



République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche  
Scientifique

Université 20 août 1955 -SKIKDA

Faculté de Technologie

Département de Génie Des procédés

## Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

## Master

Filière : Hygiène et Sécurité Industrielle

Spécialité : Sécurité des procédés industriels et maîtrise des risques

### Thème :

**Modélisation des effets explosifs et estimation de risque au  
niveau RA1K Skikda**

#### Réalisé par :

- Nabil Benassloun
- Hilal Zerzar
- Ameer Bouchareb

#### Encadrant :

**Dr. Bouafia Abdrraouf**

#### Co-encadrant:

**Dr. Bougofa Mohammed**

**Année Universitaire 2022/2023**

# Remercîment

"نحمد الله العلي العظيم الذي سخر لنا الله هذا و ما كنا له مقرنين"

*Je tiens à remercier mon encadrant Dr. BOUAFIA Abderraouf et Dr.*

*BOUGOFA Mohammed d'avoir accepté de diriger ce travail ainsi que pour leur  
entière disponibilité et leur*

*Précieux conseils et soutien durant toute la période de l'élaboration de ce travail.*

*Un grand merci à tous les enseignants de département Génie Pétrochimie et Génie  
Procédés Université du 20 Août 1955 Skikda, et particulièrement à ceux que  
j'ai eu le plaisir d'avoir en Parcours de Master qui n'ont ménagé aucun effort  
pour le bon déroulement de notre formation.*

*Je tiens à remercier également les responsables de département Génie Procédés*

*Université du 20 Août 1955 Skikda Pour leur entière disponibilité.*

*Que toute personne ayant contribué de près ou de loin à la réalisation de ce  
travail trouve ici toute ma gratitude.*

# Dédicace

Je dédie ce travail à :

A mes chers parents

A mes frères

A mes sœurs

A mes amis

A tout ceux qui m'aiment et tous ceux que j'aime.

## Table des matières

### Contents

Remercîment.....	I
Dédicace .....	II
Liste des figures .....	VI
Liste des tableaux.....	VII
Liste des abréviations .....	X
Résumé .....	XII
Introduction générale .....	1
<b>ChapitreI:Généralités sur la gestion et l'évaluation des risques.....</b>	<b>3</b>
Introduction .....	4
I.1.Le risque "concepts généraux " .....	4
I.1.1.Notion des risques .....	4
I.1.2.Gestion du risque.....	6
I.1.3.Classification des risques.....	9
I.2.Incendie.....	9
I.2.1.Qu'est-ce qu'un incendie ?.....	9
I.2.2.Le triangle du feu .....	10
I.2.3.Conséquences de l'incendie .....	11
I.2.4.Les classe de feux.....	12
I.2.5.Les effets de l'incendie .....	12
I.3.L'explosion.....	13
I.4.Les méthodes d'analyse du risque.....	16
I.4.1.L'analyse dysfonctionnelle .....	16
I.4.1.1.Définition et historique de la méthode HAZOP.....	16
I.4.1.2.Définition et historique de l'AdD.....	18
I.4.1.3.Elaboration de l'AdE .....	23
I.5.Logiciel SAFETI .....	25
Conclusion.....	26
<b>ChapitreII:Présentation de la raffineriede skikda .....</b>	<b>27</b>
Introduction .....	28
II.1.Présentation générale de la raffinerie de skikda .....	28
II.1.1.Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage.....	28
II.1.2.Situation géographique.....	30

II.1.3.Présentation des différentes unités de production.....	31
II.1.4.Projets de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de skikda .....	32
II.1.4.1.Objectifs du projet.....	32
II.1.4.2.Plan et programme de réhabilitation .....	33
II.1.5. Bilan de production de la raffinerie RA1K.....	33
II.2.Présentation des différentes sections de l'unité de magnaforming .....	35
II.2.1.Section d'hydrotraitement du naphta .....	35
II.2.2.Section réactionnelle .....	36
II.2.3.Section de fractionnement .....	38
II.2.4.Section d'absorption du gaz net de magnaforming .....	39
II.3.Organisation de la sécurité à la raffinerie de skikda .....	39
II.4.Phénomènes dangereux et accidents.....	40
II.4.1.Présentation des modèles.....	40
II.4.2.Seuils de référence .....	41
II.4.3.Méthodes d'évaluation des conséquences .....	43
II.4.4.Quantification de la fréquence .....	44
II.4.5.Principes d'évaluation de la gravité .....	45
Conclusion.....	45
<b>ChapitreIII:Evaluation quantitative des risques.....</b>	<b>46</b>
Introduction .....	47
III.1.Étude de cas et définition du problème .....	47
III.1.1.Analyse Fonctionnelle .....	48
III.1.1.1.Scenario N° 1 : Ballon V2.....	48
III.1.1.2.Scenario N° 2 : L'Accumulation de fuel gaz à l'intérieur de la chambre decombustion .....	49
III.1.1.3.Scenario N°3 : Rupture de la canalisation.....	50
III.1.2. Analyse dysfonctionnelle.....	51
III.1.2.1. Identification des risques .....	52
III.1.2.2. Scénario N° 1 : Ballon V2.....	59
III.1.2.3. Scénario N° 2 : Rupture de la canalisation.....	63
III.1.2.4. Scénario N°3 : L'accumulation du nuage fuel du gaz dans la chambre de combustion.....	65
III.1.3. Modélisation des effets .....	67
III.1.3.1. Scenario N° 1 : Ballon v2.....	67
III.1.3.2.Scénario N° 2 : Rupture de la canalisation .....	74

III.1.3.3. Scénario N° 3 : Chambre de combustion du four .....	78
III.1.4. Détermination de la gravité.....	81
III.1.5. Placement des phénomènes dangereux dans la matrice de criticité.....	82
Conclusion.....	84
Conclusion générale .....	85
Bibliographie .....	86

## Liste des figures

### **Chapitre I** : Généralités sur la gestion et l'évaluation des risques

**Figure I.1:** Processus de gestion du risque.

**Figure I.2:** Triangle de feu.

**Figure I.3 :** Hexagone de l'explosion et domaines d'explosivité.

**Figure I.4 :** Arbre de défaillances d'un composant.

**Figure I.5:** Démarche pour l'élaboration de l'arbre des défaillances.

**Figure I.6 :** Exemple de l'exploitation de l'AdE.

### **Chapitre II** : Présentation de la raffinerie de skikda

**Figure II.1 :** L'industrie de Raffinage en Algérie.

**Figure II.2 :** Situation géographique de la raffinerie de skikda.

**Figure II.3:** Les différentes unités du complexe RA1/K.

**Figure II.4 :** Schéma des principaux procédés dans la raffinerie de skikda.

**Figure II.5 :** Section prétraitement.

**Figure II.6 :** Section réactionnelle.

**Figure II.7** Organigramme du département de sécurité de RA1k.

### **Chapitre III** : Évaluation constitutive du risque.

**Figure III.1:** L'unité 100.

**Figure III.2:** Arbre de défaillance de construite perte de confinement ballon V2.

**Figure III.3 :** Arbre d'évènement de perte de confinement au niveau du ballon V2.

**Figure III.4:** Arbre de défaillance de construite perte de confinement ballon V2.

**Figure III.5 :** Arbre d'évènement de pert de confinement au niveau du ballon V2 en cas brèche.

**Figure III.6** : Arbre de construite rupture de canalisation.

**Figure III.7** : Arbre d'évènement de rupture de canalisation.

**Figure III.8** : Arbre de construite chambre de la combustion.

**Figure III.9** : Arbre d'évènement chambre de la combustion.

**Figure III.10** : Étendue du nuage de dispersion atmosphérique.

**Figure III.11** : Les zones de l'intensité radiative de boule de feu avec leurs distances.

**Figure III.12**: Enveloppe de feu de flash (rupture catastrophique).

**Figure III.13**: Explosion pire cas rayons (rupture catastrophique).

**Figure III.14**: Étendue du nuage de dispersion atmosphérique.

**Figure III.15** : Rayons du pire cas d'explosion.

**Figure III.16**: Distance et Intensité des radiations pour feu de torche.

**Figure III.17**: Enveloppe de flash-fire (brèche).

**Figure III.18**: Étendue du nuage de dispersion atmosphérique.

**Figure III.19**: Distance et Intensité des radiations pour feu de torche.

**Figure III.20** : Enveloppe flash fier (brèche).

**Figure III.21** : Rayons du pire cas d'explosion (pipe brèche).

**Figure III.22** : Rayons de surpression d'explosion précoce.

**Figure III.23**: Dimensions de boule de feu vs temps.

**Figure III.24** : Intensité radiation pour feu de torche.

**Figure III.25**: Radiation vs de feu de torche en fonction des distances.

## Liste des tableaux

### **Chapitre I** : Généralités sur la gestion et l'évaluation des risques

**Tableau I.1** : Recueil des plus importants accidents industriels survenus dans le monde entre 2003-2014

**Tableau I.2.** : Représente la méthode HAZOP.

**Tableau I.3:** Les symboles utilisés pour les événements de l'AdD.

**Tableau I.4** : Les portes logiques.

**Tableau I.5:** Les coupes minimales.

**Tableau I.6:** Les probabilités des événements de base.

### **Chapitre II** : Présentation de la raffinerie de skikda.

**Tableau II.1** : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de skikda.

**Tableau II.2:** Plan de réhabilitation des unités de la RA1K.

**Tableau II.3:** Bilan de production de la RA1K avant et après la réhabilitation.

**Tableau II.4** : Seuils thermiques ayant des effets sur les structures.

**Tableau II.5:** Seuils thermiques ayant des effets sur l'homme.

**Tableau II.6** : Seuils de surpression ayant des effets sur les structures.

**Tableau II.7** : Seuils de surpression ayant des effets sur l'homme.

**Tableau II.8** : Conditions météorologiques utilisées dans Les modélisations.

**Tableau II.9:** L'échelle quantitative.

**Tableau II.10** : Echelle des gravités.

### **Chapitre III** : Évaluation constitutive du risque.

**Tableau III.1:** Les données d'équipement ballon V2.

**Tableau III.2:** Paramètres du scenario étudié.

**Tableau III.3 :** Les produits et les fractions molaire.

**Tableau III.4:** Les caractéristiques de la rupture de la chambre de combustion.

**Tableau III.5:** Les caractéristiques défèrent de la brèche.

**Tableau III.6 :** Scénarios étudier.

**Tableau III.7. :** Tableau HAZOP pour le four.

**Tableau III.8. :** Tableau HAZOP pour l'équipement Ballon V2.

**Tableau III.9. :** Tableau HAZOP pour long canalisation.

**Tableau III.10 :** Les phénomènes dangereux prévus et les fréquences.

**Tableau III.11:** Les phénomènes dangereux et les fréquences.

**Tableau III.12 :** Les phénomènes dangereux et fréquences.

**Tableau III.13. :** Les phénomènes dangereux et les fréquences.

**Tableau III.14 :** Résultats relatifs d'empreinte nuageuse atmosphérique des nuages tel que la vitesse du vent, la stabilité atmosphérique et les conditions météorologiques.

**Tableau III.15:** Résultat de distance d'effet en cas de rupture du ballon V2.

**Tableau III.16 :** Résultats relative au flashfire.

**Tableau III.17 :** Résultats des effets de surpressions sur rupture dans ballon V2.

**Tableau III.18 :** Distance de la dispersion atmosphérique du ballon V2.

**Tableau III.19:** Résultats des effets de surpressions.

**Tableau III.20 :** Résultat de distance d'effet thermique en cas de brèche du ballon V2.

**Tableau III.21:** Distance sous le vent à la fraction LFL en brèche du ballon V2 (Feu de flash).

**Tableau III.22:** Distance de La dispersion atmosphérique en cas de la brèche de la canalisation.

**Tableau III.23:** Résultat de distance d'effet feu de torche.

**Tableau III.24 :** Résultats relative au feu de flash en long canalisation.

**Tableau III.25 :** Résultats des effets de surpressions en cas d'explosion

**Tableau III.26 :** Résultats des effets de surpressions d'explosion.

**Tableau III.27:** Résultat des effets de boule de feu.

**Tableau III.28 :** Résultats d'effets de feu de torche.

**Tableau III.29 :** Niveau de gravité des conséquences indésirable sur la population.

**Tableau III.30 :** Niveau de gravité des conséquences indésirable sur les structures.

**Tableau III.31:** Matrice de criticité (population).

**Tableau III.32:** Matrice de criticité (structure).

## Liste des abréviations

**AdD** : Arbre des défaillances.

**AdE**: Arbre des évènements.

**ALARP**: As low as reasonably practicable.

**AMDEC** : Analyse de mode de défaillance, de leurs effets, et de leur criticité.

**APR** : Analyse préliminaire des risques.

**ATEX** : Atmosphère explosive.

**BLEVE** : Boiling liquid expanding vapor explosion.

**BOCM** : Boil-over couche mince.

**CEI** : Commission international d'électricité (Commission international electrical).

**CL** : Concentration létale.

**CNAM** : La Caisse nationale de l'assurance maladie.

**CTE** : Centrale thermique électrique.

**ERD** : Entity Relationship diagram.

**EI** : L'évènement indésirable.

**ERPG**: Emergency Response planning guidelines.

**GPL** : Gaz de pétrole liquéfié.

**GTDLI** : Groupe de travail sur les dépôts de liquides inflammables.

**HAZID**: Hazard identification.

**HAZOP**: Hazards operability.

**HSE** : Hygiène sécurité environnement.

**ICI** : Impériale chemical industries.

**IEC** : International électrotechnique commission.

**ISO** : L'organisation internationale de normalisation.

**L'IT89** : Instruction Ministérielle française du 9 novembre 1989.

**LES** : Limite supérieure d'explosivité.

**LIE** : Limite inférieure d'explosivité.

**LII** : Limite inférieure d'inflammabilité.

**LSI** : Limite Supérieure d'Inflammabilité.

**MELEX** : Mélange et expédition.

**OHSAS** : Système de management santé et sécurité au travail (Occupational Health and safety assesement series).

**ORSEC** : Organisation de la réponse de sécurité civile.

**P&ID**: Piping and instrumentation diagram.

**PAM** : Plan d'assistance Mutualisée.

**POI** : Plan d'opération interne.

**QRA** : Quantitative risk assessment.

**RA1k** : Complexe de raffinage –skikda.

**SDGS**: Seuils des dégats de gravité structures.

**SEI** : Seuils des effets irréversibles.

**SEL** : Seuil des effets létaux.

**SELS** : Seuil des effets létaux significatifs.

**TPA** : Trouble de la personnalité antisociale.

**UIC** : L'union des industries chimiques.

## ملخص

تعتبر ادارة المخاطر في وحدات الإنتاج ذات أهمية كبيرة لتنظيم العمل ، وبالتالي فإن السلامة ضرورية لضمان الوظيفة المحددة للتركيب. غالبًا ما تتكون الأنظمة المدروسة من أجزاء مترابطة .

HAZOP هي أداة فعالة بشكل خاص لأنظمة تحليل المخاطر. يمكن استخدام هذه الطريقة لتحسين مستوى الأمان للوحدات الجديدة أو الموجودة . سيضمن نهج هذه الطريقة للسلامة المثلى أن يتم التحكم في المخاطر المحتملة. يمكن تطبيق الاستراتيجيات المطورة بشكل مفيد في جميع القطاعات الصناعية التي لها نفس النشاط .

تشكل مصافي النفط مخاطر عالية. ولهذه الغاية ، قمنا بنمذجة تأثيرات الظواهر الخطيرة المختلفة باستخدام أداة محاكاة في SAFETI وحدة تكرير زيت 100 في سكيكدة لمعرفة تأثيرات الضغط والتأثيرات الحرارية وتفسير النتائج.

الكلمات الأساسية: HAZOP, SAFETI, إدارة المخاطر ، المصفاة ، مراقبة المخاطر .

## RESUME

La gestion des risques dans les unités de production est d'une grande importance pour l'organisation de travail, par voie de conséquence la sécurité est nécessaire pour assurer la fonction donnée de l'installation.

L'HAZOP est un outil particulièrement efficace pour les systèmes analyse des risques, cette méthode permet d'améliorer le niveau de sécurité des unités neuves ou existantes. L'approche d'une sécurité optimale par cette méthode, garantira une maîtrise des risques probables. Les stratégies mises au point peuvent s'appliquer avantageusement dans tous les secteurs industriels de même activité.

Les raffineries de pétrole présentent un risque élevé, à cet effet, nous avons modélisé les effets des différent phénomènes dangereux à l'aide de l'outil de simulation SAFETI sur l'unité de raffinage du pétrole 100 à Skikda pour voir les effets des pressions et des effets thermiques et interpréter les résultats.

Mot-clé : SAFETI, HAZOP, gestion des risques, la sécurité, raffinerie, maîtrise des risques.

## **SUMMARY**

The management of risks in production units is of great importance for the organisation of work, and consequently safety is necessary to ensure the given function of the installation.

HAZOP is a particularly effective tool for risk analysis systems. This method can be used to improve the safety level of new or existing units. This method's approach to optimum safety will ensure that the likely risks are kept under control. The strategies developed can be applied advantageously in all industrial sectors with the same activity.

Oil refineries present a high risk. To this end, we modelled the effects of the various dangerous phenomena using the SAFETI simulation tool on the oil refining unit 100in Skikda to see the effects of pressure and thermal effects and to interpret the results.

Key words: SAFETI, HAZOP, risk management, refinery, risk control.

### **Introduction générale**

Les accidents dans le milieu industriel représentent une préoccupation majeure tant pour les travailleurs que pour les employeurs. Ces incidents peuvent entraîner des conséquences graves, tant sur le plan humain que matériel. Les risques liés à l'environnement industriel sont nombreux et variés, et il est essentiel de les comprendre et de les gérer de manière adéquate.

Pour comprendre les accidents dans le milieu industriel, il est nécessaire de prendre en compte les facteurs contributifs tels que l'équipement utilisé, les procédures de travail, l'environnement physique, ainsi que les erreurs humaines. Les accidents peuvent survenir en raison de défaillances matérielles, de négligences, de non-respect des protocoles de sécurité ou d'une combinaison de ces facteurs.

La gestion des risques est essentielle pour prévenir les accidents industriels. Les entreprises doivent mettre en place des méthodes et des protocoles de sécurité solides pour identifier, évaluer et contrôler les risques associés à leurs opérations. Cela comprend l'utilisation d'équipements de protection individuelle, l'inspection régulière des installations et des machines, ainsi que la formation adéquate des travailleurs.

La sécurité dans le milieu industriel est une préoccupation cruciale pour garantir le bien-être des travailleurs et prévenir les accidents. En comprenant les risques, en mettant en œuvre des mesures préventives et en utilisant des méthodologies appropriées, les entreprises peuvent réduire les accidents et créer un environnement de travail sûr et sain. Ce qui fournira des informations précieuses sur les risques et les méthodologies pour promouvoir la sécurité industrielle et éviter les conséquences néfastes des accidents.

Skikda abrite de nombreuses installations industrielles, telles que des raffineries de pétrole et des usines pétrochimiques, ainsi que des installations de stockage et de transport de gaz naturel. Ces installations traitent des hydrocarbures dans le cadre de leurs opérations, et à cet effet, nous avons consacré notre étude dans un mémoire de maîtrise à la modélisation de divers risques dans l'unité 100 de la raffinerie de Skikda.

## Introduction générale

---

Dans notre travail de fin d'étude nous allons utiliser la méthode d'analyse quantitative des risques (QRA) et de faire une combinaison avec les logiciels SAFETI de modélisation des phénomènes dangereux liés aux opérations industrielles.

L'objectif de cette mémoire est de mettre en lumière les risques associés à l'unité de magnaforming en matière de gravité et fréquence. Ce qui manifeste ces résultats en matrice des risques associés puis les jugés selon le principe ALARP.

Donc notre mémoire est organisée de la manière suivante en 3 chapitres :

- Le premier chapitre (partie théorique) : décrire la démarche de gestion des risques et la démarche du QRA.
- Le deuxième chapitre est désigné pour la présentation de l'entreprise et de l'unité 100 de la raffinerie.
- Le troisième chapitre également consiste à l'application de la démarche proposée (démarche de QRA avec une modélisation par logiciel SAFETI).
- On conclut notre travail avec une conclusion générale.

*Chapitre I :*  
Généralités sur la gestion  
et l'évaluation des risques

## **Introduction**

La gestion et l'évaluation des risques sont des concepts clés dans de nombreux domaines, notamment dans les secteurs de l'entreprise, de la finance, de la santé, de l'environnement et de la sécurité. Les risques sont des événements ou des situations qui peuvent avoir des effets négatifs sur les objectifs d'une organisation ou d'une personne. La gestion des risques consiste à identifier, évaluer et atténuer ces risques pour minimiser les impacts négatifs sur l'organisation ou la personne.

L'évaluation des risques est une étape cruciale de la gestion des risques. Elle consiste à évaluer la probabilité et la gravité des risques identifiés pour déterminer leur niveau de criticité. Cette évaluation permet de hiérarchiser les risques et de concentrer les efforts de gestion sur les risques les plus critiques.

L'objectif de ce travail est de présenter les concepts clés de la gestion et de l'évaluation des risques, ainsi que les méthodes et les outils utilisés dans ces domaines. Nous examinerons également les différentes approches de gestion des risques et leurs avantages et inconvénients. Enfin, nous aborderons les enjeux éthiques liés à la gestion des risques et les défis à relever pour assurer une gestion efficace et responsable des risques.

### **I.1. Le risque "concepts généraux "**

#### **I.1.1 Notion des risques**

##### **❖ Danger**

Selon Desroches [1] et la norme IEC 61508 [2], le danger désigne une nuisance potentielle pouvant porter atteinte aux personnes, aux biens (détérioration ou destruction) ou à l'environnement. Les dangers peuvent avoir une incidence directe sur les personnes, par des blessures physiques ou des troubles de la santé, ou indirecte, au travers de dégâts subis par les biens ou l'environnement.

Le référentiel OHSAS 18001 / ISO 45001 [3] définit le danger comme étant une source ou une situation pouvant nuire par blessure ou atteinte à la santé, dommage à la propriété et à l'environnement du lieu de travail ou une combinaison de ces éléments.

##### **❖ Risque**

La perception des dommages potentiels liés à une situation dangereuse se rapporte à la notion de risque. Le terme risque à plusieurs significations. De même, les risques peuvent être de nature très variée et beaucoup de classifications ont été proposées.

Le risque est la mesure du niveau de danger, fonction de la probabilité d'occurrence de l'évènement indésirable et des conséquences (gravité) de cet évènement [4].

Selon OHSAS 18001 / ISO 45001[3], un risque est la combinaison de la probabilité et de la (des) conséquence (s) de la survenue.

Selon la définition du BIT : « Le risque est l'éventualité qu'un événement non désiré ayant des conséquences données survienne dans une période donnée ou dans des circonstances données, cette éventualité étant exprimée selon le cas en termes de fréquence (nombre d'évènements donnés par unité de temps) ou en termes de probabilité (probabilité que se produise un événement donné à la suite d'un événement préalable). » [5].

#### ❖ Accident

Selon OHSAS 18001 / ISO 45001[3], l'accident est un événement imprévu entraînant la mort, une détérioration de la santé, des lésions, des dommages ou autres pertes.

**Tableau I.1** : Recueil des plus importants accidents industriels survenus dans le monde entre 2003-2014 [6].

Date d'accident	Type d'accident	Domage d'accident
27 Juillet 2003, Karachi (Pakistan)	Anurag du Tasman Spirit,	40 000 tonnes de pétrole brut se déversent dans la mer.
30 juillet 2004, Ghislenghien (Belgique)	Explosion d'un important gazoduc	24 morts et 132 blessés.
11 décembre 2005, Catastrophe de Buncefield (Angleterre)	Incendie dans un terminal pétrolier	Un des plus graves incendies d'Europe qui dura deux jours, 43 personnes blessées.
19 January 2004, Sonatrach, (Skikda, Algeria.)	Explosion	27 morts
11 mars 2011, centrale nucléaire de Fukushima Daiichi (Japon)	Accident nucléaire	18 000 morts
4 mars 2012, Brazzaville (République du Congo)	Explosion	La mort de 282 personnes. L'accident a fait plus de 2 300 blessés et détruit des milliers d'habitations.
17 Avril 2013, West (Texas)	Explosion	La mort de 14 personnes et plus de 200 autres blessées.
22 Novembre 2013, Qingdao en Chine	Explosion d'un oléoduc	47 personnes tuées, principalement des ouvriers qui tentaient de colmater une fuite.
13 Mai 2014, Manisa, en Turquie	Explosion	La mort de plus de 282 employés.

L'ampleur et la fréquence de ces accidents ont suscité de nombreux efforts sur les études de risques afin de mieux les prévenir, les prévoir et les gérer.

#### ❖ Sécurité

La sécurité est souvent définie par rapport à son contraire : elle serait l'absence de danger, d'accident ou de sinistre. Selon A. Desroches, et al [7], la sécurité concerne la non occurrence d'évènements pouvant diminuer ou porter atteinte à l'intégrité du système, pendant toute la durée de l'activité du système, que celle-ci soit réussie, dégradée ou ait échoué.

Et suivant le guide ISO/CEI [8] élaboré par l'iso sur la terminologie du management du risque, la sécurité est l'absence de risque inacceptable, de blessure ou d'atteinte à la santé des personnes, directement ou indirectement, résultant d'un dommage au matériel ou à l'environnement.

#### ❖ Incident

Le terme incident peut être défini comme une occurrence, une condition ou une situation survenant au cours d'une activité professionnelle qui a entraîné ou qui aurait pu entraîner des blessures, des maladies, des problèmes de santé ou des décès.

Incident est employé dans certaines situations et dans certaines administrations pour désigner à la fois un « accident » et un « incident ». Certains affirment que le mot « accident » attribue implicitement l'événement à une question de chance ou au destin. Une fois la cause fondamentale déterminée, on constate habituellement que de nombreux événements étaient prévisibles et auraient pu être évités si les mesures appropriées avaient été prises, éliminant de ce fait l'intervention du destin ou de la chance : c'est précisément la raison pour laquelle le mot « incident » est utilisé dans de tels cas. Afin de simplifier notre propos, nous engloberons tous ces types d'événements sous le terme « incident » [9].

### **I.1.2. Gestion du risque**

La gestion des risques est une opération commune à tout type d'activité. Les objectifs visés peuvent concerner par exemple :

- Le gain de rentabilité et de productivité ;
- La gestion des coûts et des délais ;
- La qualité d'un produit...

La gestion du risque peut être définie comme l'ensemble des activités coordonnées en vue de réduire le risque à un niveau jugé tolérable ou acceptable. Cette définition, cohérente avec les concepts présentés dans les guides ISO/CEI 51 et 73, s'appuie, ainsi, sur un critère d'acceptabilité du risque [10].

De manière classique, la gestion du risque est un processus itératif qui inclut notamment les Phases suivantes (voir Figure I.1) :

- Appréciation du risque (analyse et évaluation du risque) ;
- Acceptation du risque ;
- Maîtrise ou réduction du risque.

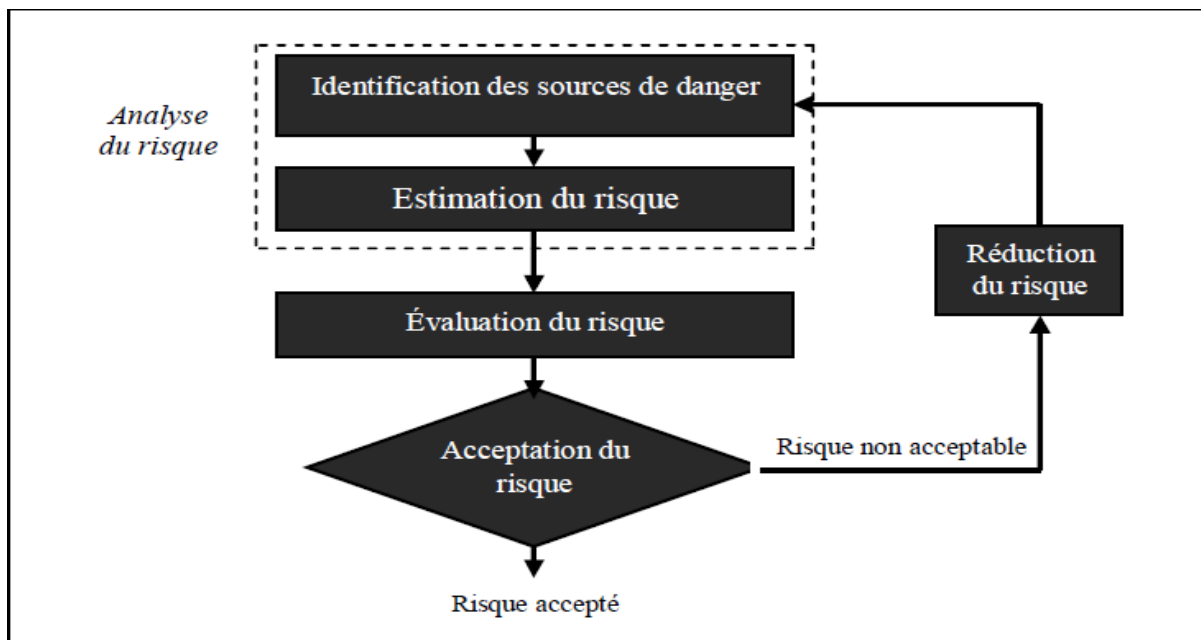


Figure I.1: Processus de gestion du risque [11].

#### ❖ Analyse du risque

L'analyse du risque est définie dans le guide ISO/CEI 51 : 1999[8] comme « l'utilisation des informations disponibles pour identifier les phénomènes dangereux et estimer le risque ». L'analyse des risques vise tout d'abord à identifier les sources de dangers et les situations associées qui peuvent conduire à des dommages sur les personnes, l'environnement ou les biens. Dans un second temps, l'analyse des risques permet de mettre en lumière les barrières de sécurité existante en vue de prévenir l'apparition d'une situation dangereuse (barrières de

prévention) ou d'en limiter les conséquences. (Barrières de protection). Consécutivement à cette identification, il s'agit d'estimer les risques en vue de hiérarchiser les risques identifiés au cours de l'analyse et de pouvoir comparer ultérieurement ce niveau de risque à un niveau jugé acceptable [10].

### ❖ **Évaluation du risque**

L'évaluation du risque désigne une procédure fondée sur l'analyse du risque pour décider si le risque tolérable est atteint. En pratique, cette phase peut être accompagnée d'une quantification détaillée et précise (simplifiée) par opposition à l'estimation des risques qui reste très des grandeurs qui caractérisent le risque [10].

### ❖ **Réduction du risque**

La réduction du risque (ou maîtrise du risque) désigne l'ensemble des actions ou dispositions entreprises en vue de diminuer la probabilité ou la gravité des dommages associés à un risque particulier. De telles mesures doivent être envisagées dès lors que le risque considéré est jugé inacceptable.

