



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

معهد الصيانة والأمن الصناعي

Institut de Maintenance et de Sécurité Industrielle

Département De Sécurité Industrielle et Environnement

MÉMOIRE

Pour l'obtention du diplôme de Master

Filière : Hygiène et Sécurité Industrielle

Spécialité : Sécurité industrielle et environnement

Thème

**La gestion du risque d'explosion lié aux fuites
d'hydrocarbures (pétrole, condensats et GNL)
sur un site industriel (Sonatrach): application
de la méthode HAZOP et ADD.**

Présenté et soutenu publiquement par :

IDRISSI Moulay Med Ali & Hadjar Mohammed Youcef

Devant le jury composé de :

Nom et Prénom	Etablissement	Qualité
MOULESSEHOULA	Université d'Oran 2	président
NEHAL N	Université d'Oran 2	Examineur
AQUIMER YAMINA	Université d'Oran 2	encadrante

Année 2025/2026

Remerciements

Nous tenons tout d'abord à remercier Dieu nous a donné la force et la patience d'accomplir ce Modeste travail.

*Nous adressons à notre encadrante **Mme Aouimer Yamina**, nos plus sincères remerciements pour son aide précieuse, sa patience et ses encouragements tout au long de ce travail. Nous la remercions pour les qualités scientifiques et pédagogiques dont elle a fait preuve dans son encadrement, ainsi que pour sa grande disponibilité. Qu'elle trouve à travers ces lignes l'expression de notre profonde gratitude et de notre sincère respect. Nous lui souhaitons une brillante carrière et un épanouissement bien mérité.*

Nous tenons également à remercier vivement les membres du jury pour avoir accepté d'évaluer ce mémoire et pour le temps qu'ils ont bien voulu lui consacrer.

Nous adressons aussi nos sincères remerciements à l'ensemble des enseignants du département d'Hygiène et Sécurité Industrielle pour leurs précieux conseils et leurs orientations tout au long de notre formation.

*Nous remercions chaleureusement l'ensemble du personnel de SONATRACH pour leur accueil bienveillant et leur hospitalité tout au long de notre stage. Nous adressons une reconnaissance toute particulière à **M. Idrissi Moulay Idris**, Chef de Service Comptabilité Financière, pour ses efforts, sa générosité et son aide précieuse qui ont rendu la réalisation de ce stage possible.*

Enfin, nos remerciements sont adressés à toutes les personnes ayant contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce travail.

Dédicaces

Je tiens à dédier ce modeste travail :

*À mes chers **parents**, pour tous leurs sacrifices silencieux, leur amour sans condition et leurs prières qui m'ont accompagnée chaque jour. Vous avez cru en moi même quand je doutais de moi-même. Je vous dédie ce travail en témoignage de mon amour et de ma reconnaissance éternelle.*

*À ma chère **grand-mère Aicha**, que Dieu la garde et la protège, cette femme exceptionnelle qui m'a élevée et qui était pour moi bien plus qu'une grand-mère elle était ma deuxième mère. Ses sacrifices, sa sagesse et son amour ont façonné la personne que je suis aujourd'hui.*

*À la mémoire de mon cher **grand-père ALI**, Allah Yerhamou, que Dieu l'accueille en Sa sainte miséricorde.*

*À ma chère **grand-mère Fatima**, que Dieu la garde et la protège, pour sa présence, sa douceur et ses précieux conseils qui m'ont toujours accompagné.*

*À mes chers **frères Abdou, Ibrahim, Ahmed et Abdelkader**, pour leur amour et leur soutien.*

*À mes chers oncles **Dadi, Ibrahim, Hmida et Abdelkader**, pour leur présence, leur soutien et leur bienveillance tout au long de mon parcours.*

*À mon binôme **Hadjar Med Youcef**... Je te remercie du fond du cœur pour ton soutien inconditionnel, ta patience et ton sérieux tout au long de ce projet. Notre collaboration a été bien plus qu'un simple travail académique, elle a été une véritable expérience humaine.*



Dédicaces

Au nom d'Allah, le Tout Miséricordieux, le Très Miséricordieux.

Je dédie ce modeste travail, avant tout, à **Allah**, qui m'a accordé la force, la patience et la réussite nécessaires pour mener à bien ce parcours.

