accident. *Process Safety and Environmental Protection*, 89(1) :1–7. doi:10.1016/j.psep.2010.08.003.

U.S. Army (1969). *Structures to resist the effects of accidental explosions. Technical Manual 5-1300/NAVFAC P-397/AFR 88-22*. U.S. Departments of the Army, Navy and Air Force.

U.S. EPA (2007). *ALOHA User's Manual*. U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC.

Van Den Berg, A. C., Van Der Voort, M. M., Weerheijm, J. & Versloot, N. H. A. (2004). Expansion-controlled evaporation : A safe approach to BLEVE blast. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 17(6) :397–405. doi:10.1016/j.jlp.2004.07.002.

Villa, V., Paltrinieri, N., Khan, F. & Cozzani, V. (2016). Towards dynamic risk analysis : A review of the risk assessment approach and its limitations in the chemical process industry. *Safety Science*, 89 :77–93. doi:10.1016/j.ssci.2016.06.002.

Villemeur, A. (1988). *Surete de fonctionnement des systemes industriels : Fiabilite-facteurs humains informatisation*. Editions Eyrolles, Paris.

Vreman, A. W. (2004). An eddy-viscosity subgrid-scale model for turbulent shear flow : Algebraic theory and applications. *Physics of Fluids*, 16(10) :3670–3681. doi:10.1063/1.1785131.

Yakhot, A., Orszag, S. A., Yakhot, V. & Israeli, M. (1989). Renormalization group formulation of large-eddy simulations. *Journal of Scientific Computing*, 4(2) :139–158. doi:10.1007/BF01061499.

Yakush, S. E. & Makhviladze, G. M. (2005). Large Eddy Simulation of Hydrocarbon Fireballs Institute for Problems in Mechanics. In *Proceedings of the European Combustion Meeting*.

Yeoh, G. & Yuen, K. (2009). *Computational Fluid Dynamics in Fire Engineering*. Butterworth-Heinemann.

Younglove, B. A. & Ely, J. F. (1987). Thermophysical Properties of Fluids. II. Methane, Ethane, Propane, Isobutane, and Normal Butane. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 16(4) :577–798. doi:10.1063/1.555785.

# Annexe A

# Modèles d'estimation de l'énergie d'explosion

> *Une mesure exacte vaut l'avis d'un millier d'experts.*
>
> **— Grace Hopper**
> Informaticienne (1906 – 1992)

## Sommaire


1 Modèle d'énergie à volume constant : équation de Brode (1959) . . 120
2 Modèle d'expansion isentropique : équation de Baker (1973) . . . 120
3 Modèle d'expansion isotherme (Kinney & Graham, 1985) . . . . . 120
4 Modèle de Prugh (1991) . . . . . 120
5 Modèle de disponibilité thermodynamique (Crowl, 1992) . . . . . 121
6 Modèle de Roberts (2000) . . . . . 121
7 Modèle de Planas-Cuchi et al. (2004) . . . . . 122
8 Modèle de TNO (2005) . . . . . 123
9 Modèle de Casal & Salla (2006) . . . . . 124
10 Modèle de Birk et al. (2007) . . . . . 125
11 Modèle de Genova et al. (2008) . . . . . 125

## 1 Modèle d'énergie à volume constant : équation de Brode (1959)

$$E = \frac{(P_1 - P_0)V_1}{\gamma_1 - 1} \tag{A.1}$$

## 2 Modèle d'expansion isentropique : équation de Baker (1973)

$$E = \int P \, \mathrm{d}V \tag{A.2}$$

$$E = \frac{P_1 V_1 - P_0 V_2}{\gamma_1 - 1} \tag{A.3}$$

$$P_1 V_1^{\gamma_1} = P_0 V_2^{\gamma_1} = \text{constante} \tag{A.4}$$

$$E = \frac{P_1 V_1}{\gamma_1 - 1}\left[1 - \left(\frac{P_0}{P_1}\right)^{(\gamma_1 - 1)/\gamma_1}\right] \tag{A.5}$$

## 3 Modèle d'expansion isotherme (Kinney & Graham, 1985)

$$E = R_g T_0 \ln\left(\frac{P_1}{P_0}\right) = P_1 V_1 \ln\left(\frac{P_1}{P_0}\right) \tag{A.6}$$