De manière très générale, les mesures de maîtrise du risque concernent :

- La prévention, c'est-à-dire réduire la probabilité d'occurrence de la situation de danger à l'origine du dommage ;
- La protection, visant à limiter la gravité du dommage considéré.

Les mesures de réduction du risque doivent être envisagées et mises en œuvre tant que le risque est jugé inacceptable [10].

### ❖ **Acceptabilité du risque**

La notion d'acceptabilité permet de distinguer ce qui peut être, dans les pertes occasionnées par la manifestation d'un aléa, perçu comme tolérable par les parties prenantes. Cette notion peut évoluer avec le temps suivant la progression de l'information de même que la culture du risque [12].

Cette notion, définie à travers un ensemble de critères « critères d'acceptabilité » (appelés aussi « niveaux du risque ou niveaux d'intolérable ») et rendue opérationnelle au niveau de la grille de criticité, permet d'améliorer, de réviser ou de proposer des mesures de réduction du risque et de ce fait, de reconsidérer les pratiques d'analyse et d'évaluation des risques.

### I.1.3. Classification des risques

Dans la littérature, on trouve plusieurs classifications des risques [10], l'analyse des risques permet de les classer en cinq grandes familles :

- ❖ Les risques naturels : inondation, feu de forêt, avalanche, tempête, séisme, etc. ;
- ❖ Les risques technologiques : d'origine anthropique, ils regroupent les risques industriels, nucléaires, biologiques, ruptures de barrage, etc. ;
- ❖ Les risques de transports collectifs (personnes, matières dangereuses) : sont aussi considérés comme des risques technologiques ;
- ❖ Les risques de la vie quotidienne : accidents domestiques, accidents de la route, etc. ;
- ❖ Les risques liés aux conflits.

Une des classifications les plus répandues est de classer les risques en deux catégories : les risques naturels et les risques liés à l'activité humaine.

Selon cette classification,

- Les risques peuvent être naturels dans le sens où ils ont trait à un événement sans cause humaine directe avérée. Les causes directes supposées ou indirectes ne doivent pas modifier cette distinction.
- Les risques liés à l'activité humaine recouvrent un ensemble de catégories de risques

Divers :

- ✓ Les risques techniques, technologiques, industriels et nucléaires ;
- ✓ Les risques liés aux transports ;
- ✓ Les risques sanitaires ;
- ✓ Les risques économiques, financiers, managériaux ;
- ✓ Les risques médiatiques ;
- ✓ Les risques professionnels.

## I.2. Incendie

### I.2.1. Qu'est-ce qu'un incendie ?

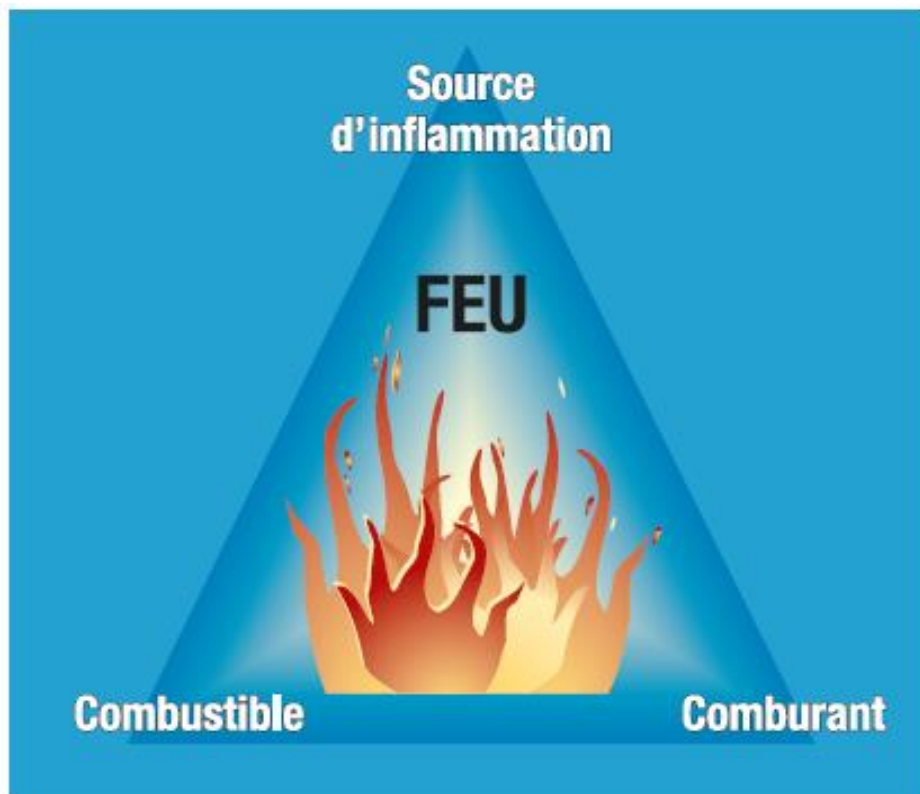
L'incendie est une combustion qui se développe sans contrôle dans le temps et dans l'espace, contrairement au feu qui est une combustion maîtrisée.

Le processus de combustion est une réaction chimique d'oxydation d'un combustible par un comburant, cette réaction nécessitant une source d'inflammation pour être initiée [13].

### I.2.2. Le triangle du feu

Pour qu'une combustion soit possible, il faut présence simultanée : [13]

- ❖ **Combustible** : Matière capable de brûler (bois, papier, charbon, essence, butane...).
- ❖ **Comburant** : Matière qui, en se combinant avec un combustible, permet la combustion (oxygène, air, peroxyde...).
- ❖ **Source d'inflammation** : Source présentant l'énergie nécessaire au démarrage de la réaction chimique de combustion (flamme nue, étincelle, surface chaude, travail par points chauds...).



**Figure I.2:** Triangle de feu.

L'absence d'un des trois éléments empêche le déclenchement de la combustion. Étant donné que le comburant (oxygène de l'air) est toujours présent sur les lieux de travail, qu'il y a presque toujours des combustibles (matériaux de construction, produits manipulés, stockés,

fabriqués...) et des sources d'inflammation, tous les établissements présentent des risques d'incendie.

### I.2.3. Conséquences de l'incendie

➤ **Humaines** : Les principaux effets d'un incendie sur l'homme sont liés : [13]

#### ■ *Aux fumées et aux gaz*

La première cause de décès lors des incendies est due aux fumées. Celles-ci peuvent agir par :

- Asphyxie, liée à la baisse du taux d'oxygène : la concentration en oxygène dans l'air est de 21 % ; lors d'un incendie dans un milieu fermé, cette concentration diminue rapidement ;
- Intoxication par les produits de combustion : parmi tous les gaz produits
- Acide cyanhydrique (HCN), oxydes d'azote (Nox), acide fluorhydrique (HF)...
- Le monoxyde de carbone (CO) reste le toxique majoritaire en quantité dans toute combustion de matériaux. Il est inodore et donc non décelable en début d'incendie. D'autres produits de combustion très toxiques peuvent être émis en fonction des matériaux : citons l'exemple des produits de dégradation de certaines matières plastiques (voir Base de données de l'INRS « Plastiques, risques et analyse thermique »).

L'opacité et le caractère incapacitant des fumées présentent également l'inconvénient majeur de gêner l'évacuation des occupants et l'intervention des secours.

#### ■ *À la chaleur et aux flammes*

Le risque thermique engendrera principalement des brûlures (les flammes ont une température de 600 à 1200 °C) ; de plus, l'effet lumineux des flammes peut constituer un danger pour les yeux.

#### ■ *À l'effondrement des structures*

La chaleur dégagée durant un incendie réduit la résistance mécanique des structures avec risque de ruine de tout ou partie des bâtiments (par exemple, l'acier perd la moitié de sa résistance mécanique dès 550 °C). Un effondrement peut concerner du personnel n'ayant pas encore évacué ou les équipes de secours lors de leur intervention.

Enfin, il ne faut pas oublier que la destruction par le feu d'un établissement entraîne très souvent sa fermeture temporaire voire définitive, provoquant ainsi des phénomènes d'angoisse et de stress liés aux incertitudes quant à l'avenir.

➤ **Matérielles**

L'incendie est destructeur à deux niveaux : aux conséquences directes du feu s'ajoutent les dégâts dus aux produits de combustion et à ceux utilisés pour l'éteindre (eau, poudre...).

L'outil de travail peut être purement et simplement détruit. À défaut, il peut être largement dégradé par les dépôts de résidus charbonneux, l'aspersion d'eau ou d'agents extincteurs. Les pertes d'exploitation venant s'ajouter aux dégâts, les conséquences d'un incendie pour l'entreprise sont souvent économiquement irrémédiables.

➤ **Environnementales**

L'environnement est également touché : pollutions dues à l'utilisation des produits extincteurs (mousses notamment), pollutions diverses de l'eau ou des sols entraînées jusqu'à la nappe phréatique par les eaux de ruissellement, pollution de l'air par les gaz de combustion (toxiques ou corrosifs).

#### **I.2.4. Les classe de feux**

Pour lutter efficacement contre un début d'incendie, il faut utiliser l'agent extincteur approprié à la nature de feu [14].

- Classe A : Feux « secs » ou « braisant ». Feux de matériaux solides formant des braises (bois, papier, tissu...)
- Classe B : Feux « gras ». Feux de liquides ou de solides liquéfiables (essence, alcool, huile...)
- Classe C : Feux de « gaz » (butane, propane, gaz de ville...)
- Classe D : Feux de métaux (sodium, uranium, magnésium, aluminium...)
- Classe F : Feux d'huiles et auxiliaires de cuisson (ex : friteuse).

#### **I.2.5. Les effets de l'incendie**

❖ *Les fumées*

Les fumées sont constituées de gaz de combustion et sont chargées de particules solides de produits imbrûlés souvent portés à température élevée.

*❖ Les gaz de combustion*

Ces gaz sont chauds et très toxiques (ex. CO = incolore, inodore). Ce sont ces gaz qui sont à l'origine de la diminution de l'oxygène dans le local en feu.

*❖ La chaleur - les flammes*

L'augmentation thermique entraîne la déformation et la destruction des matériaux avec parfois effondrement des structures.

*❖ La brûlure pouvant entraîner la mort*

Les brûlures peuvent être externes par contact ou internes par inhalation de gaz chauds. Si une personne est atteinte par des flammes, immobilisez-la rapidement au sol, étouffez les flammes avec une couverture anti-feu, un vêtement, une blouse [15].

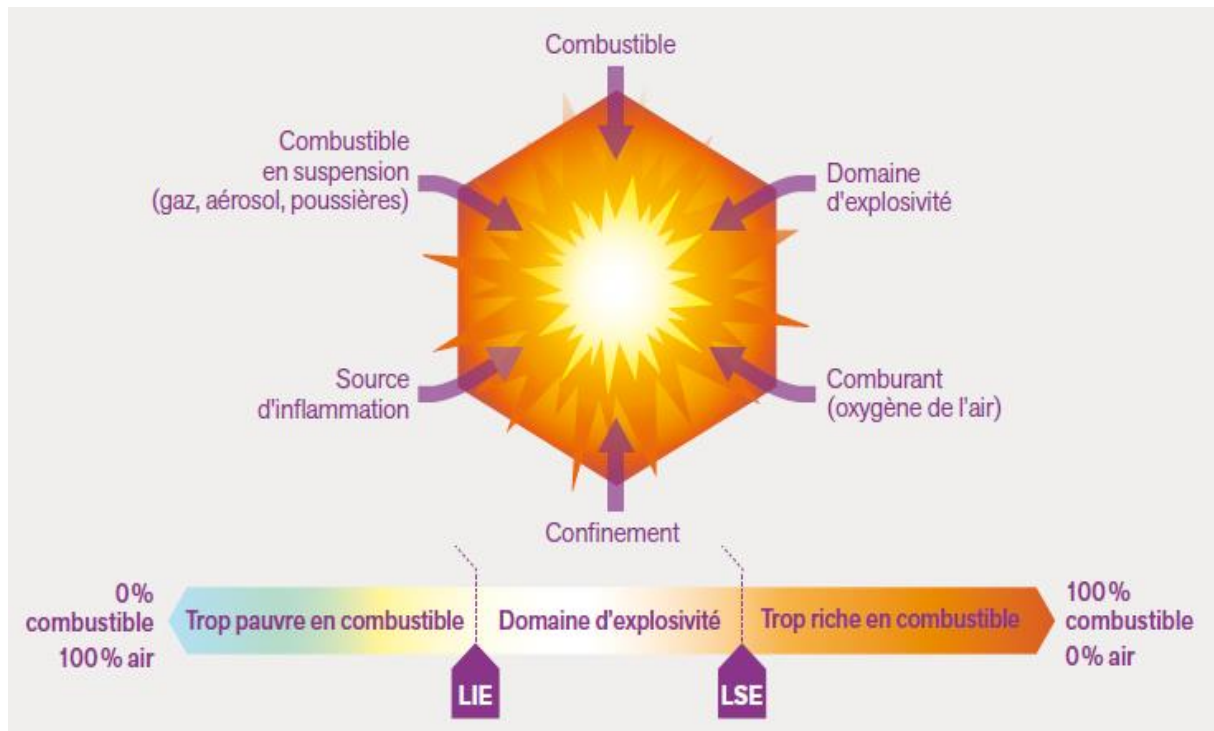
**I.3.L'explosion**

L'explosion se définit par une réaction brusque d'oxydation ou de décomposition entraînant une élévation de température, de pression ou les deux Simultanément.

De nombreuses substances sont susceptibles, dans certaines conditions, de provoquer des explosions. Ce sont les gaz, les vapeurs, les brouillards et les Poussières combustibles (telles que l'hydrogène, l'éthanol, la farine, le sucre, la poudre de lait, les céréales, les poussières de bois, de métaux, de plastiques...).

Il ne peut y avoir explosion qu'après formation d'une atmosphère explosive (ATEX) [16]. Celle-ci résulte d'un mélange d'air et de substances combustibles dans des Proportions permettant l'explosion en cas de présence d'une source d'inflammation d'énergie suffisante. Par analogie avec le **triangle du feu** [13], les conditions Pour qu'une explosion d'ATEX ait lieu, peuvent être représentées par un hexagone [17].

*❖ Hexagone de l'explosion*



**Figure I.3** : Hexagone de l'explosion et domaines d'explosivité [18].

*Pour qu'une ATEX puisse exploser, il faut la présence simultanément [18]*

- D'un comburant (en général l'oxygène de l'air) ;
- D'un combustible ;
- D'une source d'inflammation ;
- Du combustible en suspension dans l'air sous forme de gaz/ vapeurs, d'aérosol ou de poussières ;
- Du combustible dans son domaine d'explosivité ;
- D'un confinement suffisant (en l'absence de confinement, on obtient un phénomène de combustion rapide sans effet notable de pression, type boule de feu).

#### ❖ **Domaine d'explosivité**

Domaine de concentrations du combustible dans l'air à l'intérieur duquel le mélange est susceptible d'exploser en présence d'une source d'inflammation. Le domaine d'explosivité est encadré par la LIE (limite inférieure d'explosivité) et la LES [17] (limite supérieure d'explosivité).

Sur le lieu de travail, des atmosphères explosives peuvent se former, en raison de la présence de :

- *Gaz et vapeurs* : combustibles pour les installations de chauffage ou de séchage, gaz combustibles stockés, vapeurs de solvants inflammables ou combustibles stockés ou manipulés ;

- *Poussières combustibles* : susceptibles de constituer avec l'air des nuages explosifs lors d'opérations courantes (chargement ou déchargement de produits pulvérulents, dépoussiérage de filtres...) : farine, sucre, poussières de bois, de céréales, de métaux, de résine, le noir de carbone...
- *En fonctionnement* : normal dans des locaux fermés ou peu ventilés où s'évaporent des solvants inflammables ou combustibles (postes de peinture, collage, nettoyage de réservoirs...) ou au voisinage des orifices des réservoirs de stockage de ces liquides, à proximité des trémies où sont déversés des produits pulvérulents combustibles ; [17]
- *Accidentellement* : en raison de l'élévation de température d'un produit, de la mise en suspension d'une couche de poussière de matière combustible, de fuites de récipients, de fuites sur des canalisations de liquides, de gaz inflammables ou de poussières combustibles...

#### ❖ **Conséquences d'une explosion**

Une réaction de combustion dans le régime de l'explosion est extrêmement rapide. Elle donne lieu à une augmentation brutale de pression (provoquant un effet de souffle) accompagnée de flammes.

Cette surpression brutale a des effets dévastateurs, aussi bien sur l'homme (rupture du tympan, lésions graves aux oreilles ou aux poumons, décès immédiat) que sur les constructions (bris de vitres, effondrement des murs, dégradation des structures et des installations...).

La zone de flamme peut envahir un volume dix fois supérieur à celui de l'atmosphère explosive initiale. Elle est à l'origine de brûlures pour les personnes et peut rapidement initier un départ d'incendie [17].

#### ❖ **Données statistiques**

Si les explosions représentent un faible nombre d'accidents du travail, leur gravité est souvent supérieure à celle d'autres accidents, pouvant aller jusqu'au décès de la personne accidentée.

Selon les statistiques de la direction des risques professionnels de la Caisse nationale de l'assurance maladie (CNAM) [19], par an, suite à une explosion, on dénombre en moyenne, sur les dix dernières années, 150 accidents ayant engendré un arrêt de travail dont 25 accidents graves.

## **I.4. Les méthodes d'analyse du risque**

### **I.4.1. L'analyse dysfonctionnelle**

L'analyse dysfonctionnelle a pour objectif d'identifier les causes et les conditions pouvant conduire à une situation dangereuse (défaillances), et à prévoir leurs conséquences (effets) sur la fiabilité, la disponibilité, la maintenabilité, et la sécurité du système étudié.

Plusieurs des méthodes d'analyse dysfonctionnelle sont utilisées afin d'identifier les scénarios d'accident tel que : HAZOP, AMDEC, APR, et Dans notre projet d'étude, on va appliquer la méthode HAZOP à cause de certains avantages :

#### **I.4.1.1. Définition et historique de la méthode HAZOP**

La méthode HAZOP, a été développée par la société impériale chemical industries (ICI) en début des années 1970 [20]. Elle a depuis été adaptée dans différents secteurs d'activité. L'union des industries chimiques (UIC) [21] a publié en 1980 une version française de cette méthode dans son cahier de sécurité n°2 intitulés « étude de sécurité sur schéma de circulation des fluides ». Considérant de manière systématique les dérives des paramètres d'une installation en vue d'identifier les causes et les conséquences, cette méthode est particulièrement utile pour l'examen des systèmes thermo-hydrauliques, pour lesquels des paramètres comme le débit, la température, la pression, le niveau, la concentration... sont particulièrement importants pour la sécurité de l'installation [22].

De par sa nature, cette méthode requiert notamment l'examen de schéma et plan de circulation des fluides ou schéma P&ID (piping and instrumentation diagramme).

#### **❖ Objectifs de la méthode**

Les principaux objectifs d'un HAZOP sont [22] :

- Identifier et évaluer les risques au sein d'un processus ou une opération planifiée.
- Identifier les problèmes d'exploitation ou de qualité importants.
- Identifier les problèmes pratiques liés à des opérations de maintenance.

#### **❖ Le déroulement de la méthode**

Le déroulement de l'HAZOP est selon les étapes suivantes [22] :

- 1- Choisir une ligne ou la maille ;
  - 2- Choisir un paramètre de fonctionnement ;
  - 3- Retenir un mot-clé et générer une dérive ;
  - 4- Vérifier que la dérive est crédible, si oui, passer au point 5, si non revenir au point 3
  - 5- Identifier les causes et les conséquences potentielles de cette dérive ;
  - 6- Examiner les moyens visant à détecter cette dérive ainsi que ceux prévus pour en prévenir l'occurrence ou en limiter les effets ;
  - 7- Proposer le cas échéant des recommandations et améliorations ;
  - 8- Retenir un nouveau mot-clé pour le même paramètre et reprendre l'analyse au point 3 ;
  - 9- Lorsque tous les mots-clés ont été considérés, retenir un nouveau paramètre et reprendre l'analyse au point 2 ;
  - 10- Lorsque toutes les phases de fonctionnement ont été envisagées, retenir une nouvelle ligne et reprendre l'analyse au point 1 ;
- Le tableau de l'HAZOP est comme suite :

**Tableau I.2.** : Représente la méthode HAZOP [22]

Unité / Opération :						Ligne /Équipement :		
Paramètre :								
01	02	03	04	05	06	07	08	09
N°	Mot- clé	Déviaton	Causes	Conséquences	Détection	Sécurités existantes	Propositions d'amélioration	Observations

❖ **Estimation des fréquences des scénarios**

Cette étape, et Comme nous l'avons dit en parlant de l'estimation dans les étapes de « risk

assessment », elle permet de déterminer le niveau de probabilité et de gravité de chaque risque. La méthode AdD aide à cette estimation, d'une autre façon elle permet de rechercher toutes les causes des évènements indésirables et de calculer leurs fréquences.

#### I.4.1.2. Définition et Historique de l'AdD

L'analyse par l'AdD fut historiquement la première méthode mise au point de vue de procéder à un examen systématique des risques. Elle a été élaborée au début des années 1960 par la compagnie américaine BELL TELEPHONE et fut expérimentée pour l'évaluation de la sécurité des systèmes de tir missiles.

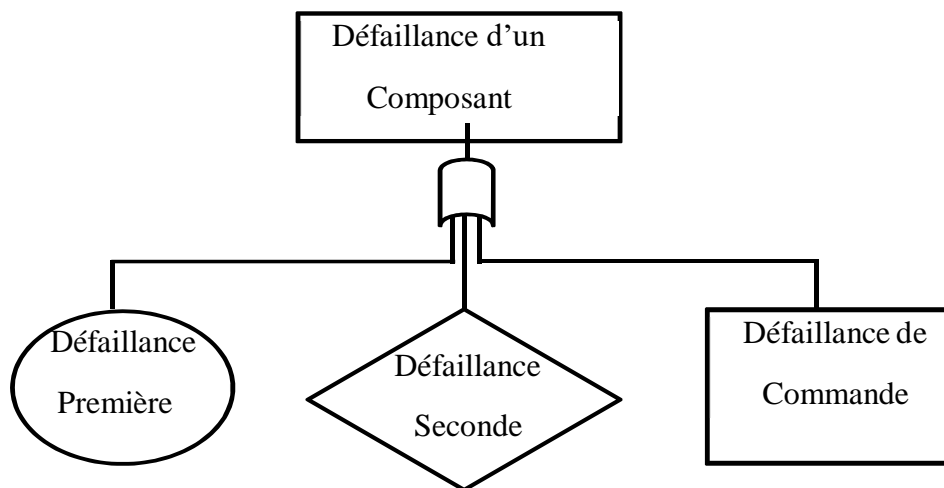
Maintenant l'analyse par l'AdD est appliquée dans des nombreux domaines tels que l'aéronautique, le nucléaire, l'industrie chimique, ... etc., elle est également utilisée pour analyser à posteriori les causes d'accidents qui se sont produits [23].

##### ❖ L'objectif de l'AdD

L'objectif principal de l'analyse par l'AdD étant de déterminer les causes réelles qui ont conduit à l'accident [23].

##### ❖ Construction de l'AdD

La figure suivante permet d'introduire la composition générale de l'AdD [23]



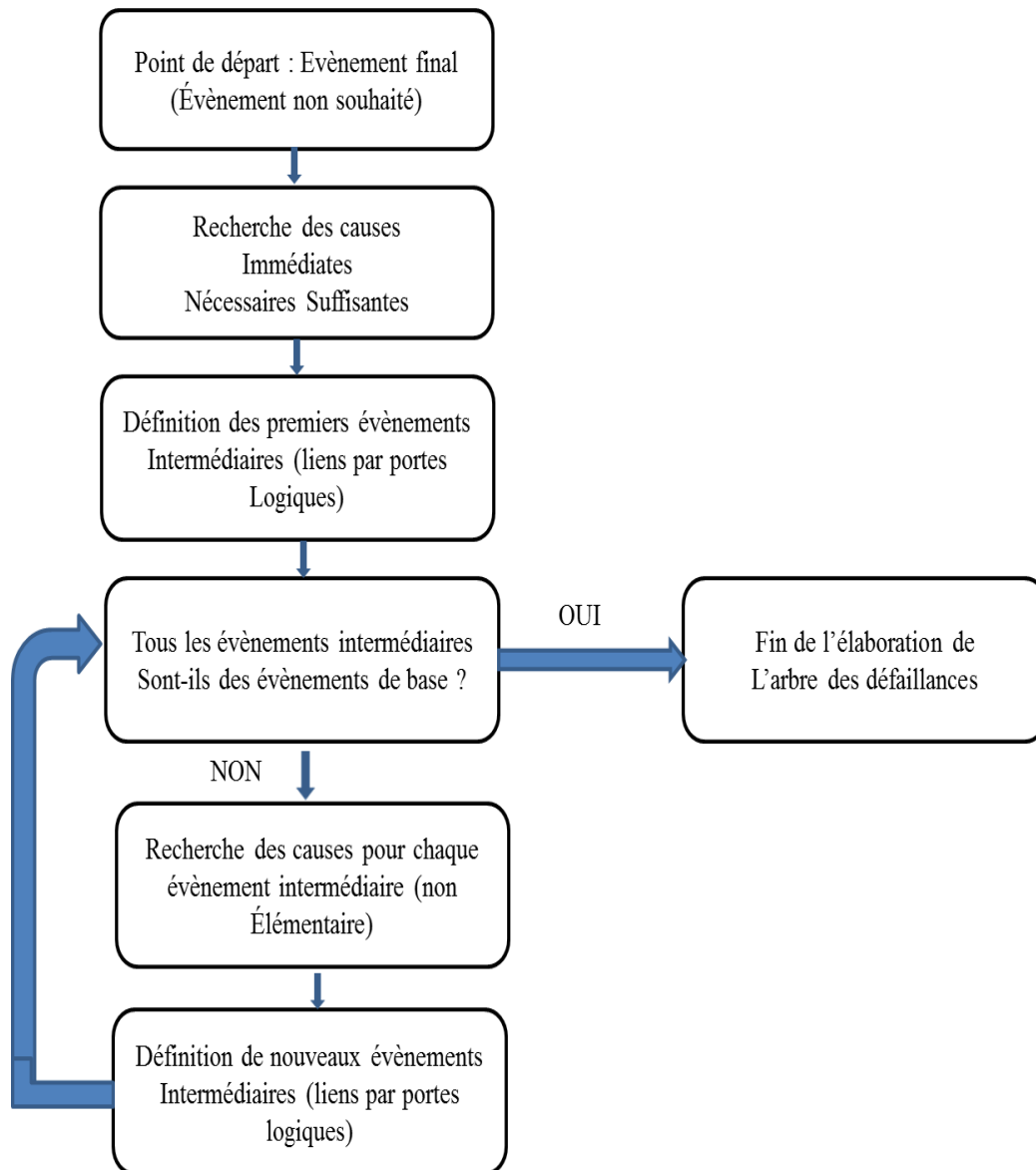
**Figure I.4 :** Arbre de défaillances d'un composant.

##### ❖ L'élaboration de l'AdD

La construction de l'AdD vise à déterminer les enchainements d'évènements pouvant

conduire à l'évènement final retenu. Cette analyse se termine lorsque toutes les causes potentielles correspondent à des évènements élémentaires [24].

L'élaboration de l'AdD suit le déroulement présenté en figure suivant :



**Figure I.5:** démarche pour l'élaboration de l'arbre des défaillances [25].

L'arbre de défaillances AdD se compose de 3 composants sont

- L'évènement indésirable (EI) ;
- Les évènements ;
- Les portes logiques ;

❖ *L'évènement indésirable*


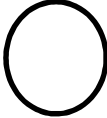
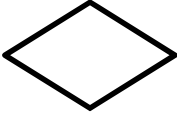
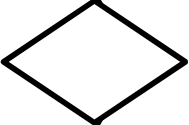
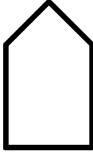

L'analyse par l'AdD se concentre sur un évènement particulier qualifié « d'indésirable » parce qu'on ne souhaite évidemment pas le voir se réaliser !

Cet évènement devient « sommet » de l'arbre et l'analyse a pour but d'en déterminer toutes les causes. Souvent, cet évènement est un évènement catastrophique.

#### ❖ *Les évènements*

Les symboles habituellement utilisés sont représentés dans le tableau suivant :

**Tableau I.3:** les symboles utilisés pour les évènements de l'AdD [23]

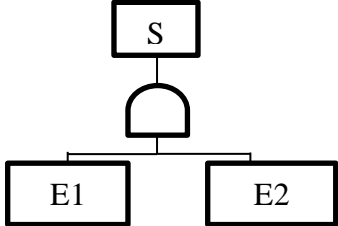
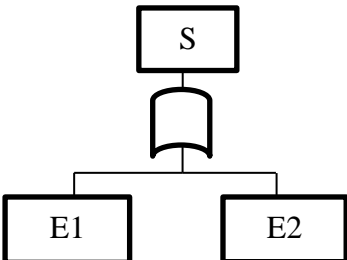
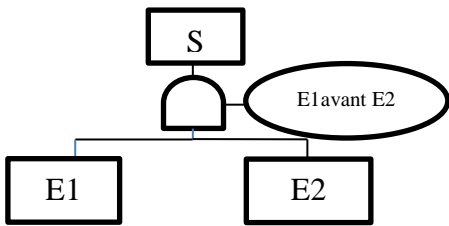
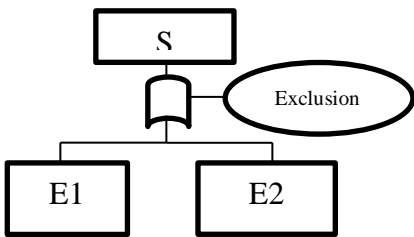
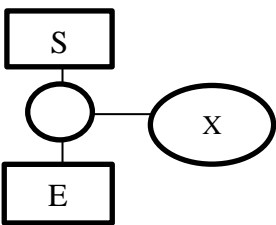
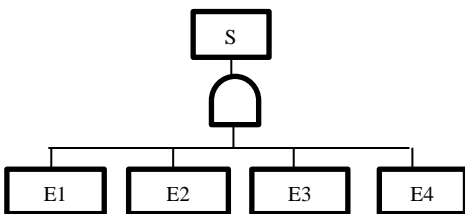
Symbole	Nom du symbole	Signification du symbole
	Rectangle	Représentation d'un évènement (évènement indésirable ou intermédiaire) résultant de la combinaison d'autres évènements par l'intermédiaire d'une porte logique.
	Cercle	Représentation d'un évènement élémentaire ne nécessitant pas de futur développement.
	Losange	Représentation d'un évènement qui ne peut être considéré comme élémentaire mais dont les causes ne sont pas et ne seront pas développées.
	Double Losange	Représentation d'un évènement dont les causes ne sont pas encore développées mais le seront ultérieurement.
	Maison	Représentation d'un évènement de base qui est un évènement survenant normalement pendant le fonctionnement du système.
	Ovale	Représentation d'un évènement conditionnel qui peut être utilisé avec certaines portes logiques.