À mes très chers **Parents**, les êtres les plus précieux à mon cœur, dont l'amour, les sacrifices et le dévouement ont éclairé chacun de mes pas. Vous avez toujours cru en moi, même dans les moments où le doute s'installait. Vous avez été mon refuge dans les épreuves, ma force dans les moments difficiles et la source de chacune de mes réussites. Aucun hommage ne saurait être à la hauteur de tout ce que vous avez accompli pour moi. Que ce travail soit le témoignage de mon amour infini, de mon profond respect et de mon éternelle reconnaissance envers vous. Que Dieu vous accorde santé, bonheur et une longue vie remplie de sérénité.

À mes chers frères, **Hichem, Yacine et Walid**, qui ont toujours été présents à mes côtés par leur affection, leur soutien et leurs encouragements. Votre confiance en moi a été une source inestimable de motivation. Je vous exprime toute ma gratitude et vous souhaite un avenir radieux, à la hauteur de vos ambitions.

À mes précieux **Amis**, compagnons de route et témoins de nombreuses étapes de ce parcours, pour leur amitié sincère, leur soutien indéfectible et tous les moments de partage qui ont rendu cette aventure humaine et académique plus belle et plus enrichissante. Votre présence restera à jamais gravée dans ma mémoire.

À mon estimé binôme, **Idrissi Moulay Med Ali**, avec qui j'ai partagé cette expérience scientifique et humaine. Je tiens à lui adresser mes sincères remerciements pour son sérieux, son implication, sa patience, son sens des responsabilités et son esprit de collaboration. Ce travail représente le fruit d'un effort commun fondé sur le respect, la confiance et la volonté de réussir.



Résumé

Ce travail porte sur l'évaluation et la gestion du risque d'explosion lié aux fuites d'hydrocarbures (pétrole, condensats et gaz naturel liquéfié) sur un site industriel de Sonatrach à In Amenas. Il explore les scénarios de fuites et leurs origines : équipements sous pression, canalisations, stockage, etc. Il analyse aussi les facteurs susceptibles de provoquer une explosion. Ce mémoire vise à renforcer la sécurité des installations. Pour ce faire, nous développons des protocoles de gestion des risques. Nous proposons également des mesures de prévention et de mitigation. L'objectif est de protéger le personnel, l'environnement et les actifs de l'entreprise. Nous visons en même temps une exploitation plus sûre et plus durable.

Notre étude commence par une description des installations industrielles du site d'In Amenas. Nous présentons également les substances manipulées : le pétrole, les condensats et le GNL (gaz naturel liquéfié). Nous identifions ensuite les risques majeurs liés aux fuites d'hydrocarbures : inflammation, déflagration et explosion. Nous abordons également les dispositifs de détection et de sécurité existants. Enfin, nous présentons les méthodes d'évaluation de ces risques. Nous appliquons l'analyse HAZOP (Hazard and Operability Study, étude des risques et de la sûreté de fonctionnement) et la méthode de l'arbre des défaillances (ADD, représentation graphique des causes d'une défaillance) pour modéliser les scénarios d'explosion.

Mots-clés : risque d'explosion, fuites d'hydrocarbures, pétrole, condensats, GNL, HAZOP, ADD, Sonatrach, In Amenas.

Abstract

This work focuses on assessing and managing explosion risk from hydrocarbon leaks (oil, condensates, and Liquefied Natural Gas (LNG)) at a Sonatrach industrial site in In Amenas. It examines potential leak scenarios and their origins. These may include pressurized equipment, pipelines, and storage. The analysis also reviews factors that could lead to an explosion. The main objective of this dissertation is to enhance facility safety. This is done by developing risk management protocols. We also propose prevention and mitigation measures. These approaches aim to protect personnel, the environment, and company assets. The goal is to ensure safer and more sustainable operations. Our study begins with a description of the industrial facilities at In Amenas and the substances handled, such as oil, condensates, and LNG. We then identify the major risks posed by hydrocarbon leaks. These risks include ignition (the process of catching fire), deflagration (rapid combustion that propagates via heat transfer), and explosion (a sudden, violent release of energy).

We address existing detection and safety devices. Finally, we present risk assessment methods. We provide a practical application of HAZOP (Hazard and Operability Study) and Fault Tree Analysis (FTA) to model explosion scenarios. Technical application of HAZOP (Hazard and Operability Study) analysis and Fault Tree Analysis (FTA) for modeling explosion scenarios.