## 4 Modèle de Prugh (1991)

$$W_{TNT,Prugh} = \left(\frac{1}{E_{TNT}}\right)\frac{P_{rupt} V^*}{\gamma_1 - 1}\left[1 - \left(\frac{P_0}{P_{rupt}}\right)^{(\gamma_1 - 1)/\gamma_1}\right] \tag{A.7}$$

$$= \frac{\left(2{,}4 \cdot 10^{-7} \cdot P_{rupt} \cdot V^*\right)}{\gamma_1 - 1}\left[1 - \left(\frac{P_0}{P_{rupt}}\right)^{(\gamma_1 - 1)/\gamma_1}\right] \tag{A.8}$$

$$V^* = V_{réservoir} + m_\ell\left(\frac{f_r}{\rho_{g,rupt}} - \frac{1}{\rho_{\ell,rupt}}\right) = V_g + V_\ell \cdot f_r \cdot \left(\frac{\rho_\ell}{\rho_g}\right)_{rupt} \tag{A.9}$$

$$f_r = 1 - \exp\left(-2{,}63\left(\frac{C_{p,\ell}}{h_L}\right)_b (T_c - T_b)\left[1 - \left(\frac{T_c - T_{rupt}}{T_c - T_b}\right)^{0{,}38}\right]\right) \tag{A.10}$$

$$\overline{R}_{Prugh} = \frac{R}{W_{TNT,Prugh}^{1/3}} \tag{A.11}$$

La surpression est estimée en utilisant $\overline{R}_{Prugh}$ sur la figure A.1.

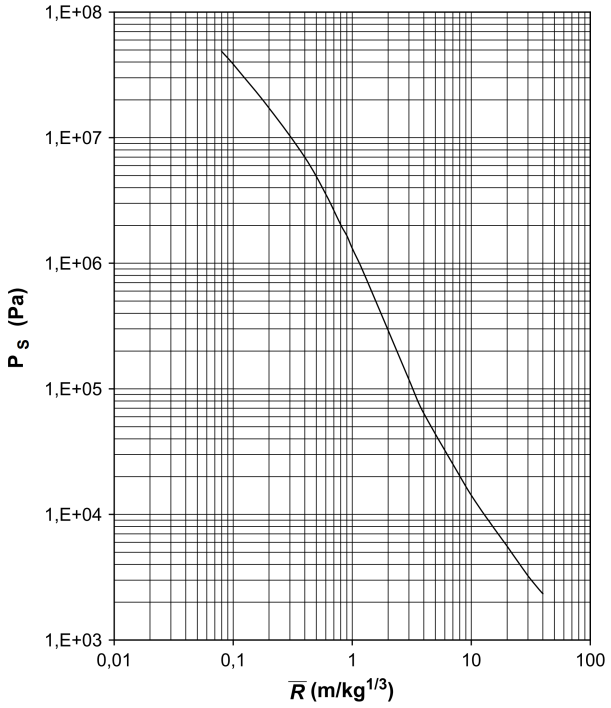



**FIGURE A.1 –** Courbe équivalent TNT donnant la surpression en fonction de la distance réduite (Silvestrini et al., 2009)

## 5 Modèle de disponibilité thermodynamique (Crowl, 1992)

$$E = P_1 V_1 \left[ \ln\left(\frac{P_1}{P_0}\right) - \left(1 - \frac{P_0}{P_1}\right) \right] \tag{A.12}$$

## 6 Modèle de Roberts (2000)

$$E = -\Delta U^* \quad ; \quad U^* = H^* - PV \tag{A.13}$$

$$E_{Roberts} = -\Delta U^* = m_{\ell,1} U^{*s}_{\ell,1} + m_{g,1} U^{*s}_{g,1} - m_{\ell,2} U^{*s}_{\ell,2} - m_{g,2} U^{*s}_{g,2} \tag{A.14}$$

$$m_{\ell,2} = (1 - X_\ell) m_{\ell,1} + (1 - X_g) m_{g,1} \quad ; \quad m_{g,2} = X_\ell m_{\ell,1} + X_g m_{g,1} \tag{A.15}$$

$$X_\ell = \frac{S^*_{\ell,1} - S^*_{\ell,2}}{S^*_{g,2} - S^*_{\ell,2}} \quad ; \quad X_g = \frac{S^*_{g,1} - S^*_{\ell,2}}{S^*_{g,2} - S^*_{\ell,2}} \tag{A.16}$$

$$\overline{R}_{Roberts} = R \left( \frac{P_0}{2 \cdot E_{Roberts}} \right)^{1/3} \tag{A.17}$$

La surpression est estimée en utilisant $\overline{R}_{Roberts}$ sur la figure A.2.