#### ❖ *Les portes logiques*

Les portes logiques lient les évènements suivants des relations de causalité [23].

Les principaux symboles généralement utilisés sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau I.4 : Les portes logiques.

Symbole	Nom du symbole	Signification du système
	Porte « ET »	L'évènement de sortie (s) de la porte ET est généré si tous les évènements d'entrée (E1, E2, E3, ...) sont présents simultanément
	Porte « OU »	L'évènement de sortie (s) de la porte OU est généré si l'un au moins des évènements d'entrée (E1, E2, E3, ...) est présent
	Porte « ET avec condition »	L'évènement de sortie (s) de la porte ET est généré si tous les évènements d'entrée (E1, E2) sont présents et si la condition (E1 avant E2) est réalisée.
	Porte « OU avec condition »	L'évènement de sortie (s) de la porte OU est généré si l'un au moins des évènements d'entrée (E1 ou E2) est présent et si la condition est réalisée (il faut que E1 et E2 ne soient pas présents simultanément)
	Porte « SI »	L'évènement de sortie (s) est généré si l'évènement d'entrée (E1) est présent et si la condition X est réalisée.
	Porte « COMBINAISON m/n » (ici 2/4)	L'évènement de sortie (s) est généré si 'm' des 'n' évènements d'entrée sont présents (ici il suffit que 2 des évènements E1, E2, E3, E4 soient présents).

❖ **Les coupes minimales –réduction de l'arbre- :**

La recherche des coupes minimales est effectuée à partir des règles de l'algèbre de « BOOLE ».

Quelques-unes des principes règles de l'algèbre de « BOOLE » sont résumées dans le tableau suivant [22] :

**Tableau I.5:** Les coupes minimales [22].

Propriétés	Produit (ET)	Somme (OU)
Commutativité	$A \cdot B = B \cdot A$	$A + B = B + A$
Idempotence	$A \cdot A = A$	$A + A = A$
Absorption	$A (A + B) = A$	$A + A \cdot B = A$
Association	$A \cdot (B \cdot C) = (A \cdot B) \cdot C$	$A + (B + C) = (A + B) + C$
Distributivité	$A \cdot (B + C) = (A \cdot B + A \cdot C)$	$A + B \cdot C = (A + B) (A + C)$

❖ **L'exploitation de L'AdD**

Cette exploitation de l'AdD peut être réalisée de manière qualitative et quantitative, elle nécessite au préalable de traiter les résultats fournis au cours de la construction de l'arbre.

❖ *L'exploitation qualitative* : vise à examiner dans quelle proportion une défaillance correspondant à un évènement de base peut se propager dans l'enchaînement des causes jusqu'à l'évènement final. Pour cela, tous les évènements de base sont supposés équiprobables et on étudie le cheminement à travers les portes logiques d'évènement ou de combinaisons d'évènements jusqu'à l'évènement final.

Une défaillance se propageant à travers le système en ne rencontrant que des portes

« OU » est susceptible de conduire très rapidement à l'évènement final. A l'inverse, un cheminement s'opérant exclusivement à travers des portes « ET » indique que l'occurrence de l'évènement final à partir de l'évènement ou la combinaison d'évènements de base est moins probable et démontre ainsi une meilleure prévention de l'évènement final.

Plus l'ordre d'une coupe minimale est petit, plus l'occurrence de l'évènement final suivant ce chemin critique peut paraître probable [25].

❖ *L'exploitation quantitative* : vise à estimer à partir des probabilités d'occurrence des évènements de base, la probabilité d'occurrence de l'évènement final ainsi que des

évènements intermédiaires.

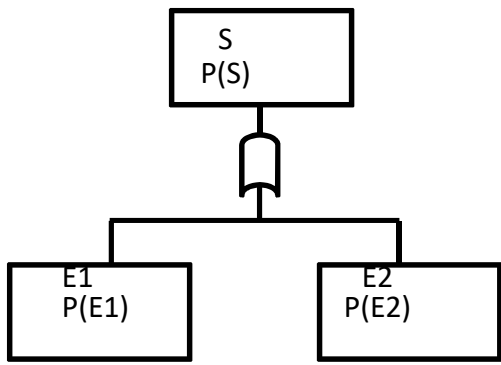
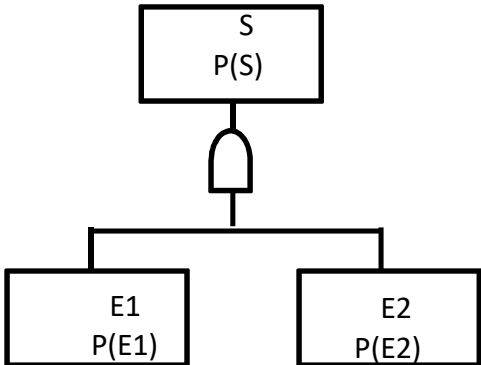
En pratique il est souvent difficile d'obtenir des valeurs précises de probabilités des évènements de base.

En vue de les estimer, il est possible de faire appel à :

- Des bases des données ;
- Des jugements d'experts ;
- Des essais lorsque cela est possible ;
- Retour d'expérience sur l'installation ou des installations analogues ;

A partir de probabilités de ces évènements de base, il s'agit de remonter dans l'arbre des défaillances en appliquant les règles suivantes :

**Tableau I.6:** Les probabilités des évènements de base.

Porte « OU »	Porte « ET »
	
<p> <math display="block">P(S) = P(E1) + P(E2) - P(E1) \cdot P(E2)</math>                     (Théorème de POINCARRE)                      Lorsque la probabilité des évènements de base est faible, il est possible de négliger le produit <math>P(E1) \cdot P(E2)</math> et de considérer <math>P(S) = P(E1) + P(E2)</math> </p>	<p> <math display="block">P(S) = P(E1) \cdot P(E2)</math> </p>

**I.4.1.3. Elaboration de l'AdE**

❖ **Historique et domaine d'application**

L'analyse par l'AdE a été développée au début des années 1970 pour l'estimation du risque lié aux centrales nucléaires à eau légère. Particulièrement utilisée dans le domaine du nucléaire, son utilisation s'est étendue à d'autres secteurs d'activité.

Cette méthode est aussi utilisée dans le domaine de l'analyse après accidents en vue d'expliquer les conséquences observées résultants d'une défaillance du système [25].

❖ **Déroulement**

La démarche généralement retenue pour réaliser une analyse par l'AdE est la suivant :

- Définir l'évènement initiateur à considérer ;
- Identifier les fonctions de sécurité prévue pour y faire face ;
- Construire l'arbre ;
- Décrire et exploiter les conséquences d'évènements identifiés ;

➤ **Construction**

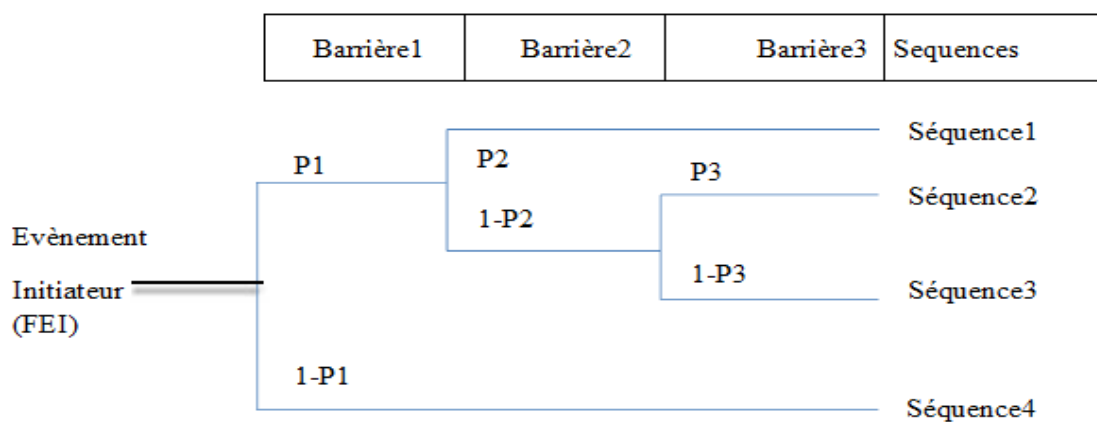
La construction de l'arbre consiste, à partir de l'évènement indésirable, à envisager soit le bon fonctionnement soit la défaillance de première fonction de sécurité [25].

- L'évènement initiateur est représenté schématiquement par un trait horizontal ;
- Le moment où on doit survenir la première fonction de sécurité est représenté par un nœud ;
- La branche supérieure correspond généralement au succès de la fonction de sécurité et la branche inférieure à la défaillance de cette fonction.
- La suite de la méthode consiste à examiner le développement de chaque branche de manière itérative en considérant systématiquement le fonctionnement ou la défaillance de la fonction de sécurité suivante.

➤ **Exploitation**

La réalisation d'un Ade permet en définitive de déterminer la probabilité d'occurrence des différentes conséquences à partir des conséquences identifiées [25].

L'arbre suivant est un exemple de l'exploitation de l'AdE :



**Figure I.6** : Exemple de l'exploitation de l'AdE [25].

La fréquence de chaque séquence est calculée comme suite :

$$FS1 = FEI * P1 * P2 \quad (1)$$

$$FS2 = FEI * P1 * (1-P2) * P \quad (2)$$

$$FS3 = FEI * P1 * (1-P2) * (1-P3) \quad (3)$$

$$FS4 = FEI * (1-P1) \quad (4)$$

#### ❖ **Analyse des conséquences**

Après l'application de ces méthodes d'analyse afin d'identifier et d'estimer les risques on doit passer vers l'étape de l'analyse des résultats de cette estimation, pratiquement on fait appel à certains logiciels informatiques pour faciliter cette analyse et pour prendre aussi des résultats plus précises et exactes.

Dans mon projet fin d'étude je vais utiliser le logiciel SAFETI.

### **I.5.logiciel SAFETI**

#### ❖ **Description de l'outil SAFETI**

SAFETI est un logiciel utilisé pour évaluer les situations présentant des risques potentiels pour le personnel, les installations et l'environnement, et pour mesurer la gravité de ses situations. [DNV SAFETI .2006] [26] SAFETI appartient à une gamme de produits développée par DNV Software, reconnu comme le leader mondial dans le domaine de l'évaluation du risque d'accident industriel majeur. Tout naturellement il a été adopté par de nombreuses entreprises internationales de premier plan et par des gouvernements comme un précieux outil d'aide à la décision en matière de risque industriel et de sécurité publique.

SAFETI examine la progression d'un incident potentiel de la fuite initiale à la dispersion en champ lointain, incluant la modélisation de l'épandage et de l'évaporation des flaques, ainsi que les effets inflammables et toxiques.

SAFETI emploie plusieurs méthodes de modélisation des phénomènes dangereux parmi ces méthodes : le modèle de TNO (Yellow book) qui est utilisé dans notre étude.

#### ➤ **Les avantages du SAFETI**

- ❖ Facilite la réduction des coûts en termes de pertes et d'assurances.
- ❖ Permet l'optimisation de la conception de site et de procédés.
- ❖ Aide l'industrie à se conformer à la législation.
- ❖ Permet une réponse plus rapide en cas d'incidents à risques.

- ❖ Améliore la compréhension des dangers potentiels par les ingénieurs.
- ❖ Les mises à jour régulières du logiciel incorporent les expériences et l'expertise les plus récentes dans l'industrie, ainsi que les dernières avancées dans la technologie de modélisation des conséquences.
- **Les industries utilisant actuellement SAFETI**
  - ❖ Pétrole et gaz.
  - ❖ Entreprises pétrochimiques.
  - ❖ Fabricants de produits chimiques.
  - ❖ Gouvernements et autorités chargées de la réglementation.
  - ❖ Services de conseil et de conception.
  - ❖ Compagnies d'assurance et Universités.
- **Application de SAFETI**
  - ❖ Agencement de site
  - ❖ Contrôle des stocks
  - ❖ Contrôle de pollution
  - ❖ Gestion de crise
  - ❖ Préparation d'une étude de danger.
  - ❖ Evaluation d'opérations non courantes.

## Conclusion

Dans ce chapitre, on a représenté essentiellement une recherche bibliographique dans lequel nous nous sommes focalisés sur la gestion des risques, les concepts qui lui sont associés. Pour que le risque soit acceptable/accepté, il faut bien entendu que le chef d'entreprise manifeste une réelle volonté de réaliser une sincère analyse et évaluation des Risques.

L'analyse des risques est une étape très importante dans le domaine de la sécurité qui permet l'identification des différentes sources des risques et dangers grâce à diverse outils et méthodes.

Pour appliquer une méthode d'analyse des risques, il faut tout d'abord faire une description générale de risque pour l'identifier, et localiser les zones les plus dangereuses et aussi pour choisir la méthode la plus précise et la plus adéquate.

C'est pourquoi, l'analyse des risques est devenue pour de nombreuses organisations une préoccupation majeure et un élément indispensable non seulement à la réussite de l'entreprise mais également à leur développement.

*Chapitre II :*  
Présentation de la raffinerie  
de Skikda

## **Introduction**

De nombreux accidents se sont produits récemment dans les industries qui ont des rendements énergétiques élevés, surtout ceux liés au procédé de raffinage du pétrole brut, comme c'est le cas de l'explosion du four 11-F2 de la raffinerie d'Arzew en 2010 ou encore celui de l'explosion du four 100-F1 de la raffinerie de Skikda le 3 Janvier 2013, générant ainsi des phénomènes dangereux tels que l'effet de souffle susceptible d'induire des effets de flexion et/ou cisaillement dans les structures de l'entreprise, éventuellement de compression pour le corps humain et de propulsion de projectiles associés à des effets thermiques.

Malgré toutes les mesures prises, on n'arrive toujours pas à éviter des accidents majeurs similaires, donc le but de ce travail est de faire une étude d'analyse des risques relatifs au four de l'unité de distillation atmosphérique du pétrole brut de la raffinerie située dans la zone industrielle de Skikda visant ainsi à sélectionner toutes les défaillances afin de les prendre en charge à temps et ainsi améliorer la sécurité.

Pour cela, nous allons d'abord décrire le procédé de raffinage du naphta a l'unité 100 du RA1K Skikda, sujet de notre étude.

### **II.1. Présentation générale de la raffinerie de Skikda**

Le complexe de raffinerie de pétrole de Skikda baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement (18 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an).

#### **II.1.1. Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage**

Avant Janvier 1982, le complexe de raffinage du pétrole RA1/K de SKIKDA était géré par la société nationale SONATRACH.

A partir du 02 Janvier 1982, la société SONATRACH a été restructurée en 13 entreprises, parmi ces entreprises ; l'Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution des Produits Pétroliers l'E.R.D. P créée par décret 80-101 du 06 Avril et mise en place le 02 Janvier 1982. L'E.R.D. P est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques.

A partir du 02 Février 1985, l'E.R.D. P a été transformée sous le nom commercial NAFTAL. Cette dernière est subdivisée en quatre unités à savoir :

- Unité NAFTAL de Raffinage.

- Unité NAFTAL de Distribution.
- Unité NAFTAL Portuaire.
- Unité NAFTAL de Maintenance.

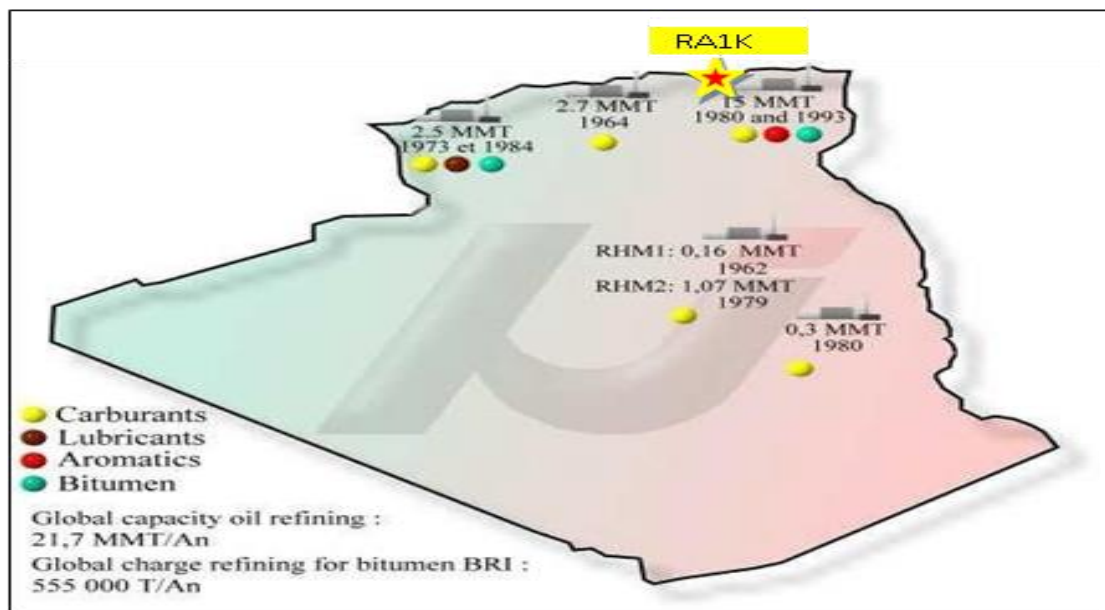
A compter du 25 Août 1987 et par décret 87-190 fut créé l'entreprise nationale NAFTEC qui a pris en charge une des activités dévolues initialement à NAFTAL, en l'occurrence la promotion, le développement, la gestion et l'organisation de l'industrie du raffinage par notamment le traitement du Pétrole brut et du condensat ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation.

Actuellement, l'Entreprise nationale de raffinage du pétrole NAFTEC gère l'ensemble des trois raffineries situées à Skikda, Alger et Arzew.

Le complexe de raffinage de pétrole de Skikda baptisé RA1/K a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de HASSI MESSAOUD avec une capacité de traitement de (16.5 millions t/an) ainsi que le brut réduit importé (271 100 t/an). Elle emploie à l'heure actuelle plus de 1500 travailleurs.

La raffinerie de Skikda a été construite en Janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 Avril 1974 entre le gouvernement Algérien et les constructeurs Italiens SNAM PROGETTI et SAIPEM. Le coût total de cette réalisation s'est élevé à 3.402.872.000 DA.

Actuellement, la Raffinerie de Skikda a eu un projet de Réhabilitation et Adaptation des unités de production suite au contrat du 04 Juillet 2009 : EIL partie étude et SAMSUNG partie réalisation ; Fin des travaux prévus : Août 2012.



**Figure II.1** : L'industrie de Raffinage en Algérie.

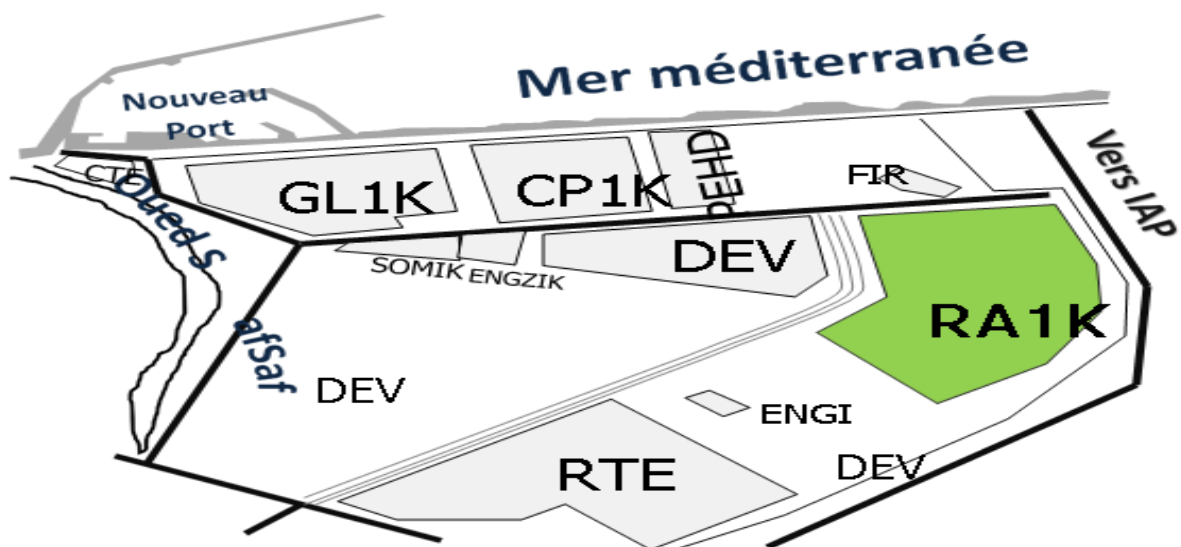
Le démarrage progressif des unités de production se sont succédé comme suit :

**Tableau II.1** : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda.

Unité	Capacité (t/an)	Date
Topping (U10)	7 500 000	1980
Topping (U11)	7 500 000	1980
Séparation GPL (U30)	306 500	1980
Séparation GPL (U31)	283 000	1980
Reforming catalytique (U-100)	1 165 000	1980
Extraction et fractionnement des aromatiques (U200)	285 000	1980
Cristallisation du para xylène(U400)	430 000	1980
Distillation sous vide et oxydation de bitume(U70)	277 000	1980
Reforming catalytique (U103)	1 165 000	1993
Séparation GPL (U104)	96 000	1993
Parc de stockage(U600)	2 700 000 (m3)	1980 et 1993
Centrale thermoélectrique	-	1980 et 1993

### II.1.2. Situation géographique

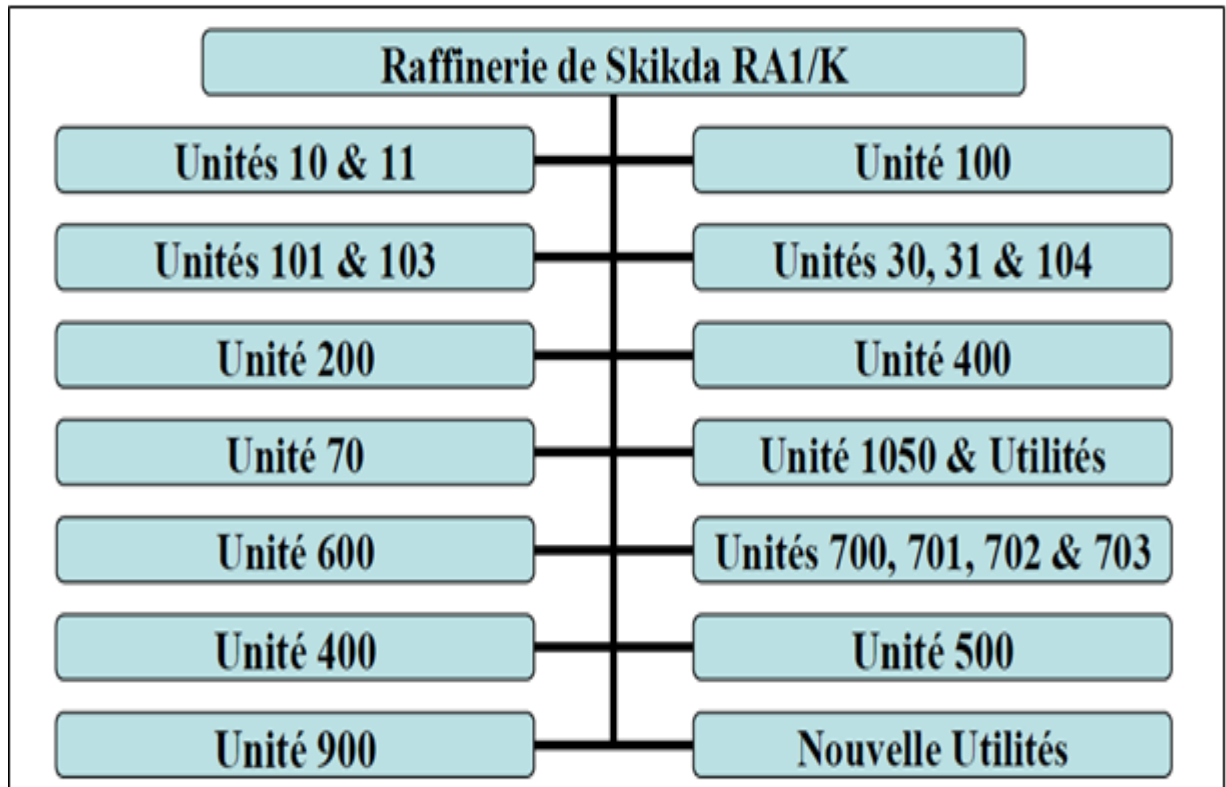
Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1280 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par le brut venant de Hassi Messaoud. Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km.



**Figure II.2** : Situation géographique de la raffinerie de Skikda.

### II.1.3. Présentation des différentes unités de production

La raffinerie de Skikda est divisée en différentes unités de production, en outre elle comprend 23 unités [27] :



**Figure II.3:** Les différentes unités du complexe RA1/K.

#### ➤ *Département production I*

- Unité 10/11 de distillation atmosphérique (TOPPING)
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique du Naphta B (MAGNAFORMING)
- Unité 101/103 de prétraitement : reforming catalytique du Naphta 80% B avec 20% C (PLATFORMING)
- Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL)
- Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes)
- Unité 200 d'extraction des aromatiques
- Unité 400 de cristallisation et séparation du para xylène
- Unité 500 de l'isomérisation du o-m xylène et éthyle-benzène en P-xylène
- Unité 700 de l'hydrotraitement du Naphta A
- Unité 701 de l'isomérisation du Naphta A

- Unité 702 de l'hydrotraitement du Naphta A
- Unité 703 de l'isomérisation du Naphta A
- Unités 900-901 de purification de l'Hydrogène.
- **Département production II**
  - Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX) Est, Sud et Nord.
  - Unités annexes et utilités sont :
  - Unité 63 pour la déminéralisation des eaux
  - Unité 1061 de polissage (traitement) de condensat
  - Unité 1111 de production de l'Azote
  - Unité 1082 de production de l'air service et l'air instrument
  - Unité 1100 de traitement des effluents, tours de refroidissement, eaux de service et eaux anti-incendie.
  - Unité 1101 de traitement des effluents (nouvelle unité 2013).
  - Unités 1050-1051 : centrale thermique électrique et utilités (CTE 1&2).

#### **II.1.4. Projets de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda**

La raffinerie de Skikda dont la capacité est de 15 millions de tonnes/an de traitement de pétrole brut pour la production, entre autres, de GPL, carburants et aromatiques en plus de 277.000 tonnes par an de brut réduit importé pour la fabrication de bitumes, a été mise en service en 1980.

Le groupe Sonatrach et la société sud-coréenne (Samsung engineering & construction) ont signé, en juillet 2009 un contrat portant sur la réhabilitation, l'adaptation et la modernisation de la raffinerie de Skikda.

##### **II.1.4.1. Objectifs du projet**

- Augmenter le niveau de sécurité des installations de la Raffinerie.
- Lever les contraintes d'exploitation permettant de revenir à la capacité initiale et plus.
- Moderniser l'instrumentation.
- Adapter l'outil de production à l'évolution de la qualité du pétrole brut algérien.
- Adapter l'outil de production à l'évolution des spécifications des produits raffinés sur le marché national et international.
- Augmenter les capacités de raffinage du pétrole brut et de production des aromatiques.
- Moderniser le système de réception et de distribution de l'électricité.

### II.1.4.2. Plan et programme de réhabilitation

Le tableau n° II.1.4.3 regroupe le plan et le programme de réhabilitation successive des unités principales et des utilités.

**Tableau II.2:** Plan de réhabilitation des unités de la RA1K [27].

N°	Unités	Désignation	Capacité avant Réhabilitation (kg/h)	Capacité après Réhabilitation (kg/h)
1	Topping-1 (*)	10	7 500 000	9 375 000
2	Topping-2 (*)	11	7 500 000	9 375 000
3	GasPlant-1 (*)	30	306 500	339 500
4	GasPlant-2 (*)	31	283 000	339 500
5	GasPlant-3	104	96 000	Instrument revamp @
6	Prétraitement Naphta	100	1 165 000	Instrument revamp @
7	Reforming I (*)	100	1 165 000	1 174 600
8	Section Splitteur Platformat (**)	100	-	989 950
9	Prétraitement Naphta	101-103	1 165 000	Instrument revamp @
10	Extraction des aromatiques (*)	200	285 000	627 100
11	Extraction du paraxylène (#)	400	430 000	1 782 800
12	Isomérisation du Xylène (**)	500	-	1 380 400
13	Purification d'Hydrogène (**)	900	-	27 200
14	Strippeur des eaux acides II (*)	10	33 530	28 000
15	Stripper des eaux acides I (**)	12	-	17 070
16	Unité soufflage du Bitume	70	277 000	Instrument revamp @
17	Unité traitement du kérosène N° 1	20	750 000	Instrument revamp @
18	Unité traitement du kérosène N° 2	21	750 000	Instrument revamp @

(\*) = rénové ; (\*\*) = Nouveau ; (#) =déplacé et rénové ; @=y compris HAZOP.

### II.1.5. Bilan de production de la raffinerie RA1K

Le tableau II.1.5.Ci-dessous illustre le bilan de production de la RA1K avant et après sa réhabilitation.



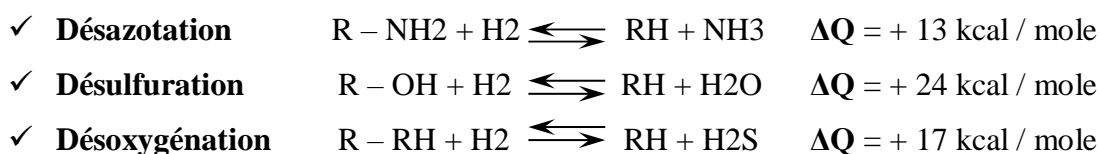
## II.2. Présentation des différentes sections de l'unité de Magnaforming

L'unité de magnaforming du projet de réhabilitation et d'adaptation de la raffinerie de SKIKDA (unité 100) peut être divisée en quatre sections comme suit :

- Section prétraitement.
- Section réactionnelle.
- Section fractionnement.
- Section d'absorption du gaz net de magnaforming.