Keywords: explosion risk, hydrocarbon leaks, oil, condensates, LNG, HAZOP, FTA, Sonatrach, In Amenas.

ملخص

يركز هذا العمل على تقييم وإدارة خطر الانفجار الناجم عن تسربات (النفط، المكثفات، والغاز الطبيعي المسال (GNL) في موقع صناعي تابع لمجمع سوناطراك بعين أمناس. يدرس العمل سيناريوهات التسرب المحتملة، ومصادرها (المعدات المضغوطة، خطوط الأنابيب، التخزين، إلخ)، والعوامل التي قد تؤدي إلى انفجار. الهدف الرئيسي من هذه الأطروحة هو تعزيز سلامة المنشآت من خلال تطوير بروتوكولات إدارة المخاطر واقتراح تدابير الوقاية والتخفيف، وذلك لحماية العمال والبيئة وأصول الشركة، مع ضمان استغلال أكثر أماناً واستدامة تبدأ دراستنا بوصف المنشآت الصناعية لموقع عين أمناس والمواد المتداولة (النفط، المكثفات، الغاز الطبيعي المسال). ثم نحدد المخاطر الكبرى المرتبطة بتسربات الهيدروكربورات، ولا سيما مخاطر الاشتعال والانفجار. نتناول أيضاً أجهزة الكشف والسلامة الموجودة. وأخيراً، نستكشف طرق تقييم هذه المخاطر، مع تطبيق عملي لتحليل HAZOP دراسة المخاطر وقابلية التشغيل وطريقة شجرة الأعطال (ADD) لنمذجة سيناريوهات الانفجار.

الكلمات المفتاحية: خطر الانفجار، تسربات ، (نفط، مكثفات، غاز طبيعي مسال)، HAZOP ، ADD ، سوناطراك، عين أمناس.

Table des matières

ملخص	6
INTODUTION GENERALE	2
Problématique	2
Hypothèses	3
Objectif de la recherche	3
Méthodologie de la recherche	3
Raisons du choix du thème.....	4
Plan de travail	4
Chapitre 1:	5
Généralités sur les hydrocarbures Les fuites et les risque D'explosion	5
Introduction	6
1.1 Les hydrocarbures et leurs caractéristiques 1.1.1 Définition et classification des hydrocarbures	6
1.1.2 Pétrole brut	7
1.1.2.1 Définition et composition	7
1.1.2.2 Propriétés physico-chimiques.....	8
1.1.2.3 Points d'éclair et d'auto-inflammation	8
1.1.3.1 Définition et composition	8
1.1.3.3 Caractère volatil et inflammabilité	10
1.1.4 Gaz Naturel Liquéfié (GNL)	10
1.1.4.1 Définition et procédé de liquéfaction	10
1.1.4.2 Propriétés physico-chimiques.....	11
1.1.4.3 Comportement en cas de fuite	11
1.1.4.4 Limites d'inflammabilité et d'explosibilité	11
1.1.5 Comparaison des dangers entre pétrole, condensats et GN	12
1.2 Les fuites d'hydrocarbures.....	13
1.2.1 Définition d'une fuite d'hydrocarbure	13

1.2.2 Types de fuites	13
Selon l'ampleur	13
Selon la phase de la substance	13
1.2.3 Causes des fuites d'hydrocarbures	14
Causes liées aux équipements (corrosion, fatigue, défaillances)	14
Causes opérationnelles (erreurs, défaut de maintenance) [13].....	14
Causes externes (impact mécanique, météo) [14].....	14
Erreurs humaines	15
Causes organisationnelles [16]	15
1.2.4 Signes précurseurs d'une fuite.....	15
1.2.5 Comportement des hydrocarbures après fuite	16
1.3 Les risques d'explosion dans les installations pétrolières	16
1.3.1 Mécanisme de combustion et triangle du feu	16
1.3.2 Types de feux d'hydrocarbures.....	17
1.3.3 Définition d'une explosion.....	18
1.3.4 Conditions nécessaires à une explosion - Hexagone de l'explosion -	18
1.3.5 Types d'explosion (VCE, BLEVE, explosion confinée)	19
c) Explosion confinée.....	20
d) UVCE (Unconfined Vapor Cloud Explosion)	20
1.3.6 Formes d'explosion - Déflagration et Détonation -	21
1.3.7 Phénomènes dangereux spécifiques	21
1.3.8 Zones ATEX - Définition et classification -	22
1.3.9 Effets d'une explosion	22
a) Effets de surpression	22
b) Effets thermiques	23
c) Effets de projection de débris.....	23
d) Conséquences sur l'homme, les installations et l'environnement.....	23
1.4.1 Statistiques mondiales des accidents liés aux hydrocarbures.....	24