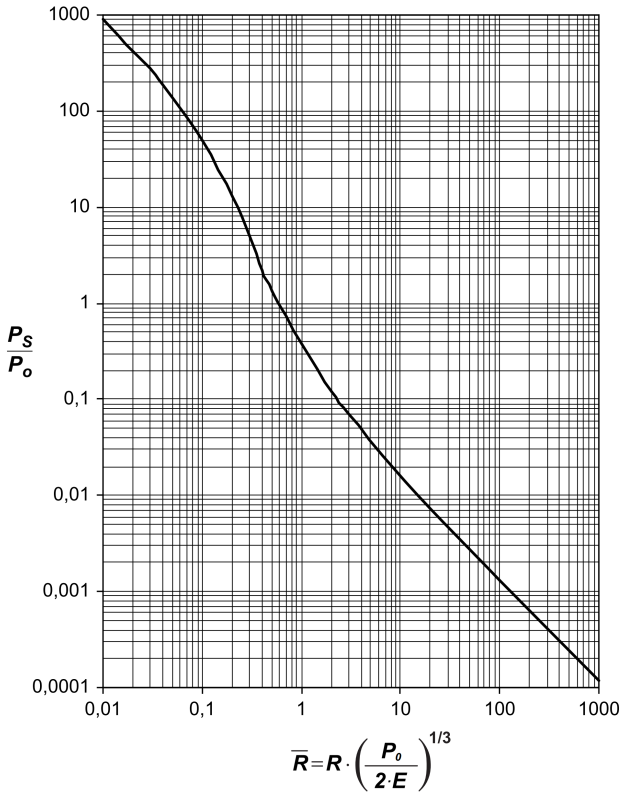



**FIGURE A.2 –** Surpression réduite en fonction de la distance réduite de Sach (Baker et al., 1983 ; TNO, 2005)

## 7 Modèle de Planas-Cuchi et al. (2004)

$$-P_0\cdot\Delta V=\Delta U^* \tag{A.18}$$

$$-\Delta U^*=(U^{*s}_{\ell,2}-U^{*s}_{g,2})\cdot M_{totale}\cdot x_V-M_{totale}\cdot U^{*s}_{\ell,2}+U^*_{initiale,1} \tag{A.19}$$

$$P_0\cdot\Delta V=P_0\cdot\left[(V^s_{g,2}-V^s_{\ell,2})\cdot M_{totale}\cdot x_V+M_{totale}\cdot V^s_{\ell,2}-V_{réservoir}\right] \tag{A.20}$$

$$x_V=\frac{P_0\cdot M_{totale}\cdot V^s_{\ell,2}-P_0\cdot V_{réservoir}+M_{totale}\cdot U^{*s}_{\ell,2}-U^*_{initiale,1}}{\left[(U^{*s}_{\ell,2}-U^{*s}_{g,2})-P_0\cdot(V^s_{g,2}-V^s_{\ell,2})\right]\cdot M_{totale}} \tag{A.21}$$

$$W_{TNT,Planas}=\alpha\cdot 2{,}14\cdot 10^{-7}\cdot\Delta U^* \tag{A.22}$$

$$\alpha=\begin{cases}40\% & \text{si le réservoir est ductile}\\ 80\% & \text{si le réservoir est fragile}\end{cases} \tag{A.23}$$

$$\overline{R}_{Planas}=\frac{R}{W^{1/3}_{TNT,Planas}} \tag{A.24}$$

La surpression est estimée en utilisant $\overline{R}_{Planas}$ sur la figure A.1.

## 8 Modèle de TNO (2005)

— **Champ lointain ($\overline{R}_{TNO} \geq 2$) :**

$$U^{*s}_{\ell,1} = h_{\ell,1} - P_1 V^s_{\ell,1} \quad ; \quad U^{*s}_{g,1} = h_{g,1} - P_1 V^s_{g,1} \tag{A.25}$$

$$U^{*s}_{\ell,2} = (1-X_\ell)h_{\ell,2} + X_\ell h_{g,2} - (1-X_\ell)P_0 V^s_{\ell,2} - X_\ell P_0 V^s_{g,2} \tag{A.26}$$

$$U^{*s}_{g,2} = (1-X_g)h_{\ell,2} + X_g h_{g,2} - (1-X_g)P_0 V^s_{\ell,2} - X_g P_0 V^s_{g,2} \tag{A.27}$$

$$X_\ell = \frac{S^*_{\ell,1} - S^*_{\ell,2}}{S^*_{g,2} - S^*_{\ell,2}} \quad ; \quad X_g = \frac{S^*_{g,1} - S^*_{\ell,2}}{S^*_{g,2} - S^*_{\ell,2}} \tag{A.28}$$

$$E_{TNO} = m_{\ell,1}(U^{*s}_{\ell,1} - U^{*s}_{\ell,2}) + m_{g,1}(U^{*s}_{g,1} - U^{*s}_{g,2}) \tag{A.29}$$

$$m_{\ell,1} = \frac{\varepsilon \cdot V_{réservoir}}{V^s_{\ell,1}} \quad ; \quad m_{g,1} = \frac{(1-\varepsilon)\cdot V_{réservoir}}{V^s_{g,1}} \tag{A.30}$$

$$\overline{R}_{TNO} = R\left(\frac{P_0}{2\cdot E_{TNO}}\right)^{1/3} \tag{A.31}$$

La surpression est estimée en utilisant $\overline{R}_{TNO}$ sur la figure A.2.