### II.2.1. Section d'hydrotraitement du naphta

Le but de cette section est d'éliminer les impuretés contenues dans les différentes fractions pétrolières sous forme d'azote, oxygène, soufre en plus des métaux. Les impuretés représentent un poison temporaire ou permanent pour le catalyseur de magnaforming. En plus, elles sont nuisibles à la bonne qualité des produits obtenus pour des raisons de pollution et de corrosion. Le traitement de la charge se fait par absorption des métaux par le catalyseur, par contre l'élimination de l'azote, oxygène et soufre se fait par des réactions chimiques, telles que [28] :



La charge de cette unité le naphta « B » provenant des réservoirs de stockage 600-S-20/21 alimente la section de prétraitement au moyen des pompes 100-P-2 A/B. Le flux de refoulement des pompes 100-P-2 A/B, avec le gaz de recyclage et le gaz d'appoint après le préchauffage dans les trains d'échange 100-E-1 A-D et le réchauffeur à combustion 100 F-1 arrive au réacteur 100-R-1.

Les effluents de réacteur sont refroidis dans les flux de retour avec la charge dans les trains d'échange 100-E-1 A-D, l'échangeur 100-E-2, les refroidisseur 100-E-3 A/B, et ensuite arrivent au séparateur 100-V-1.

A partir de la tête du séparateur 100-V-1, le gaz est aspiré par les compresseurs de recyclage 100-K-2 A/B, tandis que l'excès de gaz est envoyé au collecteur de gaz combustible. A partir du fond, le produit liquide, après le préchauffage dans 100-E-2 et 100-E-21, va comme charge

au Strippeur 100- C-1, la chaleur d'appoint de la colonne de Strippeur 100-C-1 est fournie par le rebouilleur de réchauffeur à combustion 100-F-2.

Les fractions légères et l'H<sub>2</sub>S refroidis dans le refroidisseur à air 100-EA-1 et par la suite dans le refroidisseur à eau 100-E-4 arrivent à l'accumulateur de tête 100-V-2. A partir de la tête de 100-V- 2, l'H<sub>2</sub>S et les vapeurs sont déchargés au F.G, et le liquide condensé est envoyé par les pompes de reflux 100-P-3 A/B sous le contrôle de niveau à la tête du Strippeur 100-C-1.

Les produits de fond du strippeur qui constituent le naphta désulfuré après le transfert de la chaleur à la charge dans les flux de retour au strippeur 100-C-1 sont aspirés par les pompes de charge de magnaforming 100-MP-56 A/B à la section de magnaforming [28].

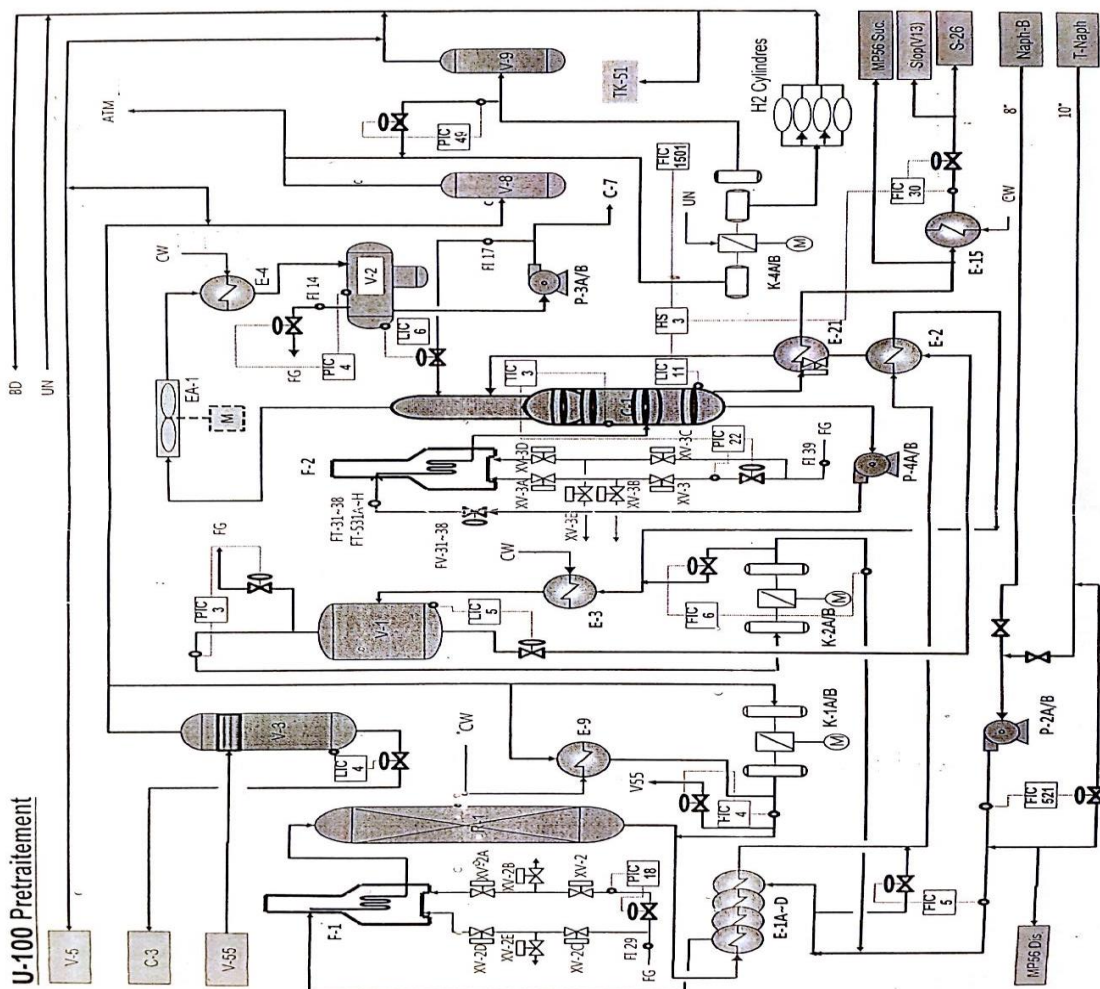


Figure II.5 : Section prétraitement.

## II.2.2. Section réactionnelle

L'unité de magnaforming emploie un procédé semi-régénératif de magnaforming catalytique à lit fixe qui utilise les 4 lits de réacteur fonctionnant avec un profil montant de la température

d'entrée de réacteur. Les deux réacteurs d'avance (lead reactors) contiennent moins de catalyseur (hautes vitesses spatiales) que les deux réacteurs de retard (l'Ag reactors) et demandent moins d'hydrogène (ratio H<sub>2</sub>/HC plus bas) afin de promouvoir la déshydrogénation du naphta aux aromatiques. Les deux réacteurs de retard contiennent la plupart du catalyseur et demandent la plus haute teneur en hydrogène dans leur alimentation pour limiter les taux de cokéfaction du catalyseur à cause de basses vitesses spatiales. Les températures d'entrée du réacteur de retard sont ajustées pour répondre à une teneur cible en aromatiques ou à l'indice d'octane dans le flux des réformât [28].

Le naphta est alimenté à l'unité à partir du strippeur hydrotraiteur du naphta 100-C-1 via les nouvelles pompes de charge 100-MP-56 A/B. L'alimentation des pompes de charge coule à travers les filtres 100-X-51 A/B et est alimentée à l'échangeur d'alimentation combinée 100-E-65. Les filtres enlèvent des particules/débris et évitent le bouchage des barres de pulvérisation de liquide dans le nouvel échangeur de Packinox. Les filtres fonctionnent avec l'un en service et l'autre en attente [28].

L'alimentation liquide et le gaz de recyclage sont alimentés indépendamment par l'échangeur d'alimentation combinée 100-E-65 (buses séparées). L'alimentation combinée part de l'échangeur, et entre dans le réchauffeur d'alimentation 100-F-4. Le réchauffeur d'alimentation augmente la température de l'alimentation combinée jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R- 2, les effluents du réacteur 100-R-2 sont alimentés au 1er réchauffeur 100-F-5, où la température de sortie est augmentée jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-3, les effluents du réacteur 100-R-3 sont ensuite mélangés avec le gaz de recyclage du refoulement de 1er étage du compresseur de recyclage (100-TK-51) qui était réchauffé par 100-E-10 A/B, échangeur chaud I de gaz de recyclage/effluent de réacteur et 100-E-71 A/B, échangeur chaud II de gaz de recyclage/effluents de réacteur. Ensuite, le gaz mixte est alimenté au 2ème réchauffeur 100-F-6, ce 2ème réchauffeur réchauffe le flux combiné jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100- R-4 [28].

Les effluent du réacteur 100-R-4 sont alimentés au 3ème réchauffeur ou la température de sortie augmente jusqu'à la température souhaitée d'entrée du réacteur 100-R-5. Les effluents du réacteur 100- R-5 sont utilisés pour réchauffer l'alimentation combinée et le gaz de recyclage qui alimente les réacteurs de retard 100-R-4 et 100-R-5, en deux flux séparés.

Les effluents du 100-R-5, après splitting au gaz de recyclage de la chaleur, sont alimentés à l'échangeur d'alimentation combinée de Packinox 100-E-65. Les effluents de Packinox sont combinés avec les effluents provenant des échangeurs des effluents de réacteur/gaz de recyclage et ils sont alimentés à l'aérocondenseur des effluents 100-EA-3.

Les effluents provenant de 100-EA-3 alimentent les condenseurs de réglage des effluents 100-E-12 A/B/C, en suite ils alimentent le séparateur des produits 100-V-5 où les flux liquides et gazeux sont séparés. Toutes les vapeurs de 100-V-5 sont acheminées au nouveau compresseur à gaz de recyclage 100-TK-51, et le liquide est alimenté au stabilisateur [28].

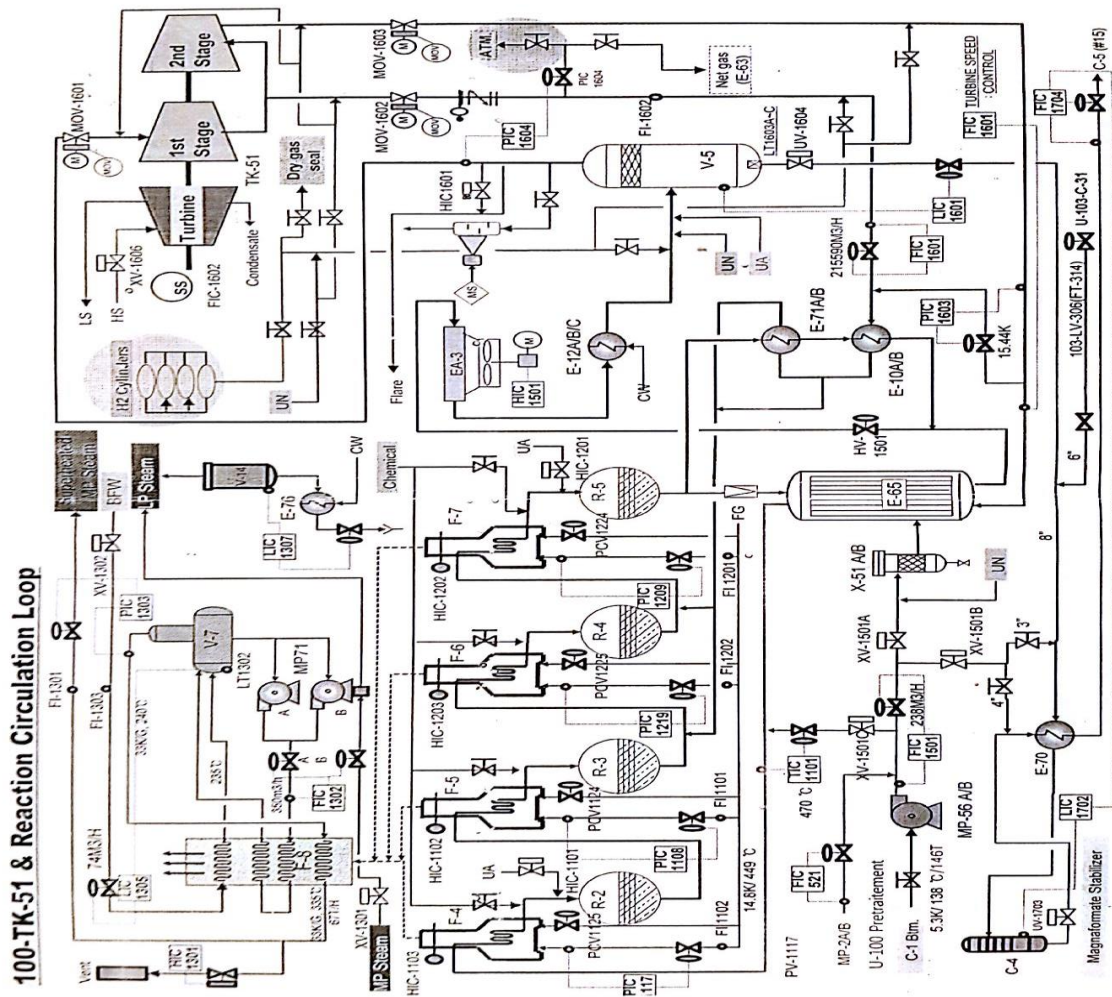


Figure II.6 : Section réactionnelle.

### II.2.3. Section de fractionnement

La section de post-fractionnement de l'unité de magnaforming (unité 100) reçoit la charge d'alimentation principale du séparateur des produits 100-V-5 de la section de réaction de l'unité de magnaforming, les produits liquides de tête du débutaniseur 500-C-52 de l'unité d'isomérisation (unité 500), et les produits liquides de fond du débutaniseur 103-C-31 de

l'unité 103 sont connectés au linge d'entrée de 100-C-4 en cas d'arrêt de la section de Splitteur des plateformes. Ces lignes sont normalement hors-services (aucun flux) [28].

L'objectif de la section de post-fractionnement des magnaformats est de diviser les produits liquides de 100-V-5 (magnaformats) en coupe GPL, coupe C5, coupe C6, coupe C7 et coupe C8+, respectivement.

#### II.2.4. Section d'absorption du gaz net de magnaforming

Dans la section de réaction de magnaforming, le produit gazeux de 100-V-5 est envoyé au compresseur à gaz de recyclage de magnaforming 100-TK-51. Le gaz net de magnaforming est pris du refoulement du 1er étage de 100-TK-51 sous le contrôle de pression (100-PV-1604) et envoyé au système d'absorption du gaz net dans la section de post-fractionnement pour purification.

L'objectif du système d'absorption du gaz net est de récupérer les hydrocarbures autant que possible du gaz net, ainsi que pour générer une charge d'alimentation plus pure pour l'unité HPU (unité 900) en termes de concentration d'hydrogène [28].

### II.3. Organisation de la sécurité à la raffinerie de Skikda

La fonction sécurité étant une fonction fondamentale, a pour objectif de veiller aux conditions de travail et à maintenir en état les biens matériels, et de mettre scrupuleusement en application les consignes de sécurité ainsi que les méthodes de travail les plus sûres. La figure ci-dessous présente l'organigramme du département de sécurité de RA1k [29] :

#### ➤ Présentation de la structure sécurité

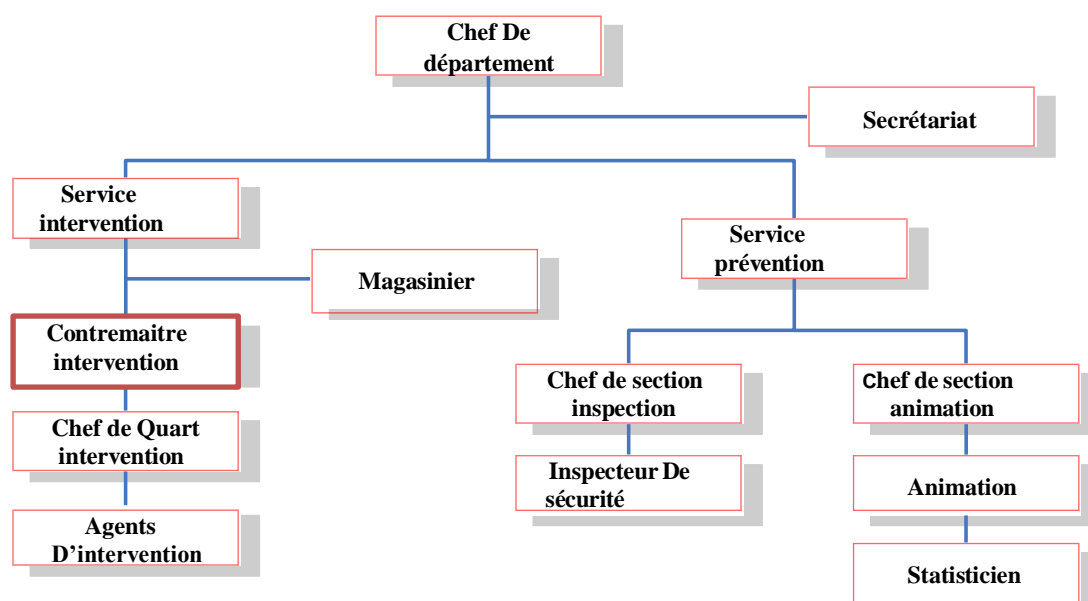


Figure II.7: Organigramme du département de sécurité de RA1k [29].

Au sein du département Hygiène et Sécurité de Skikda, le département sécurité est composé de 4 services [29] :

- ✓ Service intervention.
- ✓ Service prévention.
- ✓ Service surveillance et accueil.
- ✓ Service environnement.

➤ **Service intervention**

Ce service, constitué de 77 agents travaillant en quart, assure d'une manière continue, la surveillance et les interventions sur les installations.

Le service intervention a pour tâches principales :

- Protéger et sauvegarder le personnel ainsi que le patrimoine de l'entreprise.
- Mener, en cas d'urgence, les actions conformément aux différents plans d'organisation des secours : POI, PAM (Plan d'assistance Mutualisée), Plan ORSEC....
- S'intégrer aux opérations d'intervention dans le cadre de l'assistance mutuelle.
- Gérer les installations et les équipements d'intervention et de secours.
- Concrétiser les programmes de formation et d'exercices de lutte contre l'incendie.

➤ **Service prévention**

Service constitué de 14 agents travaillant en journée normale et assurant :

- La supervision et le contrôle des installations,
- La gestion des risques liés aux travaux,
- La préservation de la santé des travailleurs,
- Le contrôle de la conformité des pratiques par rapport aux normes et aux règles du manuel HSE.

## **II.4. Phénomènes dangereux et accidents**

### **II.4.1. Présentation des modèles**

Les principaux phénomènes dangereux envisagés dans cette étude sont les suivants [30] :

- La dispersion d'un nuage inflammable et/ou toxique entraînant un risque d'explosion ou de toxicité.
- Le feu de jet, entraînant un flux thermique.
- Le feu de nappe entraînant un flux thermique.
- L'explosion d'un nuage inflammable, entraînant une onde de choc.
- L'effet missile lié à l'éclatement d'une capacité ou à la destruction d'un compresseur ou d'une turbine.

- Le bleve « chaud » ou « froid » d'une capacité contenant des hydrocarbures légers sous pression au-dessus de leur température d'ébullition à pression ambiante, engendrant une boule de feu (flux thermique).
- Le Boil Over d'une capacité atmosphérique contenant des hydrocarbures lourds, engendrant une boule de feu (flux thermique).

#### II.4.2. Seuils de référence

Après consultation de la réglementation algérienne, il apparaît qu'aucun seuil de référence n'est indiqué. Cette étude est donc basée sur les seuils donnés par la réglementation française. Ainsi, les valeurs de référence prises en considération pour le calcul des conséquences des phénomènes dangereux et accidents retenus à l'issue de l'analyse détaillée des risques sont celles prescrites par l'Annexe 2 de l'Arrêté Ministériel du 29 septembre 2005 relatif à l'évaluation et à la prise en compte de la probabilité d'occurrence, de la cinétique, de l'intensité des effets et de la gravité des conséquences des accidents potentiels dans les études de dangers des installations classées[30].

➤ **Pour les effets thermiques, ces seuils sont les suivants**

❖ *Effets sur les structures*

**Tableau II.4** : Seuils thermiques ayant des effets sur les structures.

5 kW/m <sup>2</sup>	Seuil des destructions de vitres significatives.
8 kW/m <sup>2</sup>	Seuil des effets domino et correspondant au seuil de dégâts graves sur les structures.
16 kW/m <sup>2</sup>	Seuil d'exposition prolongée des structures et correspondant au seuil des dégâts très graves sur les structures, hors structures béton.
20 kW/m <sup>2</sup>	Seuil de tenue du béton pendant plusieurs heures et correspondant au seuil des dégâts très graves sur les structures béton.
200 kW/m <sup>2</sup>	Seuil de ruine du béton en quelques dizaines de minutes.

❖ *Effets sur l'homme*

**Tableau II.5** : Seuils thermiques ayant des effets sur l'homme.

3 kW/m <sup>2</sup> ou 600 ([kW/m <sup>2</sup> ] <sup>4/3</sup> ). s.	Seuil des effets irréversibles correspondant à la zone des dangers significatifs pour la vie humaine.
5 kW/m <sup>2</sup> ou 1 000 ([kW/m <sup>2</sup> ] <sup>4/3</sup> ). s.	Seuil des premiers effets létaux correspondant à la zone des dangers graves pour la vie humaine.
8 kW/m <sup>2</sup> ou 1 800 ([kW/m <sup>2</sup> ] <sup>4/3</sup> ). s.	Seuil des effets létaux significatifs correspondant à la zone des dangers très graves pour la vie humaine.

**Remarque** : Lorsqu'un flux thermique est émis sur une durée inférieure à 2 minutes (par exemple en cas de boule de feu), le seuil d'effets est exprimé en termes de dose thermique, donné en  $([kW/m^2]^{4/3}) \cdot s$ .

➤ **Pour les effets de surpression, ces seuils sont les suivants**

❖ *Effets sur les structures*

**Tableau II.6** : Seuils de surpression ayant des effets sur les structures.

20 hPa ou mbar	Seuil des destructions significatives de vitres.
50 hPa ou mbar	Seuil des dégâts légers sur les structures.
140 hPa ou mbar	Seuil des dégâts graves sur les structures.
200 hPa ou mbar	Seuil des effets domino.
300 hPa ou mbar	Seuil des dégâts très graves sur les structures.

❖ *Effets sur l'homme*

**Tableau II.7** : Seuils de surpression ayant des effets sur l'homme.

20 hPa ou mbar	Seuils des effets irréversibles correspondant à la zone des effets indirects par bris de vitre sur l'homme.
50 hPa ou mbar	Seuils des effets irréversibles correspondant à la zone des dangers significatifs pour la vie humaine.
140 hPa ou mbar	Seuil des premiers effets létaux correspondant à la zone des dangers graves pour la vie humaine.
200 hPa ou mbar	Seuil des effets létaux significatifs correspondant à la zone des dangers très graves pour la vie humaine.

➤ **Pour les effets toxiques**

Pour la délimitation des zones d'effets toxiques significatifs sur la vie humaine, les seuils d'effets de référence pour les installations classées sont les suivants (basés sur la réglementation française) :

- Les seuils des effets irréversibles (SEI) pour la zone des dangers significatifs pour la vie humaine.
- Les seuils des premiers effets létaux (SEL1%) correspondant à une CL1 % (concentration létale 1%) pour la zone des dangers graves pour la vie humaine.
- Les seuils des effets létaux (SEL5%) significatifs correspondant à une CL5 % (concentration létale 5%) pour la zone des dangers très graves pour la vie humaine.

Pour un certain nombre de produits, le calcul des distances de sécurité fait appel à des valeurs exprimant les seuils des effets réversibles, des effets irréversibles et des effets létaux du produit.

Pour les produits ne bénéficiant pas de ce type de données, les valeurs ERPG-2 et ERPG-3 (Emergency Response Planning Guidelines) sont retenues, respectivement en tant que Seuil des Effets Irréversibles, Seuil des Effets Létaux. Dans les cas où il n'existe aucun seuil SEI, SEL, SELS ou ERPG, des propositions sont faites au cas par cas et justifiées par l'exploitant.

Dans le cas d'une fuite continue, le temps d'exposition aux seuils pris en compte sera considéré égal à la durée de la dispersion (généralement durée de la fuite ou durée de 1800 secondes en cas de formation d'une flaque et de sa vaporisation).

➤ **Pour les effets missiles**

Pour la délimitation des zones d'effets sur l'homme ou sur les structures des installations classées, il n'existe pas à l'heure actuelle de valeur de référence.

La zone d'effet est donc définie en fonction de la distance pouvant être atteinte par un fragment représentatif du phénomène accidentel. Les effets sur l'homme sont évalués par la portée des missiles.

### II.4.3. Méthodes d'évaluation des conséquences

❖ *Formules et logiciels utilisés*

La quantification des scénarios peut faire appel aux formules et outils informatiques suivants :

- Le logiciel SAFETI de DNV TECHNICA, dans sa version 8.3. SAFETI est un logiciel complet permettant de simuler l'ensemble des phénomènes consécutifs à un relâchement de produit : débit de fuite, formation de gouttelettes de liquide, retombées éventuelles de ces gouttelettes sur le sol, flash, évaporation. Il calcule également les effets d'un scénario, comme la dispersion d'un produit inflammable ou toxique, le feu torche (Jet fire), le feu de nappe (Pool fire), le feu de flash (Flash fire), l'explosion, le BLEVE. Il fait appel à des modèles complexes. Il intègre également le calcul de la dose toxique.
- Les formules proposées par le Groupe de Travail sur les Dépôts de Liquides Inflammables (GTDLI) dans le document intitulé « Modélisation des effets thermiques dus à un feu de nappe d'hydrocarbures liquides » réalisé en septembre 2006. Cette feuille est tout particulièrement utilisée pour les feux de cuvettes.
- Les formules proposées par le Groupe de Travail sur les Dépôts de Liquides Inflammables (GTDLI) dans le document intitulé « Modélisation des effets de surpression dus à une explosion de bac atmosphérique » réalisée en mai 2006. Cette feuille est utilisée dans le cas des explosions internes de bac.

- Afin de modéliser les effets d'un BLEVE, les formules de la circulaire française du 23 juillet 2007 ont été utilisées.
- Pour ce qui concerne le boil-over classique, les formules de l'IT89 (Instruction Ministérielle française du 9 novembre 1989) sont utilisées ; lorsque le produit se situe dans la catégorie des produits sujets au boil-over couche mince4 (BOCM), la feuille de calcul annexée à la circulaire du 23 juillet 2007 est mise en œuvre.

#### ❖ *Temps de fuite*

Les temps de fuite pris en considération dans les différentes modélisations ont été évalués avec l'exploitant en fonction de son retour d'expérience.

Pour les phénomènes d'explosion, le temps de fuite avant inflammation est pris, au plus, égal à 60 secondes, compte tenu de la forte probabilité de présence de sources d'inflammation dans un environnement de type raffinerie.

#### ❖ *Données climatologiques*

Les données climatologiques les plus représentatives pour la dispersion d'un nuage inflammable et/ou toxique, calculée sur SAFETI, sont les suivantes :

**Tableau II.8** : Conditions météorologiques utilisées dans Les modélisations.

Paramètre	Cas « 5B »
Vitesse du vent	5 m/s
Classe de stabilité atmosphérique	B
Température ambiante	25 [degC]
Température du sol	32 [degC]
Humidité relative	0.7

#### II.4.4. Quantification de la fréquence

Le niveau de probabilité des phénomènes dangereux est déterminé selon l'échelle quantitative suivante :

**Tableau II.9**: l'échelle quantitative.

Echelle	1(E)	2(D)	3(C)	4(B)	5(A)
<b>Quantitative (par unité et par an)</b>	$F < 10^{-5}$	$10^{-4} > F > 10^{-5}$	$10^{-3} > F > 10^{-4}$	$10^{-2} > F > 10^{-3}$	$F > 10^{-2}$

### II.4.5. Principes d'évaluation de la gravité

De manière générale, l'objectif de la détermination de la gravité (par la détermination du nombre de personnes potentiellement exposées) est d'aboutir à une évaluation du niveau de gravité :

**Tableau II.10** : Echelle des Gravités.

Niveau de gravité	Zone délimitée par le seuil des effets létaux significatifs (SELS)	Zone délimitée par le seuil des effets létaux (SEL)	Zone délimitée par le seuil des effets irréversibles sur la vie humaine (SEI)
<b>5.Désastreux</b>	Plus de 100 personnes exposées	Plus de 1000 personnes exposées	Plus de 10 000 personnes exposées
<b>4.Catastrophique</b>	Entre 10 et 100 personnes exposées	Entre 100 et 1000 personnes exposées	Entre 1 000 et 10000 personnes exposées
<b>3.Important</b>	Entre 1 et 10 personnes exposées	Entre 10 et 100 personnes exposées	Entre 100 et 1000 personnes exposées
<b>2.Sérieux</b>	Au plus 1 personnes exposées	Au plus 10 personnes exposées	Entre 10 et 100 personnes exposées
<b>1.Modéré</b>	Aucune personnes exposées	Au plus 1 personnes exposées	Moins de 10 personnes exposées

## Conclusion

En guise de conclusion, nous pouvons dire que cette description détaillée de la station RA1K permet d'éclaircir notre étude avec un objectif plus précis.

Rappelons que notre étude s'intéresse à l'unité Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique du Naphta B (MAGNAFORMING).

*Chapitre III :*  
Evaluation quantitative des  
risques

## Introduction

L'évolution technologique des regroupement industriels a entraîné une augmentation significative de la complexité du processus dans les usines chimiques. L'incapacité à maîtriser certains risques, peut conduire à des risques plus graves, par conséquent, tous les risques doivent être réduits à un niveau acceptable et les empêchés de se produire [31]. Pour ce faire, l'évaluation des risques a été proposée comme un outil efficace pour faire face à la complexité des systèmes et pour obtenir de meilleurs résultats dans l'évaluation des risques des installations industrielles [32]. L'évaluation des risques est une phase importante dans toute entreprise pour augmenter sa sécurité et mettre en place des méthodes préventives qui s'avéreront positives pour la productivité des travailleurs et les dépenses relatives à d'éventuels accidents futurs qui coûteront beaucoup en vies humaines et en argent [33]. L'identification et l'évaluation des risques pourraient se faire à l'aide de nombreuses méthodes telles que Hazard Identification (HAZID) afin d'identifier les scénarios pouvant se produire sur l'unité 100 et qui méritent d'être retenus pour une analyse par l'ADD et l'ADE. Pour comprendre comment l'évolution des risques et la modélisation de les événements indésirable qui se produit, tout en tenant compte multiples facteurs et paramètres des installations industrielles, ce travail présente l'effet de multiples scénarios accidentels sur la population environnante, dans un second temps, nous allons faire la simulation de ces scénarios par utilisation du SAFETI Risk. Enfin nous allons déterminer le niveau d'acceptabilité ou non acceptabilité du risque associé à chaque scénario en fonction de sa gravité et de sa fréquence d'occurrence.

### III.1. Étude de cas et définition du problème

Le point central de cette étude est une évaluation des risques appliquant les méthodes (HAZOP, ADD, ADE) présentés dans les chapitres précédents, sur l'unité 100 de raffinerie RA1K de Skikda comme un exemplaire. L'utilisation de la méthode d'identification HAZID permet d'identifier les différents dangers liés aux scénarios accidentels qui affectent la vie individuelle et sociétale, ce qui permet de mesurer le risque dans les limites des usines et à l'extérieur [34]. La méthodologie que nous proposons pour enquêter sur les risques possibles de l'unité 100 du RA1K est la suivante : étape 0, une analyse fonctionnelle sur toutes les installations et processus qu'on va étudier puis on commence par l'étape 1, L'identification des causes possibles et des événements dangereux ainsi que des scénarios accidentels associés et leur classement en fonction de leur effet de gravité et des fréquences d'occurrence prévues. En 2ème étape, le choix des scénarios les plus importants et les plus possibles qui ont la plus grande gravité comme scénarios représentatifs pour cette étude. En 3ème étape, c'est la modélisation des effets du

phénomène dangereux pour avoir une meilleure vision concernant les distances et les types d'effet sur la région à risque, en 4ème, l'application des résultats précédents pour mesurer le risque en matière de gravité et fréquence calculés respectivement. Enfin, la 5ème étape propose des recommandations de contrôle des risques pour diminuer ou minimiser les conséquences de l'étape 2.

### III.1.1 Analyse Fonctionnelle

#### III.1.1.1. Scenario N° 1 : Ballon V2

##### ➤ Description de l'événement redouté.

On suppose une rupture et brèche on niveau du ballon V2. Ce dernier récupère les vapeurs condensées de la tête de la colonne C1. Ce ballon accumulateur contient donc un mélange avec les proportions massiques suivantes :

• 14.8 % Hydrogène	• 37.3 % éthane
• 22.5% méthane	• 7.1 % butane
• 14.1 % propane	• 4.2 % pentane

Un mélange reprenant cette proportion massique a été créé sur SAFETI, Lors de la rupture et brèche on niveau du ballon V2, les phénomènes dangereux pouvant éventuellement se produire pour ce type de produit sont :

- *Boule de feu*
- *Feu de flash*
- *Explosion*

#### ❖ Caractéristiques de la Brèche

**Tableau III.1:** Les données d'équipement ballon V2

Produit	Hydrogène – méthane – éthane – propane – butane – pentane
Phase	Liquide et gaz
<b>Caractéristique de la Brèche amont : vidange ballon</b>	
Quantité de produit initialement contenu dans le ballon	<b>28400kg</b>
Pression dans le ballon	<b>5.1 bar</b>
Température dans le ballon	<b>35°C</b>
Diamètre da la canalisation	<b>102 mm</b>
<b>Caractéristiques générales de la Brèche</b>	
Hauteur de la rupture par rapport au sol	<b>4 m</b>
Direction de la Brèche	<b>Verticale vers le bas</b>
Type de sol	<b>Béton</b>

❖ **Débit de Brèche amont****Tableau III.2:** Paramètres du scénario étudié.

<b>Durée :</b>	
Fraction liquide :	<b>0</b>
Température finale :	<b>-7,63°C</b>
Vitesse finale :	<b>500 m/s</b>
Diamètre des gouttes :	<b>0 µm</b>
Débit de Brèche :	<b>4,9 kg/s</b>
Quantité de produit émise :	<b>28400 kg</b>

A noter que l'alimentation du ballon apporte une quantité supplémentaire de 11 000kg de produit. Dans la suite de cette partie, il a donc été considéré 39 400 kg de produit comme inventaire et non les seuls 28400 kg initialement contenus dans le ballon.

### III.1.1.2. Scénario N° 2 : Accumulation de fuel gaz à l'intérieur de la chambre de combustion

#### ➤ Description de l'évènement redouté central

Compte tenu de la diversité des produits constituant le fuel gaz, on évalue une molécule représentative de l'ensemble des produits présents dans le fuel gaz.

La composition du fuel gaz est la suivante :

**Tableau III.3 :** Les produits et les fractions molaire.

<b>Produit</b>	<b>Fraction molaire</b>
Hydrogène	<b>0.6202</b>
Méthane	<b>0.1004</b>
Ethane	<b>0.0675</b>
Propane	<b>0.1095</b>
Isobutane	<b>0.00208</b>
N-butane	<b>0.0402</b>
Isopentane	<b>0.0099</b>
N-pentane	<b>0.0065</b>
Hexane	<b>0.007</b>
Azote	<b>0.018</b>

A partir de ces données, on obtient la molécule équivalente pour l'entrepôt :

**Tableau III.4:** les caractéristiques de la rupture de la chambre de combustion.

Produit	Molécule équivalente/Air (mélange stœchiométrique)
Phase	Gaz
<b>Caractéristiques de la rupture de la chambre de combustion</b>	
Volume de la chambre de combustion	<b>1225 m<sup>3</sup></b>
Masse du four	<b>16 000 Kg</b>

A l'aide du logiciel SAFETI, on modélise les conséquences de l'explosion du gaz à l'aide de le model Multi-Energies. En effet, le foyer est supposé s'éventrer rapidement lorsque l'explosion interne survient (résistance mécanique insuffisante).

### III.1.1.3. Scenario N°3 : Rupture de la canalisation

#### ➤ Description de l'événement redouté central

On envisage la rupture franche de la pipe de naphta B brut au refoulement des pompes au niveau de l'unité magnaforming U100. La rupture de ce pipeline diamètre 24 cm provoque le rejet et l'épandage de naphta B.

Les modélisations sont effectuées à l'aide du logiciel SAFETI. L'utilisation du logiciel nécessite d'assimiler le brut à un produit pur. Afin de tenir compte, dans les modélisations, découpes lourdes et des coupes légères constituant le brut, ce dernier a été assimilé à deux produit.

Les phénomènes dangereux modélisés sont les suivants :

- Boule de feu
- Feu de flash
- Explosion

**Tableau III.5:** caractéristiques défèrent de la brèche.

Produit	Naphta B
Phase	Liquide
<b>Caractéristiques de la brèche</b>	
Température	20°C
Pression	1,4 bar
Diamètre du pipe	330 mm
Longueur du pipe	102 m
<b>Caractéristiques générales de brèche</b>	
Hauteur de rejet par rapport au sol	5 m

Durée de la fuite	3600 s
Type de sol	Argile

### III.1.2. Analyse dysfonctionnelle

#### ➤ Scénarios retenus

Le tableau suivant présente les 3 scénarios choisis :

**Tableau III.6:** Scénarios étudiant.

Scénario	Description d'équipement ou installation
1	Ballon V2
2	Canalisation
3	Chambre de combustion du four

La figure suivante indique la localisation de l'unité 100 où on a effectué les modélisations de chacun des trois scénarios :



**Figure III.1:** L'unité 100.

**III.1.2.1. Identification des risques**

Nous allons d'abord procéder à l'identification des risques liés au four 100-F-5 par la méthode HAZOP, et ce à fin d'identifier les déviations possibles et les causes de défaillance prévisibles des composants du système conduisant à des événements centraux redoutés.

**Tableau III.7:** tableau HAZOP pour le four.

<i>Paramètre</i>	<i>Mot clés</i>	<i>Déviations</i>	<i>Causes</i>	<i>Conséquences</i>	<i>Mode de détection</i>	<i>Sécurité existante</i>	<i>Recommandation</i>
<b>Pression</b>	<b>Plus de</b>	Haute pression (Augmentation de la pression à l'intérieur du four 100-F-5 ou surpression du four)	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. accumulation de fumées dans la chambre de combustion en cas d'absence de vapeur stripping ou en cas où le débit du fuel gaz à l'entrée est élevé.</li> <li>2. Défaillance de la boucle automatique de régulation de pression (DIP- BMS- FRC bloqué ouverte).</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Signale de montée de pression dans la salle de contrôle provenant du DIP.</li> <li>2. augmentation du débit de la charge (pétrole brut) entrant dans le four 100-F-5 par l'opérateur humain dans la salle de contrôle.</li> <li>3. Si pression interne du four &gt; 1.7 bar et débit fuel gaz &gt; 6120 m<sup>3</sup>/h explosion du four avec des phénomènes dangereux tel qu'une onde de surpression et effets missiles + perte du pétrole brut + perte du fuel gaz + atteintes aux opérateurs humains et à l'environnement + pertes matérielles.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. DIP.</li> <li>2. L'alarme sonore et visuelle dans la salle de contrôle.</li> <li>3. Visuel sur site ou en salle de contrôle.</li> <li>4. L'analyseur de fumées.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Le damper.</li> <li>2. L'arrêt automatique du four soit par le poteau d'arrêt d'urgence soit par le BMS.</li> <li>3. L'analyseur de fumées. si (? O<sub>2</sub> &gt; 2%).</li> <li>4. Le contrôle manuel.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Maintenance périodique des instruments et entretien préventif des équipements.</li> <li>2. Programme de suivi.</li> </ol>

<b>Débit</b>	<b>Plus de</b>	<p>Haut débit (augmentation du débit du fuel gaz entrant dans le four 100-F-5).</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Défaillance de la boucle automatique de régulation de débit (IF-BMS- FRC bloqué ouverte).</li> <li>2. Rendements de P1 et P2 élevés.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. augmentation de la pression interne du four.</li> <li>2. ouverture du damper et diminution de la pression sinon la pression explosion du four.</li> <li>3. augmentation de la température interne du four.</li> <li>3. IF des dépôts de coke dans les bruleurs.</li> <li>4. Si débit fuel gaz &gt; 6120 m3/h explosion du four avec des phénomènes dangereux tel qu'une onde de surpression et effets missiles + perte du pétrole brut + perte du fuel gaz + atteintes aux opérateurs humains et à l'environnement + pertes matérielles.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Visuel sur site ou en salle de contrôle.</li> <li>2. Alarmes (sonore et visuelle).</li> <li>3. Le contrôle manuel.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. L'arrêt automatique du four soit par le poteau d'arrêt d'urgence soit par le BMS.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Maintenance périodique des instruments et entretien préventif des équipements.</li> <li>2. Programme de suivi.</li> </ol>
	<b>Moins</b>	<p>Moins de débit (débit insuffisant du fuel gaz entrant dans le four 100-F-5).</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Débit fuel gaz à l'entrée insuffisant (en amont FRC).</li> <li>2. Défaillance de la boucle automatique de régulation de débit (IF-BMS- FRC).</li> <li>3. Fuites des conduites du fuel gaz.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Réaction de combustion incomplète.</li> <li>2. Si débit fuel gaz &lt; 6120 m3/h les flammes des bruleurs de températures entre 900 et 1500 °C touchent le bec du bruleur, déforment le métal et retournent par les conduites du fuel gaz (retour de flamme) + perte du fuel gaz + atteintes aux opérateurs humains et à l'environnement + perte matérielle.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Visuel sur site ou en salle de contrôle.</li> <li>2. Alarmes (sonore et 1. visuelle).</li> <li>3. IF.</li> <li>4. Détecteurs de gaz.</li> <li>5. Détecteurs de fumées.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. L'arrêt automatique du four soit par le poteau d'arrêt d'urgence ou par le BMS.</li> <li>2. Le contrôle manuel.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Maintenance périodique des instruments et entretien préventif des équipements.</li> <li>2. Programme de suivi.</li> <li>3. Protection des conduites contre la corrosion.</li> </ol>

	<b>Pas de</b>	Pas de débit.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Défaillance de la boucle automatique de régulation de débit (IF-BMS- FRC).</li> <li>2. P1 et P2 défailante.</li> <li>3. bouchage de toutes les conduites du fuel gaz.</li> <li>4. Tous les bruleurs sont en panne.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Pas de réaction de combustion.</li> <li>2. Diminution de la température interne du four.</li> <li>2. Si débit fuel gaz &lt; 6120m<sup>3</sup>/h pas d'échauffement du pétrole brut donc pas de reflux pour le soutirage des produits latéraux.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Visuel sur site ou en salle de contrôle.</li> <li>2. Alarme (sonore et visuelle).</li> <li>3. IF.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. L'arrêt automatique du four soit par le poteau d'arrêt d'urgence ou par le BMS.</li> <li>2. Le contrôle manuel.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Maintenance périodique des instruments et entretien préventif des équipements.</li> <li>2. Programme de suivi.</li> <li>3. Prévoir une autre source d'alimentation en fuel gaz.</li> </ol>
<b>Température</b>	<b>Plus de</b>	1. Augmentation de la température à l'intérieur du four 100-F-5.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Défaillance de la boucle automatique de régulation de température (IT- BMS- FRC).</li> <li>2. Débit du fuel gaz à l'entrée élevé.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. L'ouverture des tubes fuel gaz dans la zone des brûleurs suite à une surchauffe.</li> <li>2. Si température de surface du pétrole brut &gt; 480 °C explosion du four par rupture longitudinale du tube de pétrole brut suite à une surchauffe avec inflammation instantané par les flammes des brûleurs et explosion avec des phénomènes dangereux tel qu'une onde de surpression, effets missiles et feu de nappe + perte du pétrole brut + perte du fuel gaz + atteintes aux opérateurs humains et à</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Indicateur de température du tube de pétrole brut.</li> <li>2. Indicateur de température du pétrole brut.</li> <li>3. Indicateur de température des parois du four.</li> <li>4. Alarmes (sonore et visuelle).</li> <li>5. Visuel sur site ou en salle de contrôle.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. L'arrêt automatique du four soit par le poteau d'arrêt d'urgence ou par le BMS.</li> <li>2. Le contrôle manuel.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Maintenance périodique des instruments et entretien préventif des équipements.</li> <li>2. Programme de suivi.</li> </ol>

				L'environnement + pertes matérielles. 3. Dépôts de coke dans les brûleurs. 4. L'ouverture des tubes de chauffe du fuel gaz dans la zone des brûleurs suite à la corrosion.			
	<b>Bas</b>	1. Baisse de la température à l'intérieur de four.	1. Débit du fuel gaz à l'entrée insuffisant. 2. Panne des brûleurs. 3. bouchage des conduites du fuel gaz.	1. Si température de surface pétrole brut < 360 °C pas d'échauffement du pétrole brut et pas de reflux suffisant pour le soutirage des produits latéraux.	1. IT. 2. Indicateur de température du tube de pétrole brut. 3. Indicateur de température des parois du four placé à l'intérieur. 4. Alarmes (sonore et visuelle). 5. Visuel sur site ou en salle de contrôle.	1. L'arrêt automatique du four soit par le poteau d'arrêt d'urgence ou par le BMS. 2. Le contrôle manuel.	1. Maintenance périodique des instruments et entretien préventif des équipements.  2. Programme de suivi.

**Tableau III.8:** tableau HAZOP pour l'équipement Ballon V2.

<i>Paramètre</i>	<i>Mot clés</i>	<i>Déviaton</i>	<i>Causes</i>	<i>Conséquences</i>	<i>Mode de détection</i>	<i>Recommandation</i>
------------------	-----------------	-----------------	---------------	---------------------	--------------------------	-----------------------

Débit	Pas de débit	<p>L'UV-1753 se ferme en raison d'une perte d'IA</p> <p>L'UV-1752 se ferme par suite d'une perte d'IA sur le refoulement de la pompe RCO. LV-4 se ferme à cause d'une perte d'IA sur le fond du CDU.</p>	<p>Le niveau élevé dans la colonne C-1 s'abaisse et remplit la colonne, avec le risque que tous les produits de la colonne ne soient pas conformes aux spécifications, avec des dommages possibles aux plateaux, ce qui nécessite l'arrêt du CDU. Dommages à la pompe RCO en raison de l'obstruction de l'aspiration ; la pompe de secours démarre et est également endommagée. Dommages potentiels à la pompe en raison d'un refoulement bloqué, le niveau du fond de la colonne augmentera et les produits ne seront pas conformes aux spécifications.</p> <p>Le niveau du fond de la colonne augmentera, les produits ne seront pas conformes aux spécifications et les plateaux risquent d'être endommagés si le niveau s'élève au-dessus de l'entrée d'alimentation - le passage du niveau bas au niveau haut est de 3,7 minutes et le passage du niveau haut à la ligne tangente est de 4,6 minutes.</p>	<p>L'interrupteur de fin de course de l'UV-1753 émet une alarme sur le panneau lorsque la vanne ne signale pas qu'elle est ouverte.</p> <p>Le LAH du LIC-4 déclenche une alarme sur le CDU inférieur.</p> <p>L'interrupteur de fin de course de l'UV-1753 émet une alarme sur le panneau lorsque la vanne ne signale pas qu'elle est complètement ouverte et déclenche le verrouillage I-1756, qui arrête la pompe RCO 10-P-76A/B.</p> <p>Ligne de débit minimum FV-1754 fournie</p> <p>LAH sur LIC-4 déclenche une alarme sur le CDU inférieur</p> <p>Bypass fourni autour de LV-4 sur le CDU inférieur</p> <p>FAL sur FIC-5 déclenche l'alarme</p> <p>LAH sur LIC-4 sonne l'alarme au fond du CDU</p> <p>Ligne de débit minimum FV-1754 fournie</p> <p>PSV-2059A/B, réglé à 16,4kg/cm2g</p> <p>LAL sur LIC-4 sonne l'alarme sur le fond du CDU</p> <p>PAL sur PT-1764 déclenche l'alarme et l'interverrouillage I-1751 qui démarre la pompe de secours qui peut également être endommagée en raison d'un faible NPSH.</p> <p>Le test quotidien du RCO permet de détecter un point d'éclair bas.</p> <p>L'échangeur peut être isolé pour réparation</p> <p>Comme ci-dessus.</p>	<p>Configurer l'HAP sur le PI-1754</p> <p>Assurer l'OTP pour commencer le recyclage RCO en cas de niveau élevé des fonds de CDU.</p>
	Plus de débit	<p>LV-4 bloqué ouvert ou by-pass ouvert</p> <p>Fuite de tube dans l'échangeur de chaleur E-63</p> <p>Fuite de tube dans l'échangeur de chaleur E-83</p>	<p>Le niveau du fond de la colonne diminue, ce qui peut entraîner une perte d'aspiration de la pompe, des dommages et un risque d'incendie.</p> <p>Le brut à 233 degrés Celsius pénètre dans le RCO à 356 degrés Celsius, ce qui entraîne la contamination du RCO stocké par du pétrole brut à faible indice d'inflammabilité.</p>	<p>LAH sur LIC-4 sonne l'alarme au fond du CDU</p> <p>Ligne de débit minimum FV-1754 fournie</p> <p>PSV-2059A/B, réglé à 16,4kg/cm2g</p> <p>LAL sur LIC-4 sonne l'alarme sur le fond du CDU</p> <p>PAL sur PT-1764 déclenche l'alarme et l'interverrouillage I-1751 qui démarre la pompe de secours qui peut également être endommagée en raison d'un faible NPSH.</p> <p>Le test quotidien du RCO permet de détecter un point d'éclair bas.</p> <p>L'échangeur peut être isolé pour réparation</p> <p>Comme ci-dessus.</p>	<p>Installer un LSSL indépendant sur les fonds de colonnes pour déclencher les pompes en cas de niveau bas.</p>

Pression	Plus de	Plus de Pression	Suppression de l'échangeur de chaleur	Risque de surpression du côté RCO en raison de la hauteur d'arrêt en cas de fermeture de la vanne LCV-4 ou de la vanne de sectionnement en aval.	PSV-2059A/B, réglé à 16,4kg/cm <sup>2</sup> g	Envisager de supprimer la ligne de dérivation sur PSV-2059A/B, car elle ne sert à rien.
	moins de	Moins de Pression	Échangeur de chaleur bloqué	Pas de conséquences pour le côté RCO des échangeurs de chaleur, mais voir le nœud pour le côté produit où des PSV sont nécessaires.		
Température	Plus de	Plus de Température	Perte d'eau tempérée par les échangeurs 10-E- 22A/B ou 10-E-67	Risque d'explosion de l'eau dans le réservoir de stockage (normalement à 70 °C), d'endommagement du toit et de pulvérisation du contenu du réservoir si celui-ci dépasse 100 °C.	La pompe à eau tempérée a automatiquement démarré la pompe de secours, avec contrôle du niveau de l'eau d'appoint dans l'entrée d'alimentation, avec alarme LAL et état de fonctionnement de la pompe.	Maintenance périodique des instruments et entretien préventif des équipements.  Programme de suivi.
	moins de	Moins de Température	Pas de problème			
Problèmes opérationnelles		Plus de problèmes de fonctionnement	La turbine 10-P-76-T de RCO ne démarre pas	Niveau élevé dans la colonne de brut, avec possibilité que tous les produits provenant de la colonne soient hors spécifications, avec dommages possibles au plateau, nécessitant l'arrêt du CDU.	Ligne d'échauffement prévue pour la pompe via une dérivation autour du refoulement de la pompe/du clapet anti-retour  L'alarme est déclenchée par le PAH sur le PI-1760  Le PSV-1710A/B réglé à 6 kg/cm <sup>2</sup> g se décharge à l'atmosphère dans un endroit sûr.	Confirmer avec le fournisseur la possibilité de ralentir le roulement de la conduite 10-P-76/73-T lorsqu'elle n'est pas en service.  Installer un clapet anti-retour dans la conduite 10"-LS-10- 1751 et 10"-LS-10-1953, en aval de PI-1759/1962
		Plus de	La turbine 10-P-76-T sur RCO ne démarre pas en raison d'un blocage en aval sur la vapeur.			

**Tableau III.9:** tableau HAZOP pour long canalisation.

<i>Paramètre</i>	<i>Mot clés</i>	<i>Déviaton</i>	<i>Causes</i>	<i>Conséquences</i>	<i>Mode de détection</i>	<i>Sécurité existante</i>	<i>Recommandation</i>
<b>Pression</b>	<b>Plus de</b>	<b>Agression</b>	<p><b>Externes</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- actes de malveillance</li> <li>-phénomènes / naturels (séisme/glissement de terrain/ foudre)</li> <li>- impacts/ chocs (engins de chantier, activité humaine à proximité)</li> </ul> <p>Défaillance mécanique :</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- corrosion</li> <li>- fatigue de la canalisation</li> <li>- érosion</li> <li>- défaillances des joints</li> </ul> <p>Surpression :</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- coup de bélier</li> <li>-Montée en pression</li> </ul> <p>Erreur humaine :</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Opération de maintenance (Manœuvre accidentelle de vannes, perte d'information des instruments, mauvaise transmission radiologique)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-Rupture d'équipements (aériens et enterres)</li> <li>-Fuite</li> <li>-Rupture d'équipements</li> <li>-Fuite</li> <li>-Rupture d'équipements</li> <li>-Fuite</li> <li>-Rupture</li> <li>-Fuit</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- L'alarme sonore et visuelle dans la salle de contrôle.</li> <li>- Visuel sur site ou en salle de contrôle.</li> <li>- L'analyseur de fumées.</li> </ul>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. système de surveillance.</li> <li>2. L'arrêt d'urgence</li> <li>3. détecteur de gaz et fumet</li> <li>4. extincteur.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Maintenance périodique des instruments et entretien préventif des équipements.</li> <li>2. Programme de suivi.</li> </ol>

III.1.2.2. Scénario N° 1 : Ballon V2

- ❖ Estimation de fréquence
- Cas de Rupture (Ballon V2)
  - Élaboration de l'Add

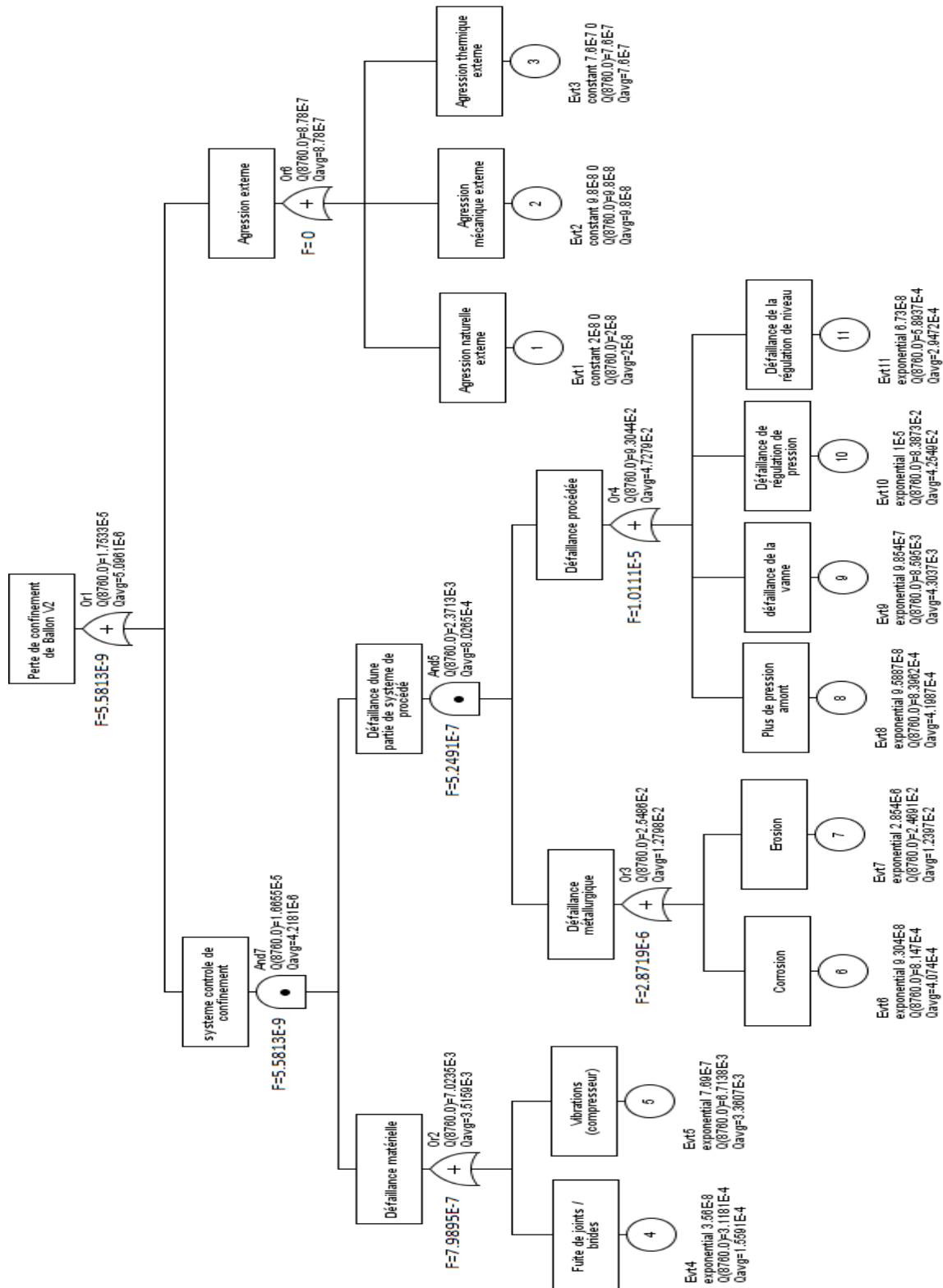
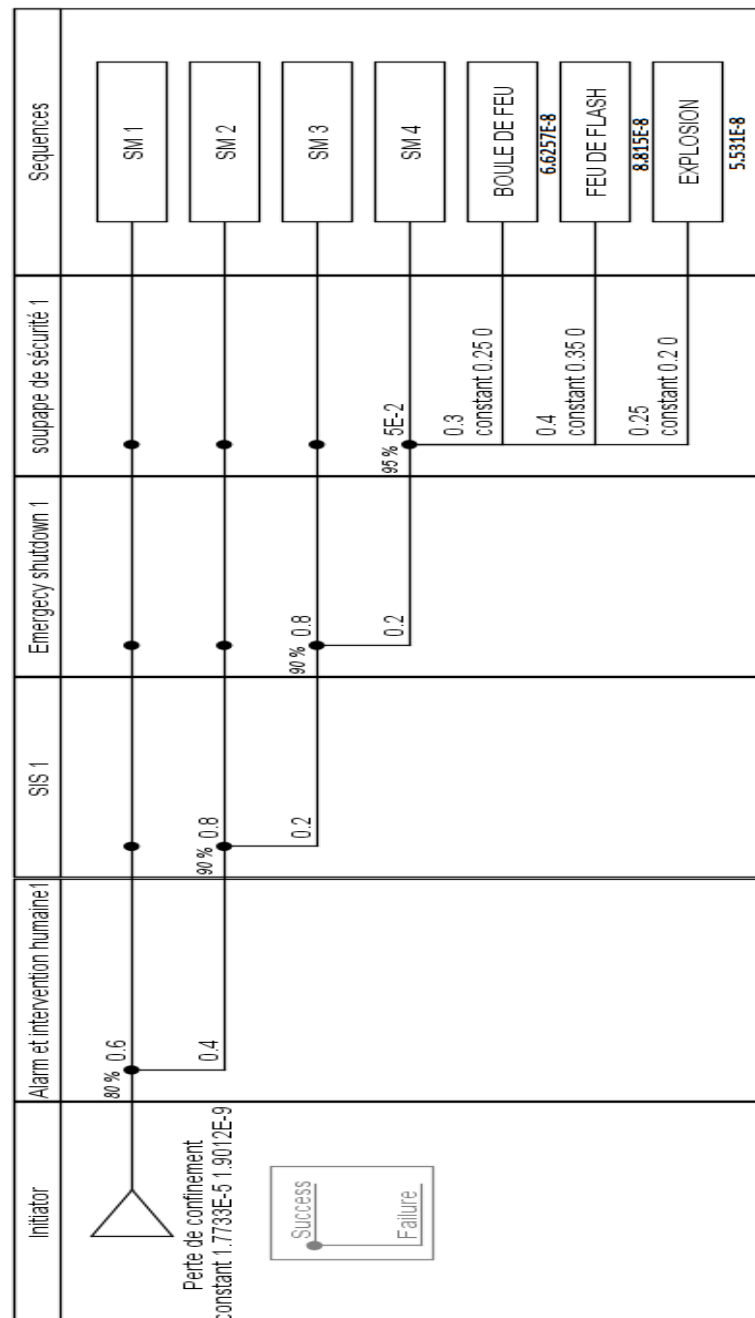


Figure III.2: Arbre de défaillance de construite perte de confinement ballon v2.