— **Champ proche ($\overline{R}_{TNO} < 2$) :**

$$\overline{R}_* = \left(\frac{3V_{g,1}}{2\pi}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{P_0}{E_{TNO}}\right)^{1/3} = 0{,}782 \cdot V^{1/3}_{g,1} \cdot \left(\frac{P_0}{E_{TNO}}\right)^{1/3} \tag{A.32}$$

$$\frac{P_{rupt}}{P_0} = (\overline{P}_{s*} + 1)\left[1 - \frac{(\gamma_1 - 1)(a_{s,0}/a_{s,1})\overline{P}_{s*}}{\sqrt{\left[2\gamma_0\left(2\gamma_0 + (\gamma_0+1)\overline{P}_{s*}\right)\right]}}\right]^{\left(\frac{-2\gamma_1}{\gamma_1 - 1}\right)} \tag{A.33}$$

$$\overline{P}_{s*} = \frac{P_{s*} - P_0}{P_0} \quad ; \quad \frac{a_{s,1}}{a_{s,0}} = \sqrt{\frac{\gamma_1 T_1 M_{m,0}}{\gamma_0 T_0 M_{m,1}}} \tag{A.34}$$

En utilisant la figure A.3, la courbe de pression d'intérêt est celle la plus proche du point $(\overline{R}_*, \overline{P}_{s*})$. Une fois la bonne courbe est identifiée, la surpression est estimée en utilisant $\overline{R}_{TNO}$ (estimée par l'équation A.31) sur la figure A.3.