• **Élaboration de l'AdE**



**Figure III.3 :** Arbre d'évènement de perte de confinement au niveau du ballon v2.

• **Les phénomènes dangereux**

**Tableau III.10:** Les phénomènes dangereux prévus et les Fréquences.

Les phénomènes	Fréquences
Boule de feu	<b>6.6257E-8</b>
Feu de flash	<b>8.815E-8</b>
Explosion	<b>5.531E-8</b>

❖ Cas de Brèche (ballon V2)

• Élaboration de Add

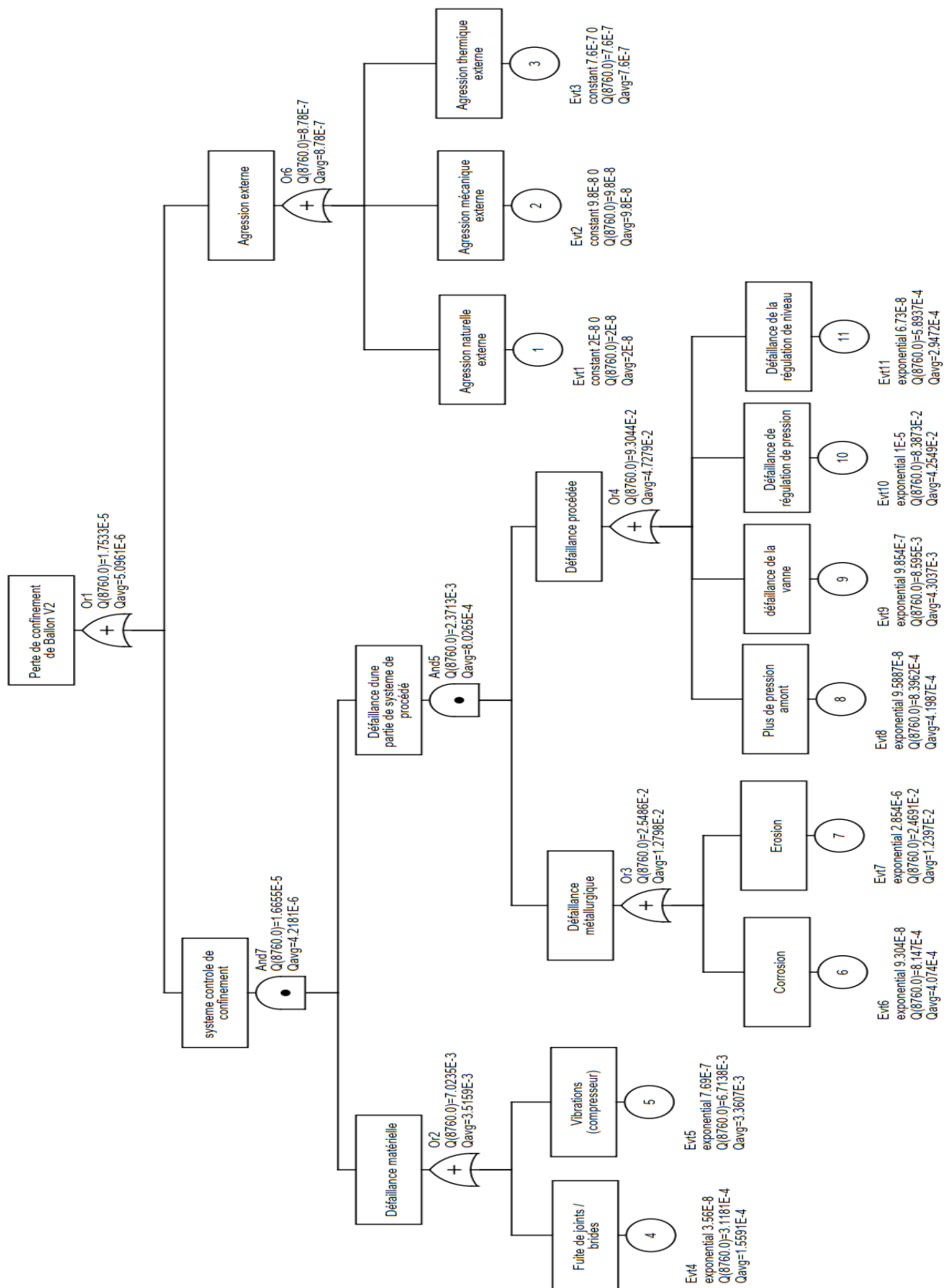
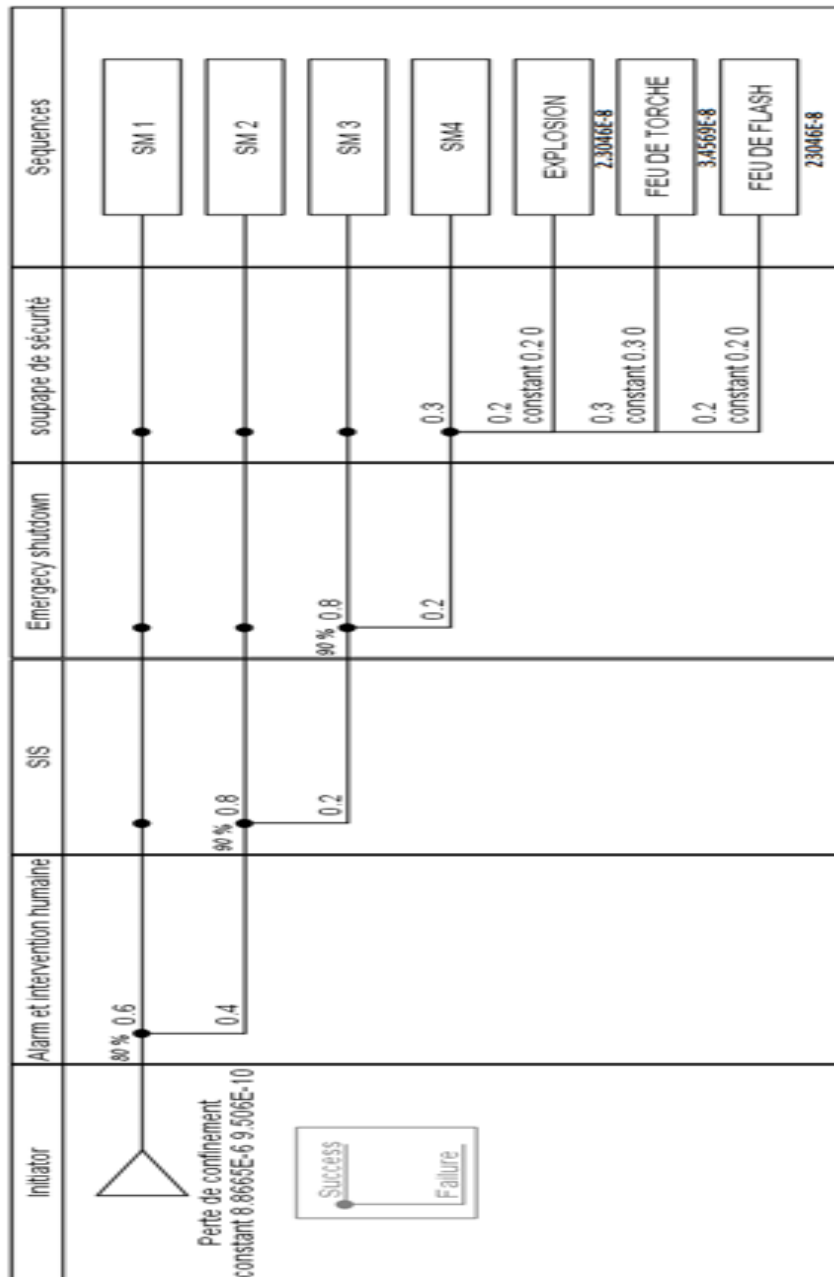


Figure III.4: Arbre de défaillance de construite perte de confinement ballon V2.

• **Élaboration de AdE**



**Figure III.5 :** Arbre d'évènement de perte de confinement au niveau du ballon V2 en cas brèche.

• **Les phénomènes dangereux**

**Tableau III.11:** Les phénomènes dangereux et les Fréquences.

Les phénomènes	Fréquences
Explosion	<b>2.3046E-8</b>
Feu de torche	<b>3.4569E-8</b>
Feu de flash	<b>2.3046E-8</b>

III.1.2.3. Scénario N° 2 : Rupture de la canalisation

- Estimation de fréquence
  - Élaboration de Add

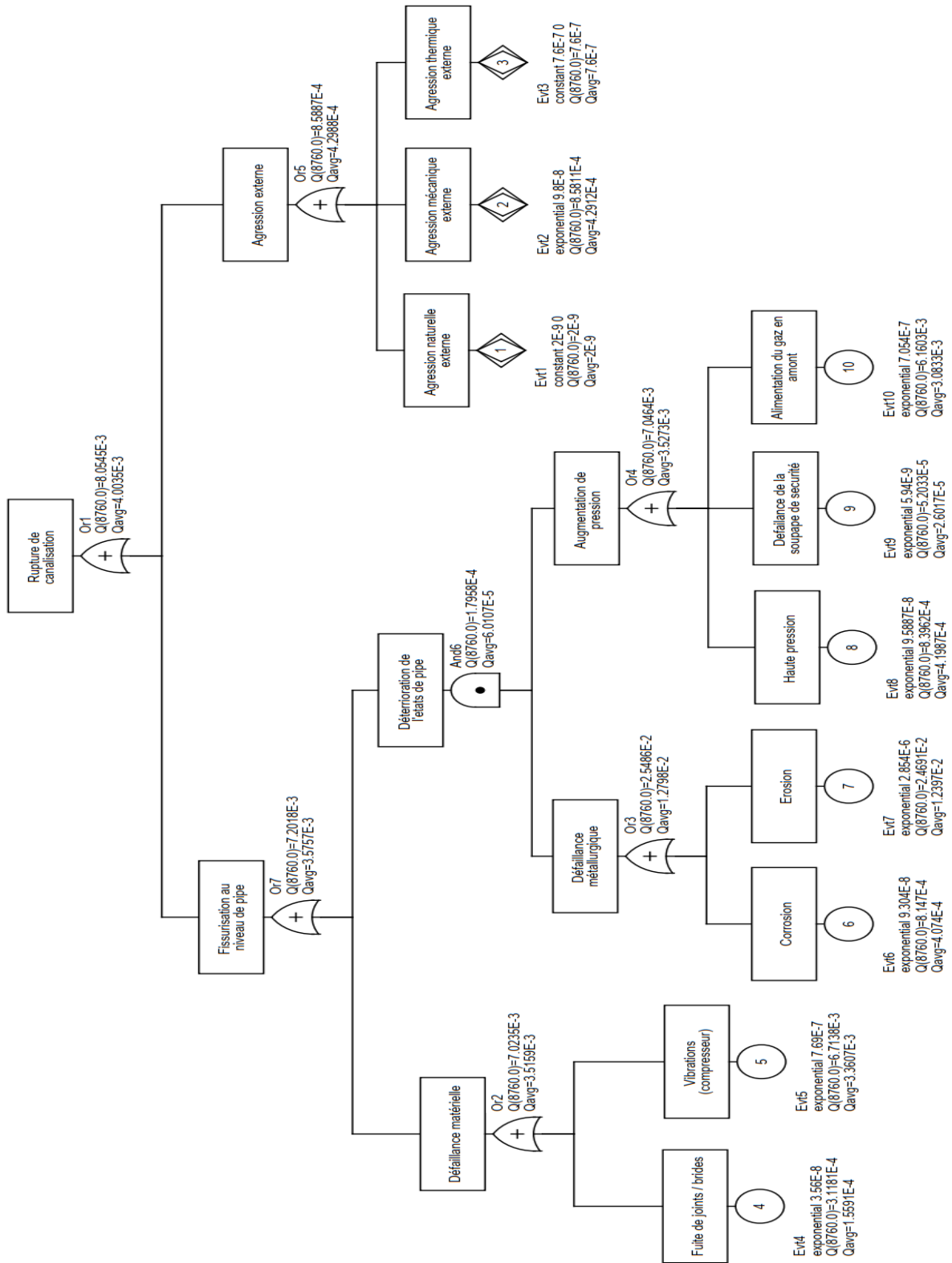
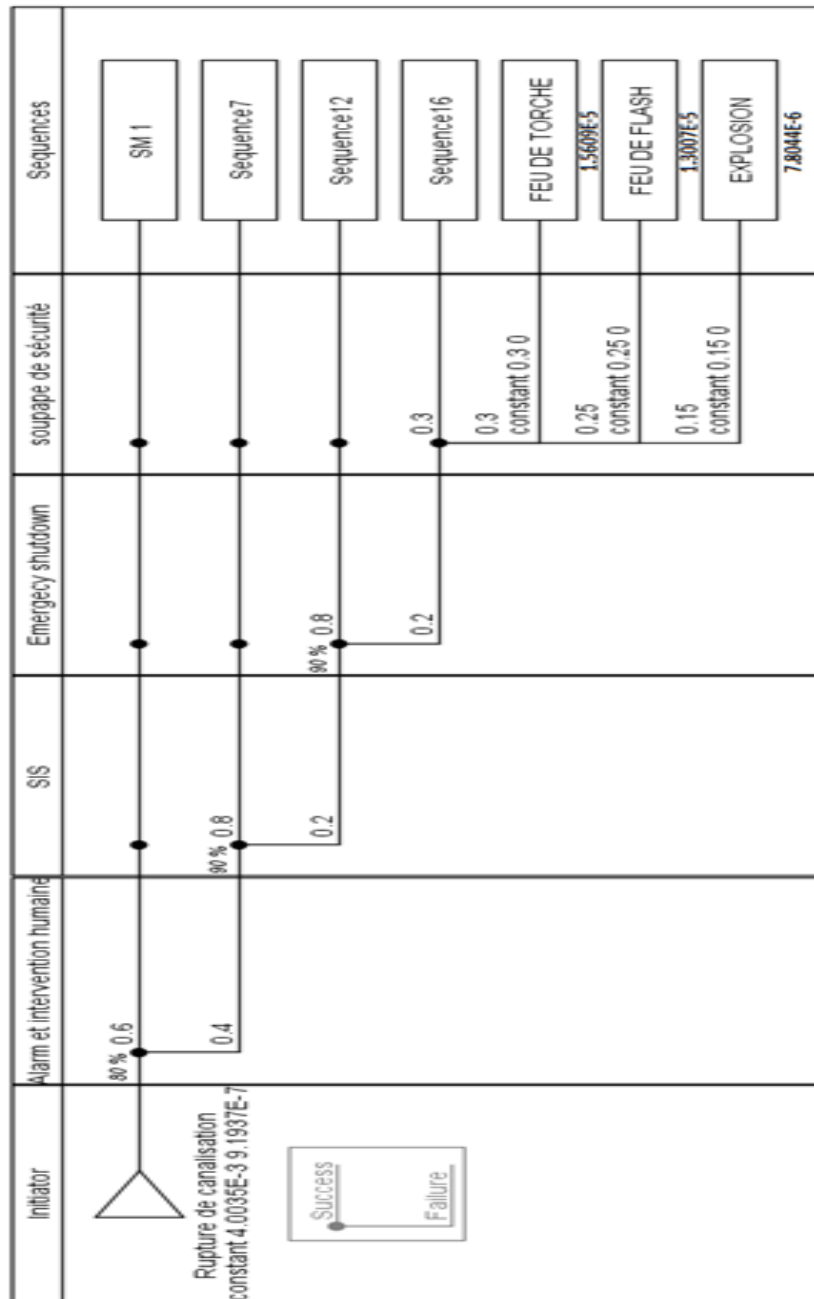


Figure III.6 : Arbre de construit Rupture de canalisation.

- **Élaboration de AdE**



**Figure III.7:** Arbre d'évènement de Rupture de canalisation.

- **Les phénomènes dangereux**

**Tableau III.12 :** Les phénomènes dangereux et fréquences.

Les phénomènes	Fréquences
Feu de torche	<b>1.5609E-5</b>
Feu de flash	<b>1.3007E-5</b>
Explosion	<b>7.8044E-6</b>

### III.1.2.4. Scénario N°3 : L'accumulation du nuage fuel du gaz dans la chambre de combustion

- Estimation de fréquence
- ❖ Cas de rupture
  - Élaboration de Add

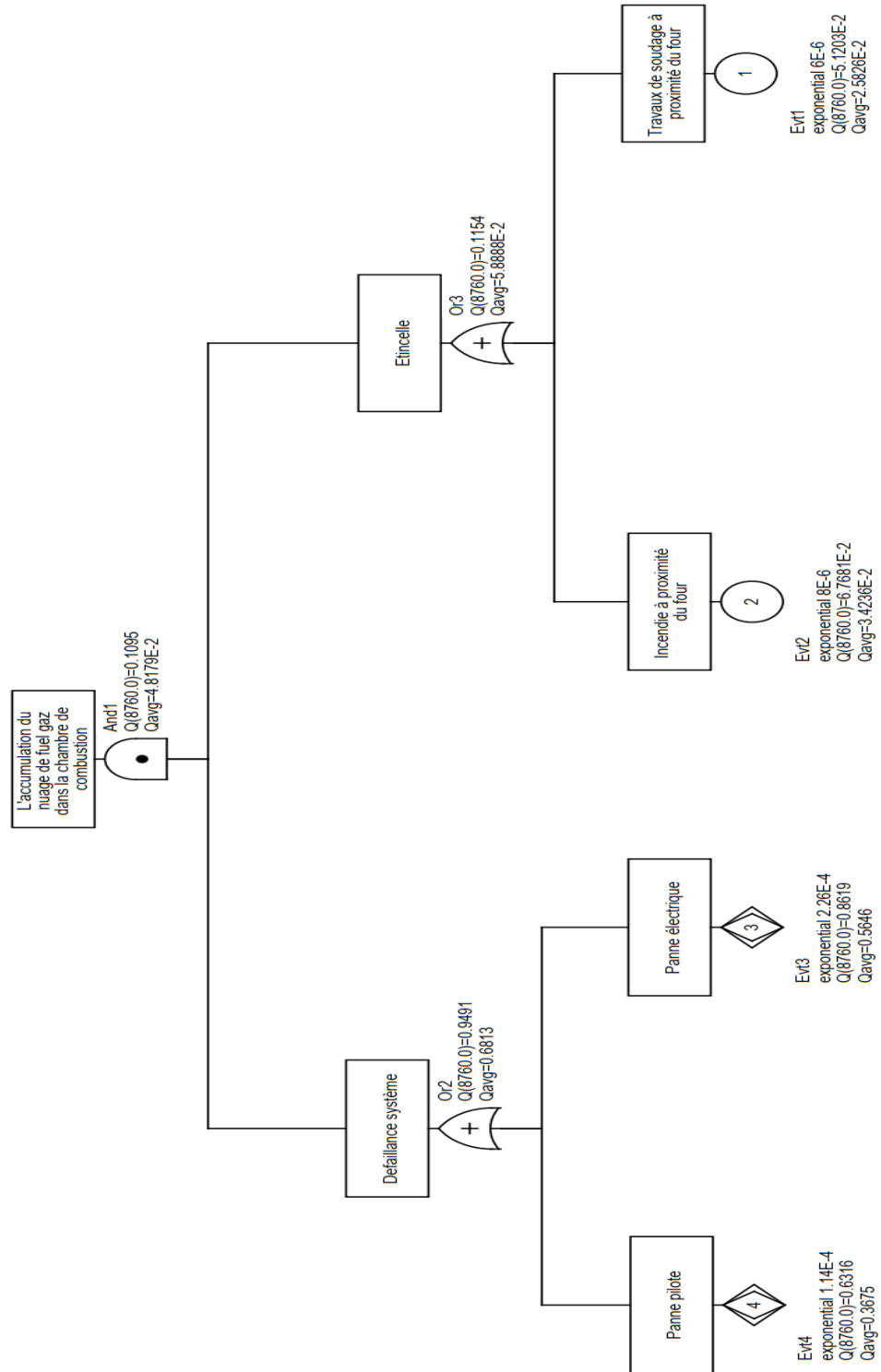


Figure III.8 : Arbre de construite chambre de la combustion.

- Élaboration AdE

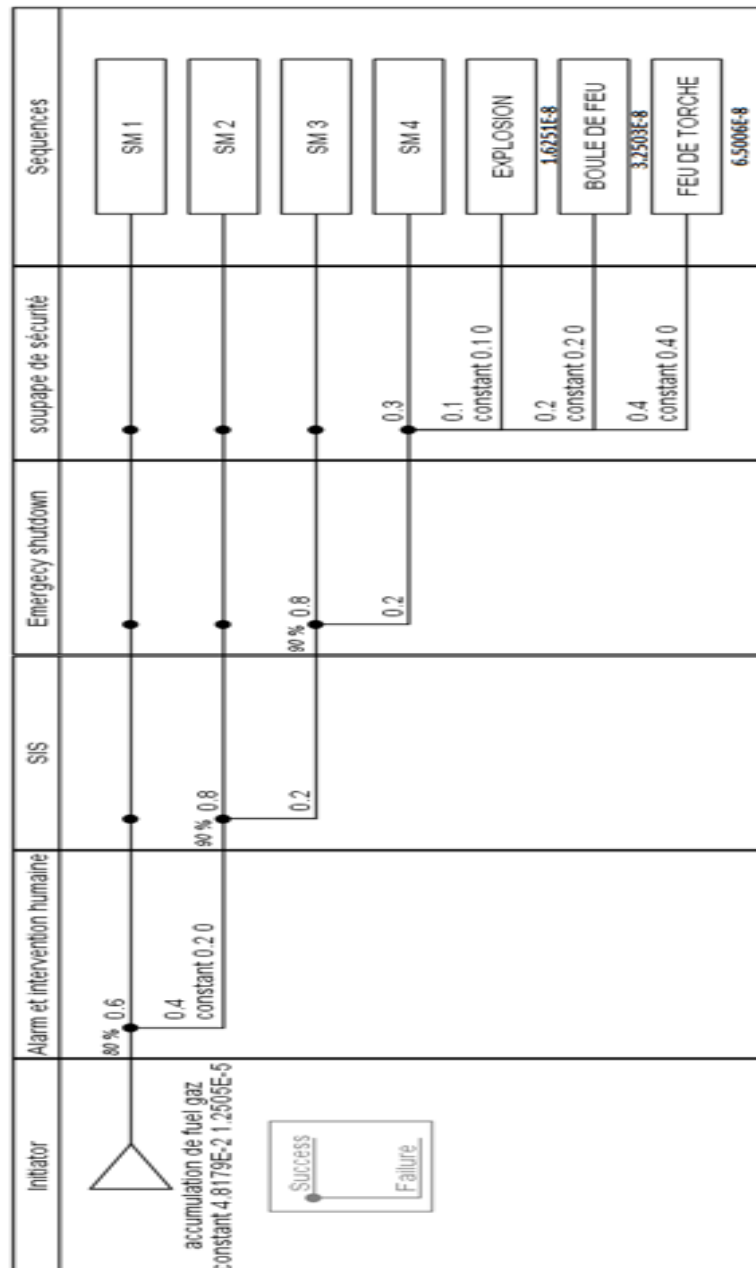


Figure III.9: Arbre d'évènement chambre de la combustion.

- Les phénomènes dangereux

Tableau III.13: Les phénomènes dangereux et les fréquences.

Les phénomènes	Fréquences
Explosion	<b>1.6251E-8</b>
Boule de feu	<b>3.2503E-8</b>
Feu de flash	<b>6.5006E-8</b>

### III.1.3. Modélisation des effets

#### III.1.3.1. Scenario N° 1 : Ballon v2

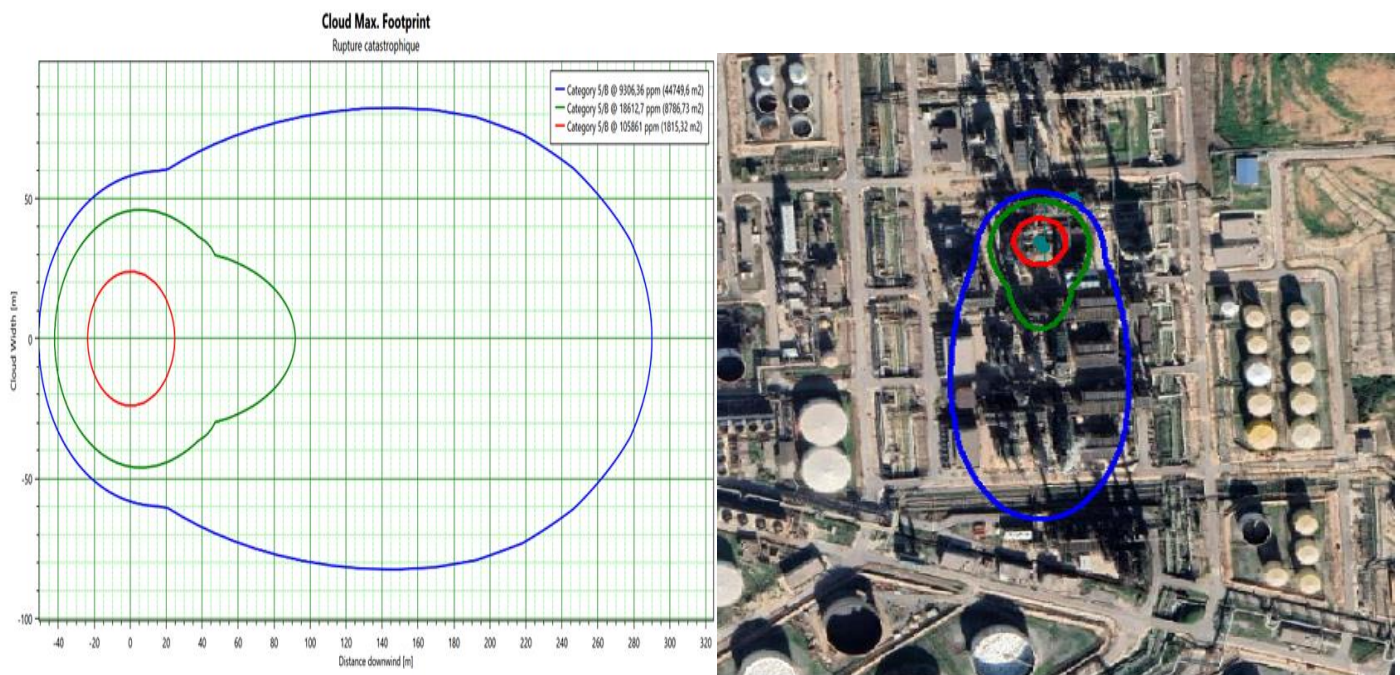
- ❖ Cas rupture
- Dispersion atmosphérique
  - La dispersion atmosphérique

La dispersion atmosphérique d'un produit rejeté accidentellement dépend essentiellement des caractéristiques de la source d'émission qui dépendent des conditions de la rupture des conditions météorologiques comme la vitesse du vent, la stabilité de l'atmosphère, et l'état de du sol.

La dispersion en cas de rupture accidentelle sur le ballon v2 est présentée par les distances à des concentrations LII et LSI pour des différentes classes météorologiques comme il est illustré ci-dessous.

**Tableau III.14** : résultats relatifs d'empreinte nuageuse atmosphérique des nuages telle que la vitesse du vent, la stabilité atmosphérique et les conditions météorologiques.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Distance à LII [m]	Distance à LSI[m]	Distance à LSI fraction [m]
Ballon V2	Rupture catastrophique	Catégorie 5/B	24,456	91,7395	290,412



**Figure III.10** : Étendue du nuage de dispersion atmosphérique.

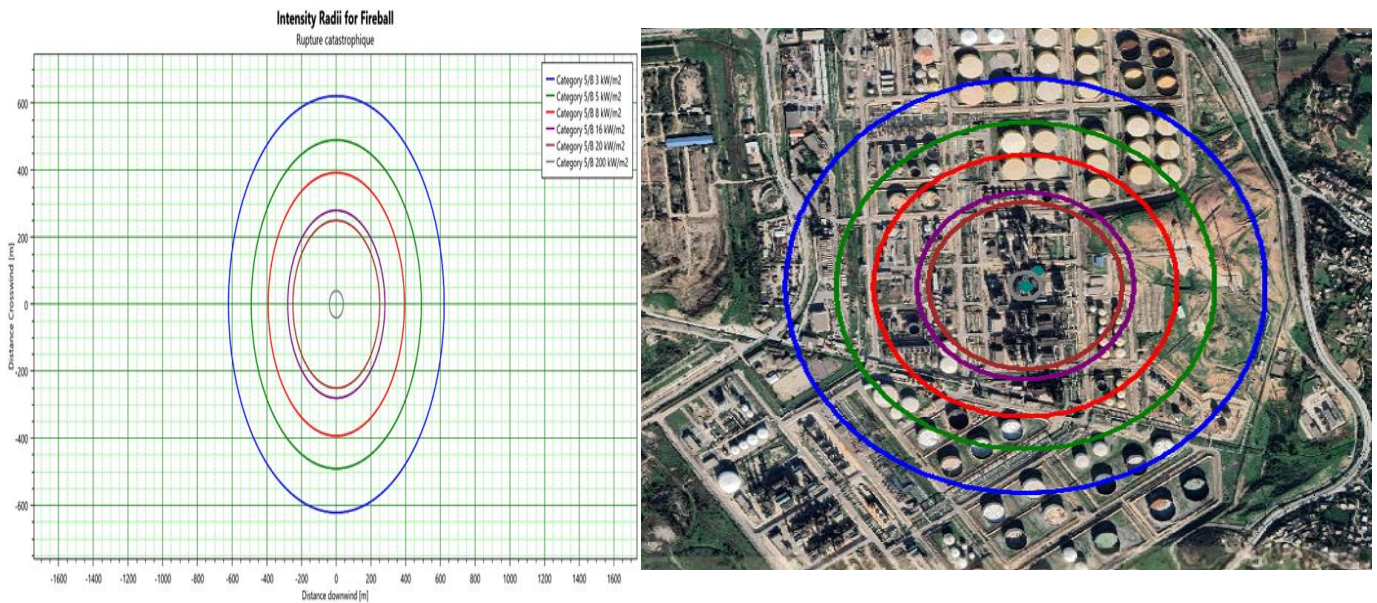
▪ **Boul de feu**

Le tableau III.1.3.1.2 représente les zones de dispersion des radiations de la boule de feu avec distance d'effet sous le vent :

Tous les rejets à allumage immédiat sont modélisés sous forme de (Fireball) boule de feu si le rejet est instantané ou très rapide (moins de 20 secondes). Dans ce contexte et selon les résultats de l'analyse par SAFETI, la radiation thermique à 5 kW/m<sup>2</sup> de la boule de feu est de 490 m. C'est une distance importante qui entraîne des conséquences graves pour la vie humaine, l'environnement et la structure. Selon ces résultats, nous notons que les boules de feu peuvent émettre de grandes quantités de chaleur, causant des dommages matériels, des blessures ou bien des morts.

**Tableau III.15:** Résultat de distance d'effet en cas de rupture du ballon v2.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Radiation thermique [kW/m <sup>2</sup> ]	Distance d'effet sous le vent [m]
Ballon V2	Rupture catastrophique	Catégorie 5/B	3	621.391
			5	490.165
			8	392.54
			16	279.965
			20	250.105
			200	40.4665



**Figure III.11 :** les zones de l'intensité radiative de boule de feu avec leurs distances.

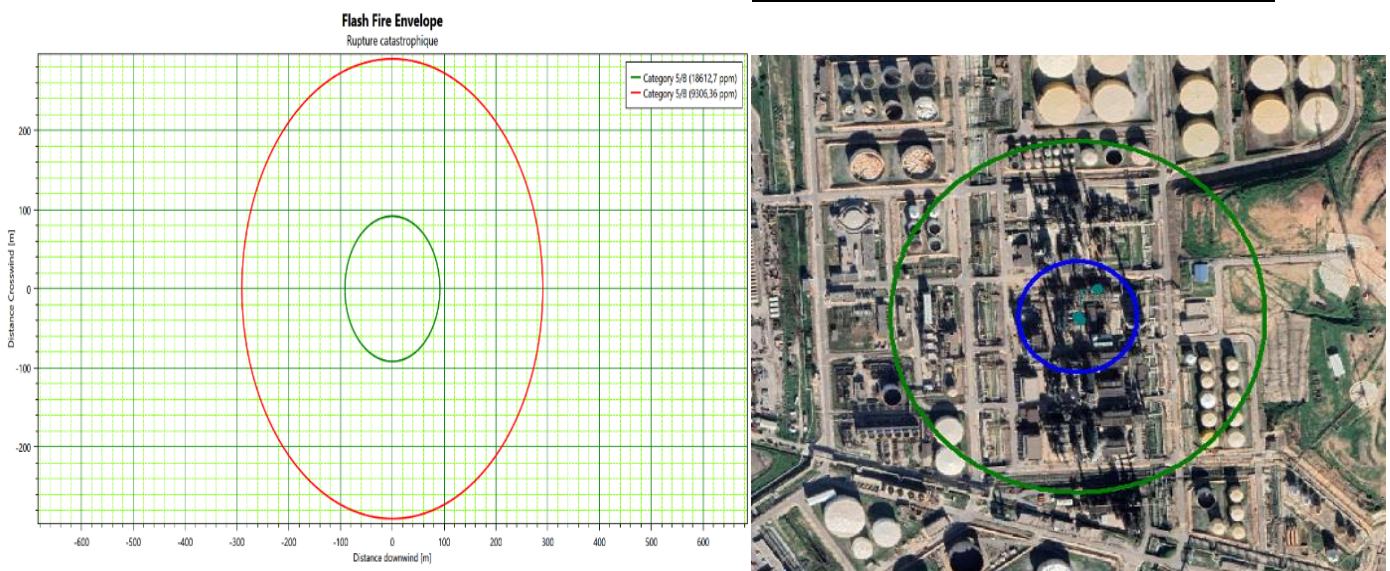
▪ **Feu de flash**

Les dommages causés par le Feu de flash doivent être limités à l'inflammation des matériaux, qui s'enflamment facilement. Ces dommages sont limités aux impacts thermiques. Les résultats des événements potentiels de Feu de flash sont présentés dans la Figure. III.1.3.1.3 Ils indiquent que la vitesse du vent et la stabilité atmosphérique peuvent avoir un effet significatif sur la dispersion de l'enveloppe du Feu de flash, ce qui détermine la distance finale par rapport aux concentrations de la limite inférieure d'inflammabilité (LFL).

Le Feu de flash dépend de la progression d'un nuage de vapeur enflammé dont la surface de la flamme est semblable à un plan vertical se déplaçant à travers le nuage. Bien que cela présente des dangers importants surtout à l'intérieur du contour de la flamme, alors qu'elles sont moins grave et souvent négligeable à l'extérieures.

**Tableau III.16 :** Résultats relative au flashfire.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Distance sous le vent vers LFL [m]	Distance sous le vent à la fraction LFL m]
Ballon V2	Rupture catastrophique	Catégorie 5/B	<b>91,7395</b>	<b>290,412</b>



**Figure III.12:** Enveloppe de feu de flash (Rupture catastrophique).

▪ **Explosion**

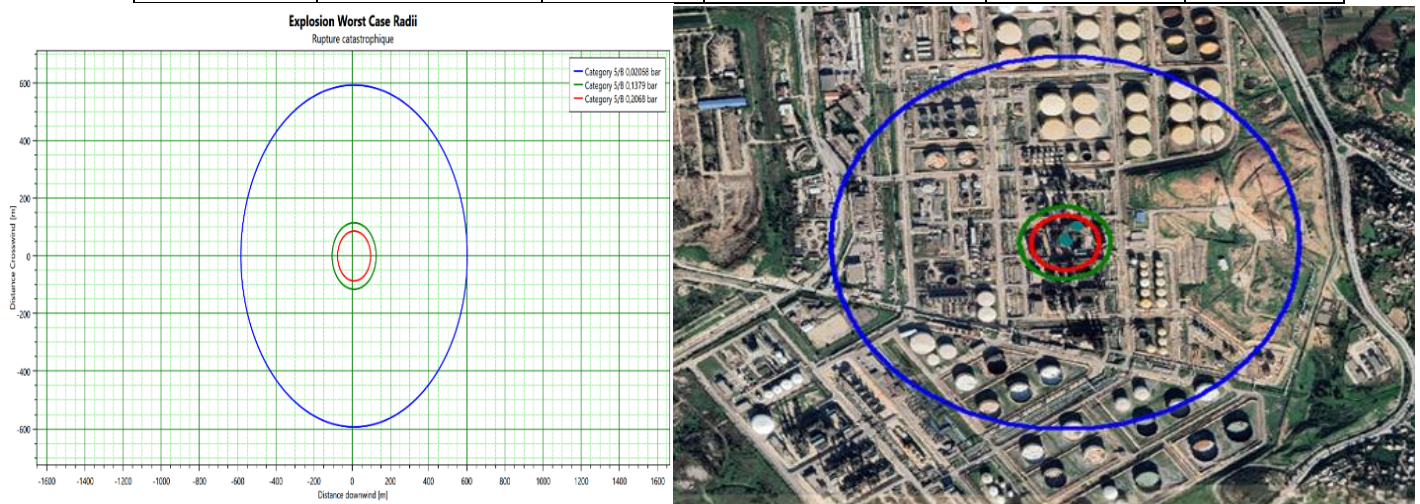
L'explosion en cas de rupture de la ballon v2. La modélisation de ce type d'explosion revient à faire l'estimation des niveaux des surpressions produits sur 03 niveaux de surpressions comme se suite (0,02068, 0,1379, 0,2068) bar, respectivement.

La Figure. III.1.3.1.4 présente différents niveaux de surpressions illustrées par différents contours à divers degrés de dommages lors d'une explosion de naphta.

Pour une pression de 0,02068 Bar, les effets sont limités par rapport à la deuxième valeur (0,2068 Bar) qui est capable de causer des dégâts catastrophiques pour l'homme, l'environnement et la structure. A partir de ces résultats on peut dire que les conditions atmosphériques n'ont aucune influence sur les effets de l'explosion due à la surpression, par conséquent cela dépend de la quantité de la matière inflammable exploitée.

**Tableau III.17 :** Résultats des effets de surpressions en cas de rupture dans ballon V2.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Niveau de surpressions[bar]	Maximum distance [m]	Diamètre [m]
Ballon V2	Rupture catastrophique	Catégorie 5/B	0,02068	603,098	1186,2
			0,1379	125,273	230,545
			0,2068	96,4271	172,854



**Figure III.13:** Explosion pire cas (Rupture catastrophique).

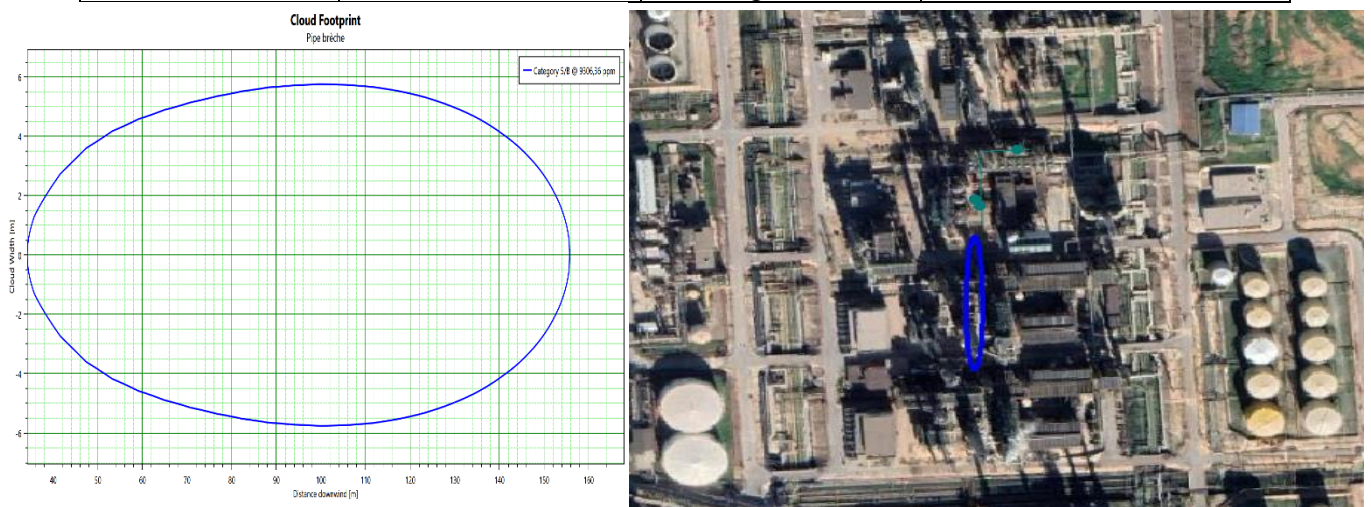
- ❖ **Cas brèche**
- **Dispersion atmosphérique**
  - **La dispersion atmosphérique**

La dispersion atmosphérique caractérise le devenir, dans le temps et dans l'espace d'un ensemble des particules (aérosols, gaz, poussières) rejetées dans l'atmosphère. Elle caractérise donc la façon dont le nuage est transporté et dilué (effets de turbulence, gravité, ...). La Figure. III.1.3.1.5 présente la largeur de la dispersion atmosphérique en fonction de distance.

D'après ces résultats on note que la dispersion atmosphérique dépend des caractéristiques météorologiques. La dispersion du nuage gazeuse est limitée par la stabilité atmosphérique, la vitesse de vent, type de gaz et conditions environnementales : obstacles, rugosité, relief. Malgré que la concentration de la matière rejetée dans l'atmosphère soit très petite, elle a des effets importants influant sur l'homme et l'environnement.

**Tableau III.18 :** Distance de la dispersion atmosphérique du ballon V2.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Distance sous le vent à la fraction LFL [m]
Ballon V2	Brèche	Catégorie 5/B	155.583



**Figure III.14:** Étendue du nuage de dispersion atmosphérique.

#### ▪ Explosion

Les effets de l'explosion sont déterminés par la vitesse de propagation des flammes. Plus la flamme de nuage se propage rapidement, plus la surpression et les effets en dehors du nuage seront importants.

La propagation de la flamme et de la surpression dépend des conditions atmosphériques et de la pression de la matière libérée :

- ✓ Pour une pression de 0,02068 Bar, la surface exposée par la surpression d'une explosion peut atteindre une distance de 178 m dans les conditions atmosphériques.
- ✓ Pour une pression de 0,1379 Bar, la distance de la surpression peut atteindre 42 m.
- ✓ Pour une pression de 0,2068 Bar, la distance de la surpression peut atteindre 34 m.

D'après ces résultats on peut dire que la surface exposée pour une pression de 0,2068 bar c'est la zone la plus dangereuse par rapport à celle pour une pression de 0,02068 bar.

**Tableau III.19:** Résultats des effets de surpressions.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Niveau de surpressions [bar]	Maximum distance [m]	Diamètre [m]
Ballon V2	Brèche	Catégorie 5/B	0,02068	178,919	337,838
			0,1379	42,8306	65,6611
			0,2068	34,6151	49,2302

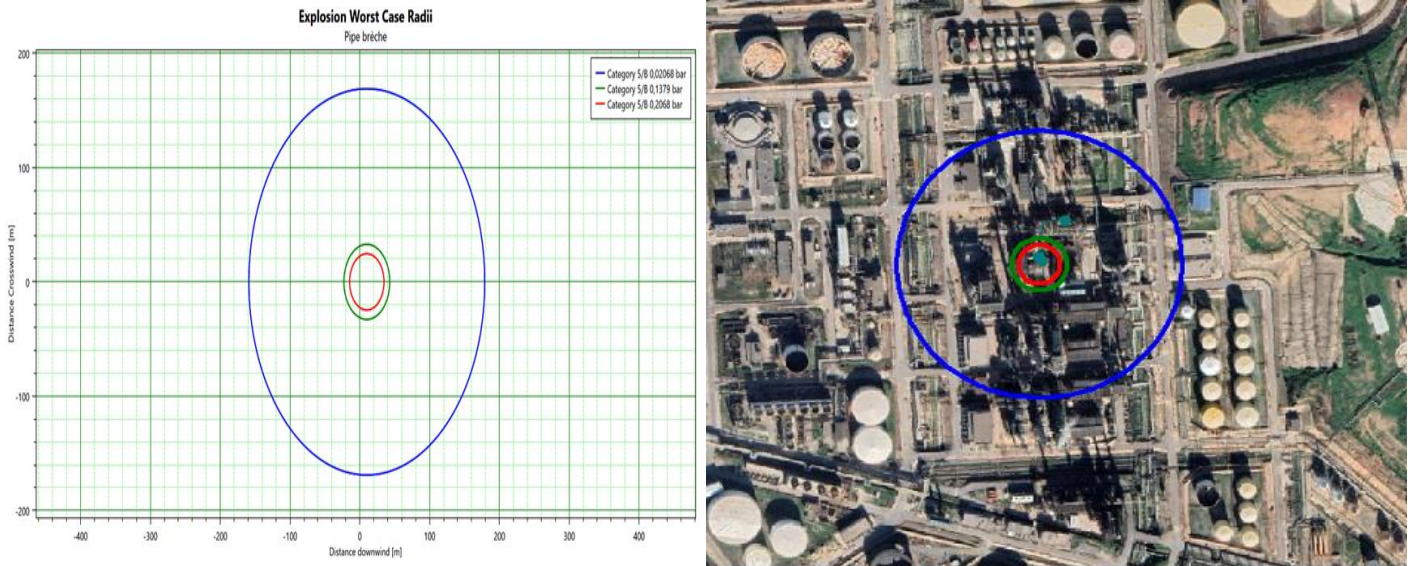


Figure III.15 : Rayons du pire cas d'explosion.

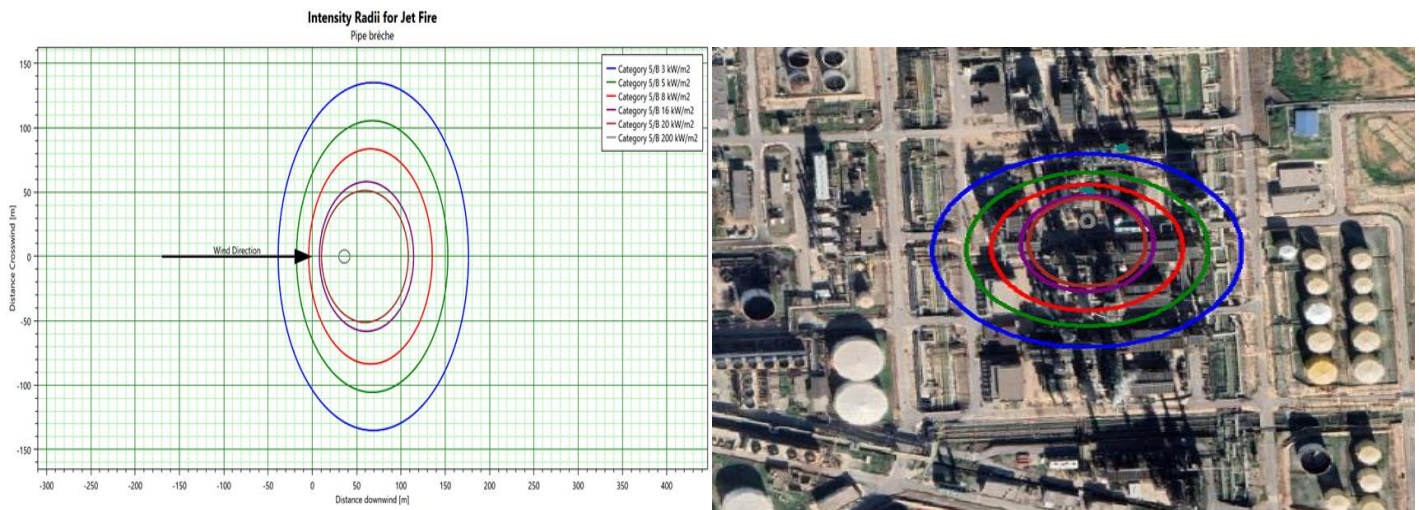
▪ **Feu de torche**

Suite à la fuite et en présence d'ignition, le feu de torche se produit. Le logiciel SAFETI risk, nous aides à mesurer la distance d'effet de la flamme. Les résultats sont résumés dans le tableau III.1.3.1.7.

Nous avons également pu constater grâce au tableau III.1.3.1.7 que le ballon V2 a un haut niveau d'intensité de 20 kW/m<sup>2</sup> le feu de torche pourrait atteindre une distance de 76 m, et pour la plus faible intensité (3 kW/m<sup>2</sup>) il atteint 122 m. Ceci prouve que c'est l'une des sections les plus dangereuses de l'unité,

Tableau III.20: Résultat de distance d'effet thermique en cas de brèche du ballon V2.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Radiation thermique [kW/m <sup>2</sup> ]	Distance d'effet sous le vent [m]
Ballon V2	Brèche de tuyaux	Catégorie 5/B	3	122.196
			5	106.932
			8	95.3726
			16	81.1813
			20	76.9357
			200	n/a



**Figure III.16:** Distance et Intensité des radiations pour feu de torche.

▪ **Feu de flash**

Le Feu de flash est un feu instantané qui résulte dans le cas où le gaz combustible dégagé n’allume pas immédiatement et il forme une plume de vapeur qui s’allume sans éclatement. Le feu de flash est représenté par son enveloppe limiteur, puisqu'aucun dommage n'est causé au-delà de lui. Cette enveloppe est habituellement prise comme la limite inférieure d’inflammabilité (LII) du nuage de gaz.

La Figure. III.1.3.1.8 présente l’enveloppe de feu de flash pour six niveaux de radiation thermique différentes dégagé par le Ballon V2. Il faut prendre en considération les conditions météorologiques, spécialement les vents ont une influence importante sur le feu de flash.

Les événements et les conséquences potentiels de feu de flash sont présentés sous la forme des zones tels qu’indiqués dans la figure III.1.3.1.8 (les parcelles des contours LFL pour Catégorie 5/B météorologiques).

La zone la plus dangereuse correspond à Catégorie 5/B, c’est une zone létale avec une distance à la LFL égale à 155.

**Tableau III.21:** Distance sous le vent à la fraction LFL en brèche du ballon V2 (Feu de flash).

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Distance sous le vent à la fraction LFL [m]
Ballon V2	Brèche de tuyaux	Catégorie 5/B	155,583

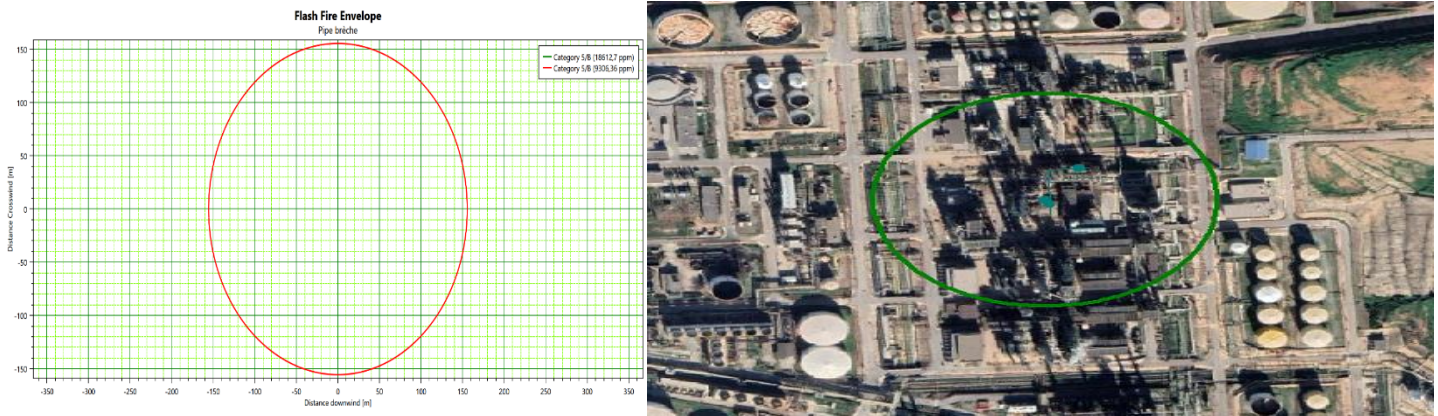


Figure III.17: Enveloppe de flash-fire (Brèche).

### III.1.3.2. Scénario N° 2 : Rupture de la canalisation

Pour modéliser les effets possibles suite à une fuite sur une canalisation de transport de gaz naturel, il nous faut des données liées à la canalisation, des données externes comme des données météorologiques, nous avons pris en considération les données fournies par Sonatrach pour effectuer notre modélisation.

- **Dispersion atmosphérique**
  - **La dispersion atmosphérique**

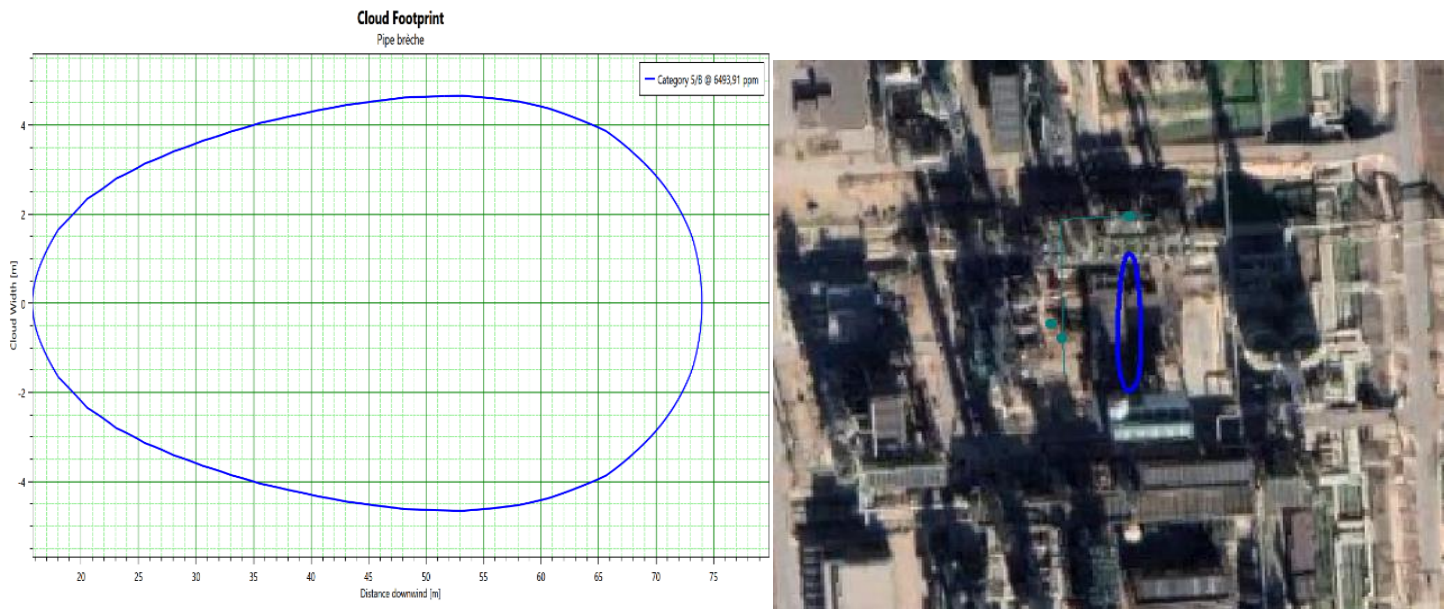
La dispersion atmosphérique d'un produit rejeté accidentellement dépend essentiellement des caractéristiques de la source d'émission qui dépendent des conditions de la fuite, des conditions météorologiques comme la vitesse du vent, la stabilité de l'atmosphère, et l'état de du sol.

La dispersion en cas de brèche accidentelle sur la canalisation est présentée par la distance à des concentrations LFL et la classe météorologique comme il est illustré ci-dessous dans le tableau III.1.3.2.1

Tableau III.22: Distance de La dispersion atmosphérique en cas de la brèche de la canalisation.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Distance sous le vent à la fraction LFL [m]
Long canalisation	Brèche de tuyaux	Catégorie 5/B	74,1188

Le nuage de dispersion couvre une petite partie autour de la brèche qui se trouve dans une zone de l'unité 100, s'il y a explosion du nuage (VCE) les dégâts seront considérables, du point de vue des dégâts matériels.



**Figure III.18:** Étendue du nuage de dispersion atmosphérique.

- **Feu de torche**

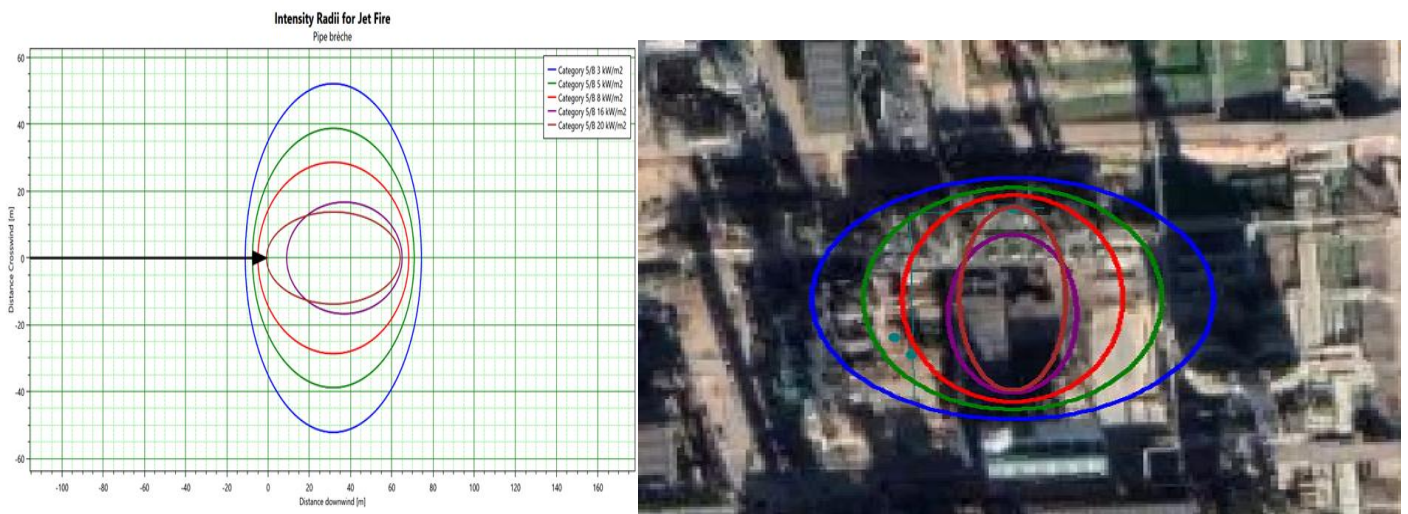
Les Feu de torche pourraient également se produire dans les zones industrielles à partir de divers cas tels que des fissures ou des fuites de tuyaux ainsi que l'éjection de liquides, de brides si elles sont confrontées à une source d'inflammation. Les Feu de torche sont difficiles à gérer car la longueur de la flamme du jet peut atteindre jusqu'à 100 m ou plus dans certains cas. Une autre séquence d'action possible en cas de fuite avec présence instantanée d'une source d'ignition et un feu de torche qui n'est pas considéré comme catastrophique, mais à long terme, il sera la raison principale d'un effet domino s'il est orienté vers d'autres parties ou sections, et s'avérera mortel d'une certaine manière. Les feux de torche sont caractérisés par le rayonnement thermique, la longueur de la flamme et la direction de l'inclinaison.

Le Tableau III.1.3.2 suivants représentent les résultats que nous avons obtenus pour ce scénario. Nous avons également pu constater grâce aux résultats qu'avec une intensité de 20kW/m<sup>2</sup> le feu de torche pourrait atteindre une distance de 64 m, et pour la plus faible intensité (5 kW/m<sup>2</sup>) il atteint 70 m. Ceci prouve que c'est l'une des sections les plus dangereuses de l'unité, Nous avons pu observer cela dans la figure III.1.3.2.2 qui montre les zones touchées par le feu de torche alors que nous avons considéré l'inclinaison horizontale pour la décharge pour montrer

les distances réelles pour le feu de torche. Le bleu représente le niveau d'intensité (3 kW/m<sup>2</sup>) [m], le vert le niveau d'intensité (5 kW/m<sup>2</sup>) [m], le rouge le niveau d'intensité (8 kW/m<sup>2</sup>) [m], le violet le niveau d'intensité (8 kW/m<sup>2</sup>) [m] et le marron le niveau d'intensité (20 kW/m<sup>2</sup>) [m].

**Tableau III.23:** Résultat de distance d'effet feu de torche.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Radiation thermique [kW/m <sup>2</sup> ]	Distance d'effet sous le vent [m]
Long canalisation	Brèche de tuyaux	Catégorie 5/B	3	74.3873
			5	70.8956
			8	68.2427
			16	65.0134
			20	64.0897
			200	n/a



**Figure III.19:** Distance et Intensité des radiations pour feu de torche.

#### ▪ Feu de flash

Le feu de flash est le front de flamme d'un nuage de vapeur enflammé, ses dommages se limitent exclusivement à des effets thermiques. Il présente des dangers significatifs (mort) pour le personnel (tout personnel en extérieur pris dans l'enveloppe du flash). Les événements et les conséquences potentiels de feu de flash sont présentés sous la forme des zones tels qu'indiqués dans la Figure III.1.3.2.3

Le tableau III.1.3.2.3 représente un résumé des distances à la LFL, cité précédemment, et aussi la distance du feu de flash maximal, pour cette classe météorologique.