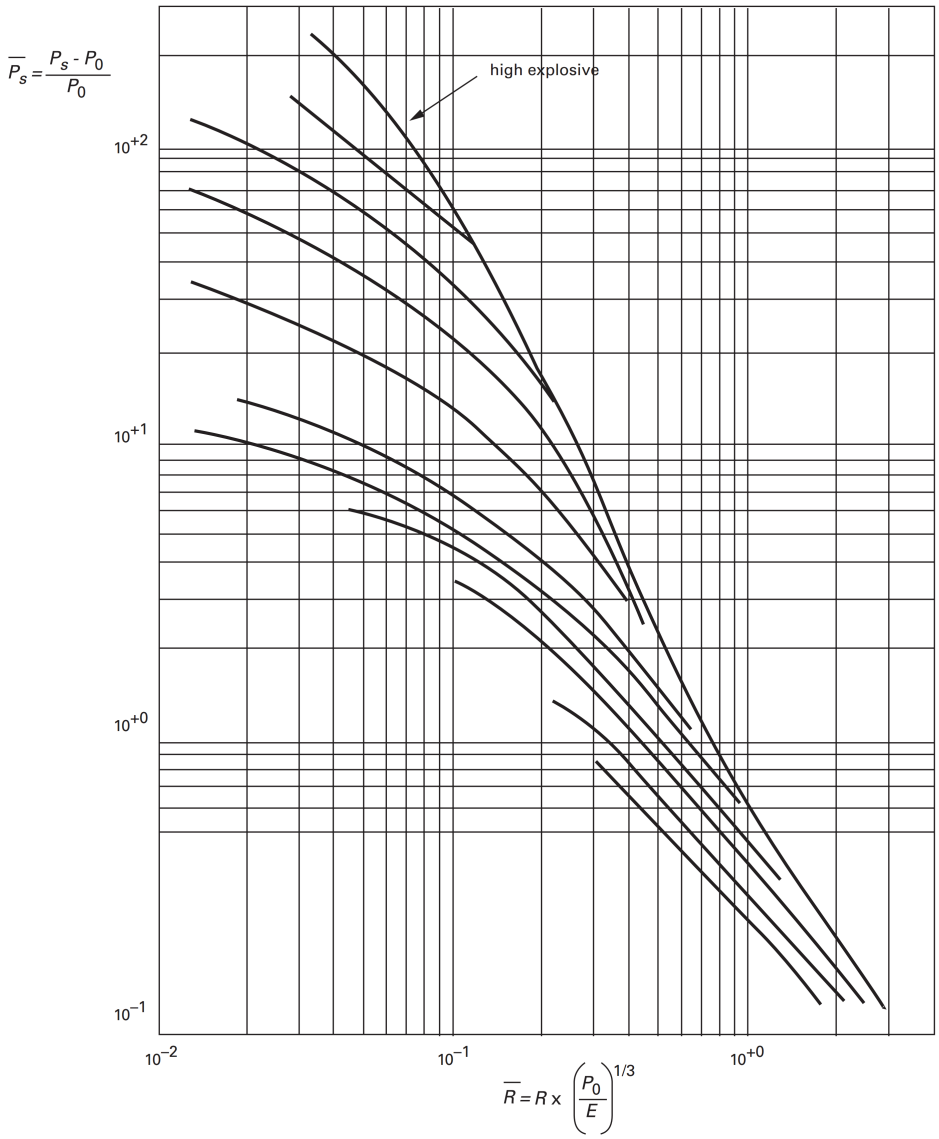



**FIGURE A.3 –** Courbe d'évaluation de la surpression dans le champ proche (Baker, 1973 ; TNO, 2005)

## 9 Modèle de Casal & Salla (2006)

$$E_{Casal} = m_\ell \cdot \left[ (h_\ell)_{T_{rupt}, P_{rupt}} - (h_\ell)_{T_b, P_0} \right] \tag{A.35}$$

— **Cas d'une expansion isentropique :**

$$W_{TNT,Casal} = \alpha \cdot 2,14 \cdot 10^{-7} \cdot E_{Casal} \quad ; \quad 7\% \leq \alpha \leq 14\% \tag{A.36}$$

— **Cas d'une expansion adiabatique irréversible :**

$$W_{TNT,Casal} = \alpha \cdot 2,14 \cdot 10^{-7} \cdot E_{Casal} \quad ; \quad 3,5\% \leq \alpha \leq 5\% \tag{A.37}$$

$$\overline{R}_{Casal} = \frac{R}{\sqrt[3]{W_{TNT,Casal}}} \tag{A.38}$$

La surpression est estimée en utilisant $\overline{R}_{Casal}$ sur la figure A.1.

## 10 Modèle de Birk et al. (2007)

— **Champ lointain ($\overline{\mathbf{R}}_{\mathbf{Birk}} \geq \mathbf{2}$) :**

$$E_{Birk} = m(U_1^{*s} - U_2^{*s}) \tag{A.39}$$

$$W_{TNT,Birk} = \left(\frac{1}{E_{TNT}}\right) \cdot E_{Birk} \tag{A.40}$$

$$\overline{R}_{Birk} = \frac{R}{\sqrt[3]{W_{TNT,Birk}}} \tag{A.41}$$

$$\frac{P_s}{P_0} = \frac{808\left[1 + \left(\frac{\overline{R}_{Birk}}{4,5}\right)^2\right]}{\sqrt{\left[1 + \left(\frac{\overline{R}_{Birk}}{0,048}\right)^2\right]}\sqrt{\left[1 + \left(\frac{\overline{R}_{Birk}}{0,32}\right)^2\right]}\sqrt{\left[1 + \left(\frac{\overline{R}_{Birk}}{1,35}\right)^2\right]}} \tag{A.42}$$

— **Champ proche ($\overline{\mathbf{R}}_{\mathbf{Birk}} < \mathbf{2}$) :**

$$\overline{R}_{Birk} = \overline{R}_{TNO} \tag{A.43}$$

## 11 Modèle de Genova et al. (2008)

$$E_{Genova} = \alpha m_\ell C_p (T_{rupt} - T_b) = \alpha m_\ell C_p \Delta T \quad ; \quad \alpha = 7\% \tag{A.44}$$

$$\overline{R}_{Genova} = R\left(\frac{P_0}{2 \cdot E_{Genova}}\right)^{1/3} \tag{A.45}$$

La surpression est estimée en utilisant $\overline{R}_{Genova}$ sur la figure A.2.

# Annexe B

# Travaux de recherche publiés

> *Dans la vie, rien n'est à craindre,*
> *tout est à comprendre.*
>
> **— Marie Curie**
> Physicienne (1867 – 1934)

## Sommaire


1 Sellami et al. (2018c) . . . . . 127
2 Sellami et al. (2018b) . . . . . 128
3 Sellami et al. (2018a) . . . . . 129

# 1 Sellami et al. (2018c)

Process Safety and Environmental Protection 116 (2018) 763–770

Contents lists available at ScienceDirect

Process Safety and Environmental Protection

journal homepage: www.elsevier.com/locate/psep

## Quantitative consequence analysis using Sedov-Taylor blast wave model. Part I: Model description and validation

Ilyas Sellami [a,b,c,*], Rachid Nait-Said [a], Charles de Izarra [c], Khaled Chetehouna [c], Fatiha Zidani [d]

[a] LRPI Laboratory, Institute of Health and Industrial Safety, University of Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Fesdis, 05078 Batna, Algeria
[b] DIRE Laboratory, Department of Applied Engineering, Institute of Technology, Kasdi Merbah University – Ouargla, 30000 Ouargla, Algeria
[c] INSA Centre Val de Loire, Univ. Orléans, PRISME EA 4229, F-18022 Bourges, France
[d] LSPIE Laboratory, Faculty of Technology, University of Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Fesdis, 05078 Batna, Algeria

ARTICLE INFO

*Article history:*
Received 24 February 2017
Received in revised form 10 January 2018
Accepted 5 February 2018
Available online 3 March 2018

*Keywords:*
Blast wave
BLEVE
Overpressure
Sedov-Taylor model
Self-similar theory

ABSTRACT

BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion) phenomenon is one of the major industrial accidents observed in gas processing industry, which remains a major concern for risk decision-makers. BLEVE blast wave mechanism has been widely studied by several authors who proposed simplified approaches based on simple physical models or empirical correlations, but only few approaches including analytical solutions have been undertaken. Moreover, the simplified and empirical approaches are not very satisfactory because they overestimate overpressure measures. In this paper (Part I), an analytical model based on Sedov-Taylor blast wave solution and self-similar theory, which is of great interest in various fields of physics, is proposed for estimating BLEVE overpressure effects. The parameters characterizing the blast wave evolution (overpressure, radius and velocity) are established by applying the Vashy-Buckingham theorem (Pi theorem). To demonstrate the ability of the proposed model to deliver reliable predictions, a validation with large and medium-scale BLEVE experiments issued from the literature is carried out. Furthermore, a comparison with the TNT equivalent model and other models (empirical and simplified physical) is performed. The results of these comparisons are very encouraging and show good agreement in terms of precision.

This is Part I of two papers, focusing on description and validation of the Sedov-Taylor blast wave model. Part II deals with application of the model on a LPG accumulator in an Algerian gas processing unit.

© 2018 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

### 1. Introduction

The process industries involve not only the performance of production systems in terms of quality and reliability, but also in terms of safety. The prevention of major industrial accidents with severe consequences on people, equipment and environment (such as fires, explosions, BLEVEs, toxic releases, etc.) remains a major concern of decision-makers and industrial experts (CCPS, 2010).

BLEVE (Boiling liquid expanding vapor explosion) is one of the major consequences in process accidents which have been observed mostly with liquefied petroleum gas (LPG) vessels in gas processing industries. Their effects on the environment generally appear in three ways: blast overpressure, radiation from the fireball if the liquid involved is flammable and fragment hazards. Therefore, it is important to estimate the potential damage that would be caused by such explosion.

BLEVE is a complex phenomenon resulting from many factors that are difficult to summarize in mathematical equations or models. However, BLEVE mechanism and overpressure modeling have been widely studied by several authors who proposed simplified approaches based on simple physical models or empirical correlations (e.g. TNO procedure from the Yellow book and TNT equivalent curves) which use the scaled distance curves to calculate the overpressure (Abbasi et al., 2007; Baker et al., 1983; Birk et al., 2007; Bubbico and Marchini, 2008; Casal and Salla, 2006; Genova et al., 2008; Kielec and Birk, 1997; Papazoglou and Aneziris, 1999; Planas-Cuchi et al., 2004; Prugh, 1991; Salla et al., 2006; Strehlow and Baker, 1976; Tang and Baker, 2000; TNO, 2005). Such approaches are not very satisfactory because they usually include an exper-

DOI of original article: http://dx.doi.org/10.1016/j.psep.2018.02.003.
* Corresponding author at: LRPI Laboratory, Institute of Health and Industrial Safety, University of Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Fesdis, 05078 Batna, Algeria.
*E-mail address:* sellami.ilyas@univ-ouargla.dz (I. Sellami).

https://doi.org/10.1016/j.psep.2018.02.002
0957-5820/© 2018 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