**Tableau III.24 :** Résultats relative au feu de flash en long canalisation.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Distance sous le vent à la fraction LFL m]
Long canalisation	Brèche de tuyaux	Catégorie 5/B	74,1188



**Figure III.20 :** Enveloppe feu de flash (brèche).

### Explosion

Les vagues de souffle issues d'une explosion provoquent des surpressions causant plusieurs effets majeurs sur la vie humaine, l'environnement et les biens.

Les vents et les facteurs atmosphériques influent directement sur les impacts des surpressions d'explosion.

✓ Si la pression est égale à 0,02068 Bar et l'atmosphère (5/B), la distance exposée peut atteindre 196 m. Dans cette zone les impacts sont limités à des effets environnementaux, et la probabilité d'asphyxie pour l'homme.

✓ Si la pression est égale à 0,1379 Bar et l'atmosphère (5/B), la distance exposée peut atteindre 102 m. les impacts dans cette zone sont des blessures pour l'homme, et des dégâts matériels importants.

✓ Si la pression est égale à 0,2068 Bar et l'atmosphère (5/B), la distance exposée peut atteindre 97 m. Cette zone présente un danger trop grave, la mort dans cette zone est certaine.

**Tableau III.25 :** Résultats des effets de surpressions en cas d'explosion

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Niveau de surpressions [bar]	Maximum distance [m]	Diamètre [m]
Long canalisation	Brèche de tuyaux	Catégorie 5/B	0,02068	196,959	233,918
			0,1379	102,732	45,4636
			0,2068	97,0434	34,0869

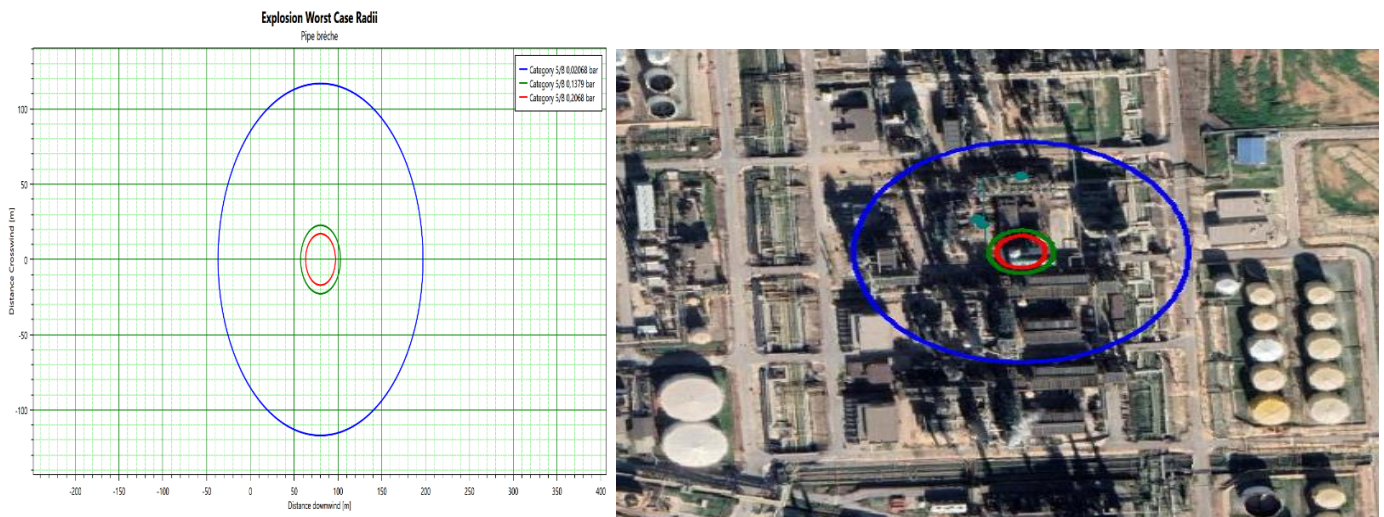


Figure III.21 : explosion pire cas (pipe brèche).

### III.1.3.3. Scénario N° 3 : chambre de combustion du four

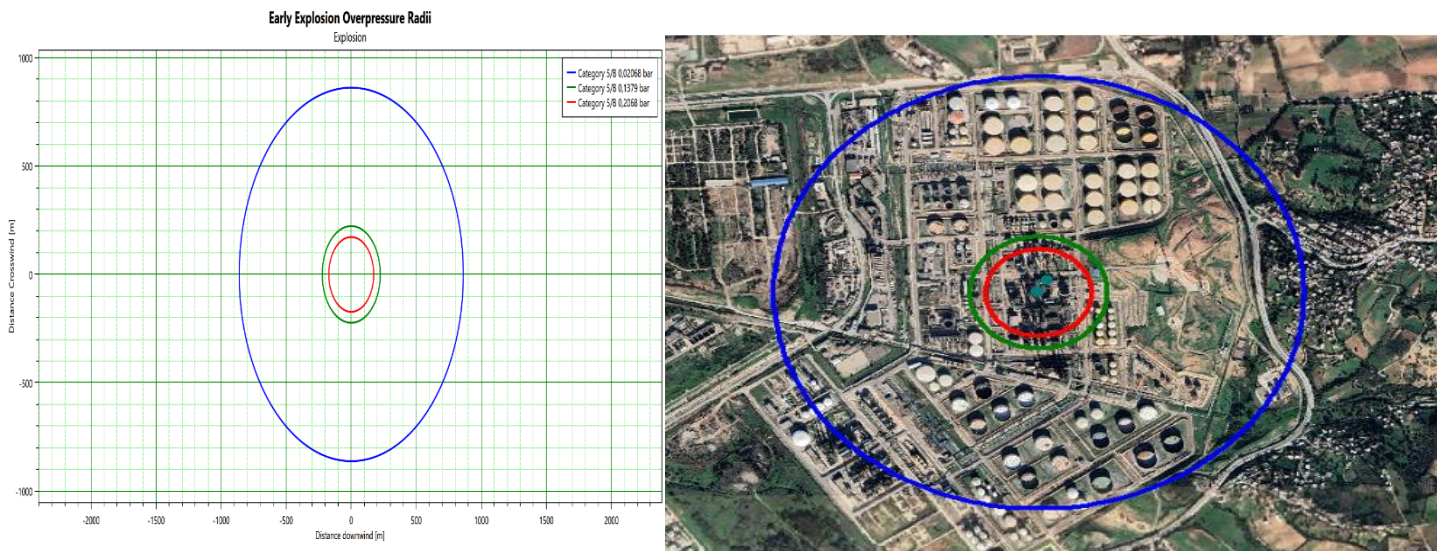
#### ▪ Explosion

Les effets préjudiciables d'une explosion de nuage de vapeur sont la plupart du temps dus à la surpression (onde de choc) qui est créée à partir de l'expansion rapide des produits de combustion. Cette onde de choc est la cause la plus importante des dommages graves pour l'être humain, l'environnement et les équipements.

Pour une surpression de 0,2068 bar, la distance exposée peut atteindre 172 m pour une atmosphère de classe 5/B, les dommages dans cette zone sont trop graves. Il s'agit de décès des personnes soit directement ou indirectement causé par les fragments ou les débris rejetés par le souffle de l'explosion. Il s'agit aussi de plusieurs dommages pour l'environnement à cause des gaz et vapeur émis, et bien sûr la destruction des structures. Pour la surpression 0,1379 bar la distance est égale à 222 m, les dommages sont : blessures pour l'homme, pollution et destruction des plantes pour l'environnement et destruction des structures et équipements. La surpression 0,02068 bar expose une distance équivalente à 860 m, où les radiations et ses impacts sont limités à l'influence sur l'environnement (pollution, intoxication) et éventuellement l'asphyxie pour l'homme.

**Tableau III.26 :** Résultats des effets de surpressions d’explosion.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Distance sous le vent aux surpressions 1 (0,02068 bar) [m]	Distance sous le vent aux surpressions 2 (0,1379 bar) [m]	Distance sous le vent aux surpressions 3 (0,2068 bar) [m]
Chambre de combustion	Explosion	Catégorie 5/B	861,245	222,998	172,55



**Figure III.22 :** Rayons de surpression d’explosion précoce.

▪ **Boule de feu**

Les boules de feu peuvent rayonner très grandes quantités de la chaleur causant des dommages matériels, environnementales et des décès dans un secteur beaucoup plus grand que le rayon du feu. Les résultats de la modélisation indiquent que la boule de feu a un diamètre de 70 m, c’est une distance importante qui illustre la gravité des dommages issus dans ce cas.

La distance exposée par les radiations de la boule de feu pour les différentes catégories atmosphériques est illustrée par le Tableau. III.1.3.3.2.

**Tableau III.27:** Résultat des effets de boule de feu.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Boule de feu Diamètre [m]	Hauteur max de boule de feu[m]
Chambre de combustion du four	Boule de feu	Catégorie 5/B	74,151	200

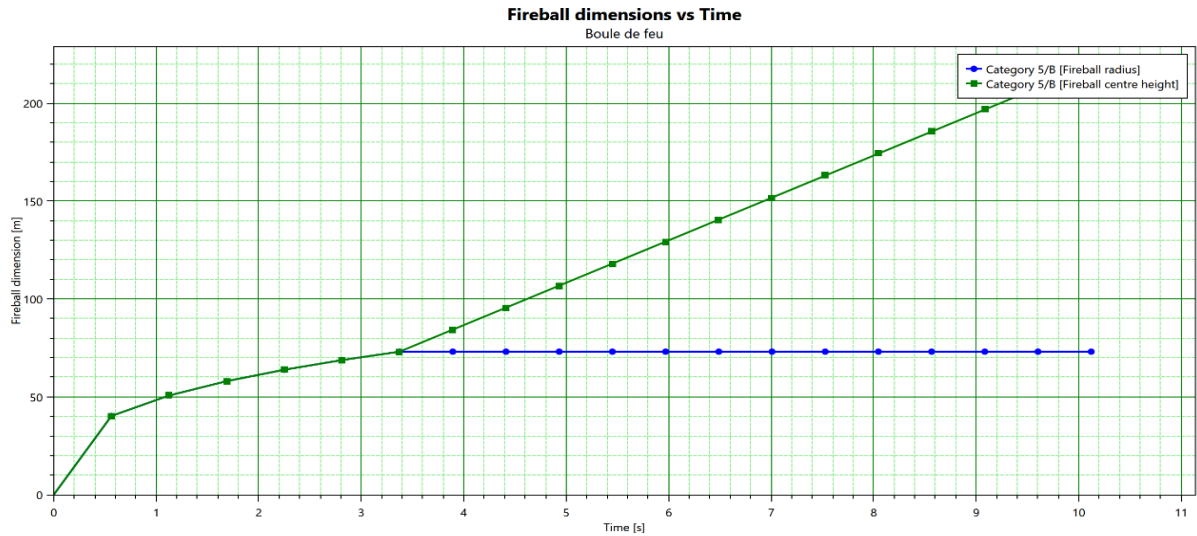


Figure III.23: Dimensions de boule de feu vs temps.

▪ Feu de torche

Suite à la fuite et en présence d'ignition, le feu de torche se produit. Le logiciel SAFETI, nous aides à mesurer la longueur de la flamme du feu de torche, Les résultats sont résumés dans le tableau :

Tableau III.28 : Résultats d'effets de feu de torche.

Équipement	Scénario	Stabilité pascal	Longueur de flamme[m]	Distance sous le vent jusqu'au niveau d'intensité (8kw/m2) [m]
Chambre de combustion	Feu de torche	Catégorie 5/B	100.581	138.013

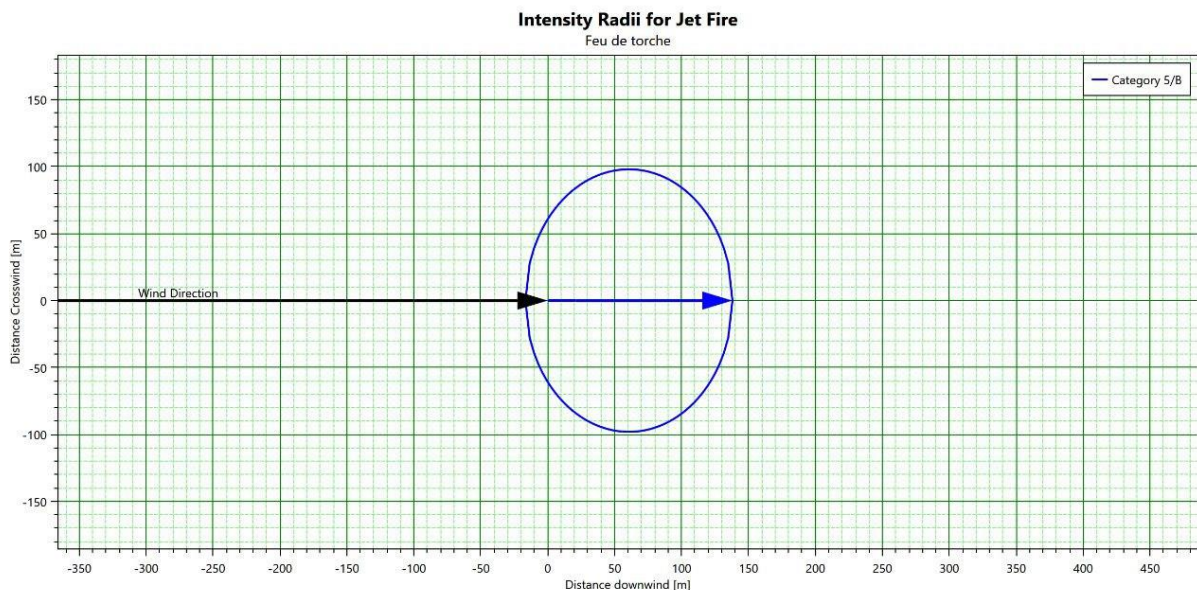


Figure III.24: Intensité radiation pour feu de torche.

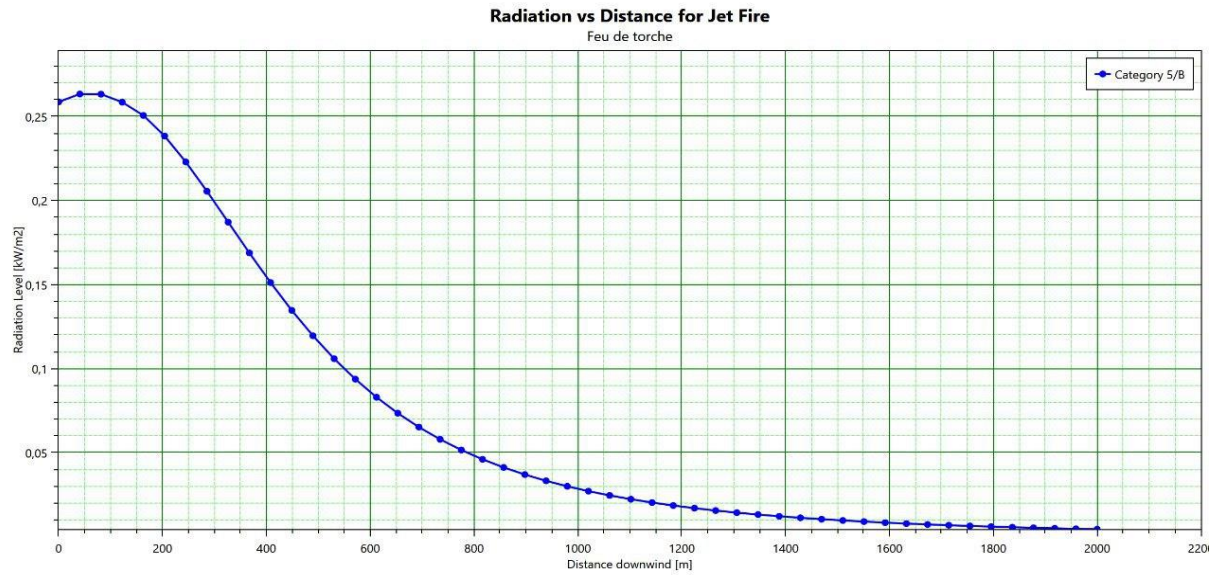


Figure III.25: Radiation vs de feu de torche en fonction des distances.

III.1.4. Détermination de la gravité

Tableau III.29 : Niveau de gravité des conséquences indésirable sur la population.

Scenario	Phénomène dangereux	Fréquence	Abr	Classe	Seuil retenu pour l'estimation de la gravité	Gravité au seuil retenu (Selon le nombre des victimes)	Niveau de gravité
1 Brèche	Explosion	2.3046E-8	A1	E	SELS	2	Modéré
	Feu de torche	3.4569E-8	A2	E	SELS	9	Important
	Feu de flash	2.3046E-8	A3	E	SELS	25	Catastrophique
1 Rupture	Boule de feu	6.6257E-8	B1	E	SELS	170	Désastreux
	Feu de flash	8.815E-8	B2	E	SELS	150	Désastreux
	Explosion	5.531E-8	B3	E	SELS	35	Catastrophique
2	Feu de torche	1.5609E-5	C1	D	SELS	17	Catastrophique
	Feu de flash	1.3007E-5	C2	D	SELS	20	Catastrophique
	Explosion	7.8044E-6	C3	E	SELS	0	Modéré
3	Explosion	1.6251E-8	D1	E	SELS	80	Catastrophique
	Boule de feu	3.2503E-8	D2	E	SELS	2	Modéré
	Feu de torche	6.5006E-8	D3	E	SELS	0	Modéré

Tableau III.30 : Niveau de gravité des conséquences indésirable sur les structures.

Scenario	Phénomène dangereux	Fréquence	Abr	Classe	Seuil retenu pour l'estimation de la gravité	Niveau de gravité
----------	---------------------	-----------	-----	--------	--	-------------------

<b>1</b> Brèche	Explosion	2.3046E-8	A1	E	SDGS	Catastrophique
	Feu de torche	3.4569E-8	A2	E	SDGS	Important
	Feu de flash	2.3046E-8	A3	E	SDGS	Important
<b>1</b> Rupture	Boule de feu	6.6257E-8	B1	E	SDGS	Désastreux
	Feu de flash	8.815E-8	B2	E	SDGS	Important
	Explosion	5.531E-8	B3	E	SDGS	Catastrophique
<b>2</b>	Feu de torche	1.5609E-5	C1	D	SDGS	Sérieux
	Feu de flash	1.3007E-5	C2	D	SDGS	Sérieux
	Explosion	7.8044E-6	C3	E	SDGS	Modéré
<b>3</b>	Explosion	1.6251E-8	D1	E	SDGS	Désastreux
	Boule de feu	3.2503E-8	D2	E	SDGS	Catastrophique
	Feu de torche	6.5006E-8	D3	E	SDGS	Important

**III.1.5. Placement des Phénomènes dangereux dans la matrice de criticité**

**Tableau III.31:** matrice de criticité (population).

Gravité	Fréquence				
	1 (E)	2 (D)	3 (C)	4 (B)	5 (A)
5. Désastreuse	B1/B2				
4. Catastrophique	A3/B3/D1	C1/C2			
3. Importante	A2				
2. Sérieuse					
1. Modérée	A1 /C3/D2/D3				

**Tableau III.32 :** matrice de criticité (structure).

Gravité	Fréquence				
	1 (E)	2 (D)	3 (C)	4 (B)	5 (A)
5. Désastreuse	B1/D1				
4. Catastrophique	A1/B3/D2				
3. Importante	A2/A3/B2/D3				
2. Sérieuse		C1/C2			
1. Modérée	C3				

### ❖ Discussion des résultats

Cette section offre une synthèse générale des résultats obtenus pour dériver les conséquences inacceptable associées aux scénarios de rejet définis.

On a présenté d'une manière complète la méthodologie de travail avec une application réel sur une section dans l'unité 100, mais ça n'ait pas suffisant pour comprendre les évènements indésirables possible dans la totalité de site RA1K et leurs conséquences sur la population environnante et sur l'installation.

Sur la base des résultats des nœuds paillant (fréquences) et des modélisations par SAFETI, nous avons pu déterminer le niveau de gravité qui est présenté dans le Tableau III.1.4 et III.1.5, ainsi que la matrice des risques présentée dans les Tableaux III.1.6 et III.1.7. Ces présentations nous permettent de mieux comprendre la nature des risques dans la zone industrielle et l'ampleur de l'effet possible de ces accidents indésirables sur la population et structure, ce qui est un problème majeur aujourd'hui dans toutes les industries. Comme on peut observer la quasi-totalité des conséquences modélisées dans ces scénarios (rupture et brèche) se situent dans la zone inacceptable. Cela prouve que les mesures de prévention prises sont loin d'être suffisantes et nécessitent des mesures supplémentaires et qui nécessitent une grande attention en matière de réduction des risques d'une manière ou d'une autre en diminuant la fréquence d'occurrence ou leurs effets (gravité) sur la population environnante ainsi que sur les installations, ce qui ne pourrait être fait qu'en utilisant des outils de prévention et de protection respectivement.

### ❖ Recommandations

Pour garantir que les risques soient conformes au principe ALARP, toutes les mesures pratiques de réduction du risque doivent être prises en compte. Des mesures additionnelles sont proposées ci-après. Ces mesures sont générales et visent à veiller à l'adoption des meilleures pratiques.

- Les mesures de prévention clé visent à minimiser la fréquence de brèche et le potentiel d'inflammation dans l'infrastructure en général. Les mesures prises pour minimiser les fréquences de brèche vont des détails de conception, tels que les chutes d'objets et les accès entretien, jusqu'aux calendriers de vérification en passant par les procédures d'exploitation. Chacun de ces éléments sera développé au fur et à mesure que la conception de l'infrastructure progresse. De la même manière, des contrôles spécifiques de l'inflammation doivent être finalisés tout en notant que les mesures relatives aux meilleures pratiques vis-à-vis du classement des zones dangereuses doivent être adoptées et que les sources d'inflammation doivent être minimisées dans toutes les zones de la manière la plus pratique possible.

- La détection des brèche et l'isolement sont des mesures de contrôle clés même si leur principale influence consistera à limiter le potentiel d'escalade. Plus la vitesse de l'isolement est élevée, meilleurs sont les avantages en termes de risques pour le personnel, même si l'influence ne sera pas substantielle dans la mesure où la majorité des dangers aura un impact immédiat sur le personnel.

En plus de ce qui précède, des mesures de protection des occupants des bâtiments contre les charges d'explosion et d'incendie et de restriction du potentiel d'escalade en général seront des aspects clés pour réduire les risques au niveau raisonnable dans la pratique.

Comme nous l'avons indiqué précédemment, cette évaluation des risques couvre uniquement les risques associés aux processus de l'unité 100 de RA1K de Skikda. Par conséquent, les résultats en matière de risque obtenus présentés dans cette étude doivent être considérés comme complémentaires aux risques associés aux unités d'exploitation existantes. Il est vivement conseillé de réaliser une QRA complète des infrastructures de la zone pétrochimique de Skikda à l'avenir afin d'obtenir une représentation complète des risques d'exploitation en combinant les risques associés aux unités d'exploitation existantes à Skikda. Si les risques d'exploitation existants sont déjà connus, alors il faudra tenir compte du personnel supplémentaire qui sera sur le site dans la mesure où celui-ci n'aura peut-être pas été pris en compte dans une analyse de risque antérieure pour les unités d'exploitation existantes.

## **Conclusion**

Ce chapitre se focalise sur l'analyse des risques liés aux hydrocarbures et leurs dérivés, par canalisation dans la région de Skikda. Cette étude est caractérisée par une analyse des risques, afin de déterminer les éventuelles causes conduisant à une perte de confinement au sein de l'unité 100 et les équipements choisis comme des exemples représentatifs.

La seconde partie de cette analyse, vise à identifier les phénomènes dangereux, en utilisant la méthode Nœud Papillon, sur les différents équipements. En dernier lieu, nous avons procédé à une modélisation de ces phénomènes dangereux en utilisant le logiciel SAFETI.

### **Conclusion générale**

Le travail réalisé dans le cadre de cette thèse a pour objectif l'identification, l'évaluation et le contrôle des risques liés au complexe RA1K Skikda. En premier lieu, cette étude a porté, sur le recensement des risques engendrés par le complexe et de les présenter de façon synthétique sous une forme hiérarchisée permettant de repérer les risques majeurs.

L'analyse quantitative des risques QRA est une étape très importante dans le processus de gestion des risques et alors pour la prise des décisions sur l'acceptabilité des risques.

Après la description structurelle et fonctionnelle du système, la démarche de QRA nous permet d'identifier les risques (passant par la méthode HAZOP), d'estimer les fréquences des événements dangereux par la méthode AdD, et par la méthode AdE nous avons décrit les phénomènes causants par ces événements.

Sur la base des résultats acquis, nous estimons que SAFETI peut être appliqué avec réussite aux études de danger des infrastructures classées comme outil permettant de déterminer les effets thermiques et de surpression liés aux phénomènes d'incendie et d'explosion. Par conséquent, de les comparés aux critères d'acceptabilité. Et, par conséquence, une meilleure prise de décision en matière de gestion des risques.

En vue du large spectre des informations qu'elle offre, l'approche QRA proposée pourrait être un support méthodologique pour les études d'analyse des risques dans le secteur industriel en Algérie

## Bibliographie

- [1] Alain Desroches, « Concepts et méthodes probabilistes de base de la sécurité », France, 1995, P1.
- [2] IEC 61508, « Functional Safety of Electrical/Electronic/Programmable Electronic (E/E/PE) safety related systems », International Electro-Technical Commission (IEC), 1998.
- [3] OHSAS 18001, Système de management de la santé et de la sécurité au travail-exigences - BSI, 2007, P2-4.
- ISO 45001, a été publiée en mars 2018. Elle va progressivement remplacer OHSAS 18001, toujours en vigueur jusqu'en mars 2021. Les entreprises certifiées OHSAS 18001 auront jusque à cette date pour se mettre en conformité. Nous sommes bien entendu à vos côtés pour cette migration.
- [4] Pierre David Pierre, « Management des Risques Industriels », Année 2010 à 2011, Grenoble INP, génie industrielle, P13.
- [5] BIT, 1991« Prévention des accidents industriels majeurs. Recueil de directives pratiques » Genève, P4.
- [6] NOUHED ACHOURI, apport de la logique floue à l'analyse de criticité des risques industriels, Mémoire de Magister en Hygiène et Sécurité Industrielle soutenue à L'université Université Hadj Lakhdar de Batna, 2009, P6.
- [7] Sécurité A. Desroches, et al « La gestion des risques : principes et pratiques » 3eme édition, Lavoisier, France, 2003.
- [8] ISO, « Management du risque : Vocabulaire, Principes directeurs pour l'utilisation dans les normes », Organisation internationale de normalisation, 2002.
- [9] <https://cchst.ca/oshanswers/hsprograms/investig.html>,P1.
- [10] Nouhed Achouri, apport de la logique floue à l'analyse de criticité des risques industriels, Mémoire de Magister en Hygiène et Sécurité Industrielle soutenue à L'université Université Hadj Lakhdar de Batna, 2009, P6-7.

- [11] ISO, « Aspects liés à la sécurité : Principes directeurs pour les inclure dans les normes », Organisation internationale de normalisation, 1999
- [12] Mr. M. Merad, « Analyse de l'état de l'art sur les grilles de criticité », rapport INERISDRA638, 16 Mars 2004, P11.
- [13] <https://www.inrs.fr/dms/inrs/CataloguePapier/ED/TI-ED-970/ed970,P9>.
- [14] <https://www.mciprevention.fr/fichiers/MCI%20classes%20de%20feux?pdf>.
- [15] [http://staff.univ-batna2.dz/sites/default/files/chebira\\_samia/files/Risque-incendie](http://staff.univ-batna2.dz/sites/default/files/chebira_samia/files/Risque-incendie), Pdf.
- [16] <https://www.inrs.fr/media?refINRS=ED6337,P3>.
- [17] <https://www.inrs.fr/risque/explosion/condition-survenue-consequences,html>.P4-5.
- [18] <https://www.inrs.fr/dms/inrs/CataloguePapier/ED/TI-ED-970/ed6336,P5>.
- [19] <https://www.rajf.org/?article938>.
- [20] [https://www.lemonde.fr/archives/article/1970/04/04/1-annee-sera-difficile-pour-le-plus-grand-groupe-chimique-britannique\\_2648919\\_1819218](https://www.lemonde.fr/archives/article/1970/04/04/1-annee-sera-difficile-pour-le-plus-grand-groupe-chimique-britannique_2648919_1819218).
- [21] [https://www.persee.fr/doc/drevi\\_0396-4841\\_1997\\_num\\_44\\_1\\_1466](https://www.persee.fr/doc/drevi_0396-4841_1997_num_44_1_1466).
- [22] INERIS – DRA – 2006-P46055-CL47569 : omega7 : méthodes d'analyse Des risques générés : B. DEBRAY, S. CHAUMETTE, S. DESCOURIERE, V. TROMMER. 2006, P14-17, 47-63
- [23] CDERE de France : SUURETE DE FONCTIONNEMENT DES SYSTEMES INDUSTRIELS : Alain Villemeur .1988, P171-178.
- [24] Andrea RONZO: contributions to the risk assessments of major accidents in port areas PhD thesis, U.P.C, Barcelona, 2007.
- [25] INERIS – DRA – 2006-P46055-CL47569 : omega7 : méthodes d'analyse des risques générés : B. DEBRAY, S. CHAUMETTE, S. DESCOURIERE, V. TROMMER. 2006, P14-17, 47-63.
- [26] DNV.PHAST, 2006.

- [27] Aval Naftec spa Raffinerie de Skikda « Présentation de la Raffinerie de Skikda » (Février 2008).
- [28] Manuel d’opération et de maintenance, Unité de Magnaforming, raffinerie de Skikda, Samsung Engineering, P219 (03/04/2012).
- [29] Manuel des procédures – document SONATRACH.
- [30] 04313-320-DE002-E\_EDD\_ChapitreB\_Etude de danger général. P31-35.
- [31] System Safety Program Requirements. Washingt DC USA: DEPARTMENT OF DEFENSE STANDARD PRACTICE, 2000.
- [32] “(18) (PDF) Formal Safety Assessment of LNG tankers,” ResearchGate. [https://www.researchgate.net/publication/281273707\\_Formal\\_Safety\\_Assessment\\_of\\_LNG\\_tankers](https://www.researchgate.net/publication/281273707_Formal_Safety_Assessment_of_LNG_tankers) (accessed Dec. 10, 2020).
- [33] J. Tixier, G. Dusserre, O. Salvi, and D. Gaston, “Review of 62 risk analysis methodologies of industrial plants,” *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, vol. 15, no. 4, pp. 291–303, Jul. 2002, doi: 10.1016/S0950-4230(02)00008-6.
- [34] J. E. Vinnem, *Offshore Risk Assessment vol 2.: Principles, Modelling and Applications of QRA Studies (Springer Series in Reliability Engineering)*. Springer, 2014.