## 2 Sellami et al. (2018b)

Process Safety and Environmental Protection 116 (2018) 771–779

Contents lists available at ScienceDirect

Process Safety and Environmental Protection

journal homepage: www.elsevier.com/locate/psep

# Quantitative consequence analysis using Sedov-Taylor blast wave model. Part II: Case study in an Algerian gas industry

I. Sellami [a,b,c,*], R. Nait-Said [a], K. Chetehouna [c], C. de Izarra [c], F. Zidani [d]

[a] LRPI Laboratory, Institute of Health and Industrial Safety, University of Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Fesdis, 05078 Batna, Algeria
[b] DIRE Laboratory, Department of Applied Engineering, Institute of Technology, Kasdi Merbah University – Ouargla, 30000 Ouargla, Algeria
[c] INSA Centre Val de Loire, Univ. Orléans, PRISME EA 4229, F-18022 Bourges, France
[d] LSPIE Laboratory, Faculty of Technology, University of Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Fesdis, 05078 Batna, Algeria

ARTICLE INFO

*Article history:*
Received 24 February 2017
Received in revised form 10 January 2018
Accepted 5 February 2018
Available online 9 February 2018

*Keywords:*
Blast effect
BLEVE
Consequence analysis
QRA
Sedov-Taylor model

ABSTRACT

In the oil and gas industry, it is common to use gas liquefaction that allows storage and transport of large quantities of LNG and LPG. One of the main disadvantages of this storage mode is the BLEVE risk, which remains a major concern for risk decision-makers. In order to prevent the occurrence of this risk and reduce its impact, risk analysts often use quantitative risk analysis (QRA), which is based on the understanding and quantification of the accidental phenomena and their consequences (overpressure, thermal radiation, toxicity dose). QRA is a rigorous and advanced approach that requires reliable data in order to obtain a good estimate and control of risks. The main objective of this paper (Part II) is to integrate the Sedov-Taylor model developed in Part I into the QRA approach in order to evaluate BLEVE blast effect, and illustrate it with a case study on a pressurized LPG accumulator located in the MPP3-plant of SONATRACH company in the Hassi R'Mel gas field (the largest gas field in Algeria). A parametric analysis of the fuel mass, temperature at failure and rupture pressure is carried out to study their influence on the evolution of BLEVE overpressure. In addition, the evaluation of BLEVE thermal effect is performed in order to better realize an exhaustive QRA. Through this application, the results show the great relevance of the Sedov-Taylor model in the consequence analysis and also in the development of process safety recommendations.

© 2018 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

## 1. Introduction

The objective of a process safety analysis is to ensure that the inherent risks are sufficiently small to fall within the acceptable risk zone or at least the tolerable one (governed by the principle ALARP: As Low As Reasonably Practicable). These two zones depend on quantitative risk acceptance criteria (CCPS, 2009). In fact, major accidents continue to occur although classic safety measures, such as engineering codes and checklists, are systematically applied (Casal, 2008).

During the last two decades, several risk analysis methods (qualitative and semi-quantitative) have been developed, including risk matrix, risk graph and layers of protection analysis (LOPA). However, these methods are often insufficient or questionable for risk decision-making concerning unacceptable accident scenarios, since investment in risk reduction via optimizing the performance of safety systems is important (CCPS, 2001; Nait-Said et al., 2009; Ouazraoui et al., 2013). In such situations, risk managers often use quantitative risk analysis (QRA). Indeed, the QRA is a rigorous and advanced approach and is essential for a good estimation and control of risks. This approach consists mainly of identifying potential accident scenarios, estimating their frequency and analyzing their consequences, using risk analysis methods (HAZOP, fault tree analysis, event tree analysis, etc.) and mathematical models of effects and vulnerability (thermal radiation, overpressure, toxicity dose). Then, risk measures such as individual and societal risks are estimated and safety barrier performance is analyzed (CCPS, 2000; Sellami and Nait-Said, 2017; TNO, 1999).

Consequence analysis plays an important part in QRA and it is an essential step in the risk management process where the consequences of each potential accident should be quantified and evaluated (CCPS, 1999; Mannan, 2012; TNO, 2005). A wide diversity of models and vulnerability equations have been developed to model various types of major accidents and predict the consequences thereof (Chakrabarty et al., 2016; Cozzani et al., 2006; Cozzani and Salzano, 2004).

DOI of original article: http://dx.doi.org/10.1016/j.psep.2018.02.002.
* Corresponding author at: LRPI Laboratory, Institute of Health and Industrial Safety, University of Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Fesdis, 05078 Batna, Algeria.
*E-mail address:* sellami.ilyas@univ-ouargla.dz (I. Sellami).

https://doi.org/10.1016/j.psep.2018.02.003
0957-5820/© 2018 Institution of Chemical Engineers. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

## 3 Sellami et al. (2018a)

Journal of Loss Prevention in the Process Industries 54 (2018) 69–84

Contents lists available at ScienceDirect

Journal of Loss Prevention in the Process Industries

journal homepage: www.elsevier.com/locate/jlp

# BLEVE fireball modeling using Fire Dynamics Simulator (FDS) in an Algerian gas industry

Ilyas Sellami[a,b,c,*], Brady Manescau[c], Khaled Chetehouna[c], Charles de Izarra[c], Rachid Nait-Said[a], Fatiha Zidani[d]

[a] LRPI Laboratory, Institute of Health and Industrial Safety, University of Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Fesdis, 05078 Batna, Algeria
[b] DIRE Laboratory, Department of Applied Engineering, Institute of Technology, Kasdi Merbah University – Ouargla, 30000 Ouargla, Algeria
[c] INSA Centre Val de Loire, Univ. Orléans, PRISME EA 4229, F-18022 Bourges, France
[d] LSPIE Laboratory, Faculty of Technology, University of Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Fesdis, 05078 Batna, Algeria

ARTICLE INFO

*Keywords:*
BLEVE
Fireball
QRA
CFD
FDS
LES

ABSTRACT

BLEVE is one of major accidents observed in gas industry causing severe damage to people and environment. Its effects are manifested in three ways: shock wave propagation, fireball radiation and fragments projection. To assess these effects, risk decision-makers often use Quantitative Risk Analysis (QRA). In most cases, QRA data are obtained from empirical correlations. However, these correlations are not very satisfactory because they generally overestimate BLEVE effects and do not take into account geometry effects. In order to overcome the limitations of these empirical approaches, CFD modeling appears as a powerful tool able to provide more accurate data to better realize QRA. In this paper, the objective is to develop a CFD methodology in order to predict BLEVE thermal effects. Numerical simulations are carried out using the CFD code FDS. A sensitivity analysis of numerical models is performed in order to choose the right parameters allowing to model the fireball dynamics. The models retained are based on a single-step combustion using EDC model coupled with a LES turbulence model. Predictions show good agreement in comparison with results issued from three large-scale experiments. Furthermore, a case study on a propane accumulator in an Algerian gas processing unit is carried out.

## 1. Introduction

For several years, the consequences of major accidents with severe impacts on people, equipment and environment remain a primary concern for decision-makers and industrial experts. The three main most commonly encountered types of accidents in the chemical and petrochemical process industry are: fires, explosions and toxic releases.

With the technological growth of existing and emerging facilities, it is necessary to enhance the safety of these facilities by optimizing and improving the risk analysis methods. For this, risk analysts often use quantitative risk analysis (QRA) (Sellami and Nait-Said, 2017), which is based on understanding and quantifying the consequences of accidental phenomena (thermal radiation, overpressure, toxicity dose).

Among the accidental phenomena most observed in the process industry is the Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion (BLEVE). It corresponds to a violent vaporization of explosive nature following the rupture (loss of confinement) of a reservoir containing a liquid at a temperature significantly higher than its normal boiling point at atmospheric pressure (CCPS, 2010).

A simple accident analysis can demonstrate the potential destruction of a BLEVE. Indeed, the 80-odd major BLEVEs that have occurred between 1940 and 2005 have costed more than 1000 lives and have injured more than 10000 persons in addition to harming property worth billions of dollars (Abbasi et al., 2007). BLEVE effects on the environment are characterized by a propagation of shock wave, projection of fragments and formation of a fireball if the gas is flammable. Therefore, it is important to estimate the potential damage that would be caused by such an explosion.

In this context, considerable efforts have been made to study the mechanisms of BLEVE. Several researchers published articles on various aspects of this accident.

Roberts (1981) worked on the thermal radiation hazards associated with LPG releases from pressurized storage. He established correlations that describe the fuel mass influence on the fireball characteristic parameters (diameter, lifetime and heat flux). Based on these ideas, Crocker and Napier (1988) evaluated mathematical models for fire and explosion hazards of LPG. They shown that these models overestimate the risks associated with jet fires, fireballs and BLEVE blast effects.

* Corresponding author. LRPI Laboratory, Institute of Health and Industrial Safety, University of Batna 2 – Mostefa Ben Boulaïd, Fesdis, 05078 Batna, Algeria.
*E-mail address:* sellami.ilyas@univ-ouargla.dz (I. Sellami).

https://doi.org/10.1016/j.jlp.2018.02.010
Received 18 September 2017; Received in revised form 9 February 2018; Accepted 23 February 2018
Available online 27 February 2018
0950-4230/ © 2018 Elsevier Ltd. All rights reserved.