1.4.2 Accidents majeurs	24
Explosion de Skikda GL1K Algérie (2004)	24
Explosion de Buncefield Royaume-Uni (2005)	24
Explosion de Texas City États-Unis (2005)	25
Catastrophe de Piper Alpha-Mer du Nord (1988)	25
1.4.3 Leçons tirées des accidents majeurs	25
1.4.4 Impacts environnementaux des fuites et explosions	26
1.5 Conclusion	26
Chapitre 2 :	27
Analyse et gestion	27
Des risques dans l'industrie	27
Pétrolière	27
2.2 Notions fondamentales de sécurité industrielle	28
2.2.1 Définition de la sécurité industrielle	28
2.2.2 Types de sécurité	28
2.2.3 Le risque et ses composantes	29
2.3 Identification des dangers	30
2.3.1 Sources de danger sur un site pétrolier	30
2.3.2 Identification des équipements critiques	30
2.4.3 Grille de criticité des risques.....	31
2.4.4 Classification des risques selon Farmer	31
2.5 Méthodes d'analyse des risques.....	32
2.5.1 Vue d'ensemble des méthodes disponibles.....	32
2.5.2 APR (Analyse Préliminaire des Risques).....	32
2.5.3 AMDEC (Analyse des Modes de Défaillance, de leurs Effets et de leur Criticité).....	33
2.5.4 HAZOP (HAZard and OPerability study)	33
2.5.5 ADD (Arbre de Défaillances)	33
2.5.6 Nœud papillon (Bow-Tie).....	33

2.5.7 Choix de la méthode adaptée	34
2.6 Gestion des risques et barrières de sécurité	34
2.6.1 Objet et principes de la gestion des risques	34
2.6.2 Barrières de sécurité.....	35
2.6.3 Systèmes de détection.....	37
2.6.4 Systèmes instrumentés de sécurité (SIS)	37
2.6.5 Protection active contre l'incendie et l'explosion	39
2.6.6 Protection passive	39
2.6.7 Plan d'Opération Interne (POI)	40
2.6.8 Réglementation et normes applicables	40
2.7 Conclusion	41
3.1 Introduction	43
3.2.1 Historique et origine	43
3.2.2 Définition et objectifs	43
3.2.3 Domaine d'application	44
3.2.4 Principes fondamentaux.....	44
3.2.5 Terminologie HAZOP.....	44
3.2.5.1 Nœud d'étude	45
3.2.5.2 Intention de conception	45
3.2.5.3 Paramètres de procédé	45
3.2.5.4 Mots-guides.....	45
3.2.6 Liste des mots-guides et leur signification	45
3.2.7 Combinaison mots-guides / paramètres.....	46
3.2.8 Déroulement d'une étude HAZOP	46
3.2.8.1 Phase de préparation	46
3.2.8.2 Phase d'examen (sessions HAZOP)	47
3.2.8.3 Phase de synthèse et rédaction du rapport	47
3.2.9 Tableau HAZOP - Format et contenu	48

3.2.10 Matrice de criticité utilisée dans la HAZOP	49
3.2.1.1 Avantages de la méthode HAZOP	49
3.2.12 Limites de la méthode HAZOP	49
3.3 Méthode ADD (Arbre de Défaillances)	50
3.3.1 Historique et origine	50
3.3.2 Définition et objectifs	50
3.3.3 Domaine d'application	50
3.3.4 Principes fondamentaux.....	51
3.3.5 Terminologie et symboles utilisés	51
3.3.5.1 Événement sommet (Top Event)	51
3.3.5.2 Événements intermédiaires	51
3.3.5.3 Événements de base	51
3.3.5.4 Événements non développés.....	51
3.3.5.5 Portes logiques	51
3.3.6 Méthodologie de construction d'un ADD	52
3.3.7 Analyse qualitative de l'ADD	53
3.3.8 Analyse quantitative de l'ADD	54
3.3.9 Avantages de la méthode ADD	55
3.3.10 Limites de la méthode ADD	55
3.4 Comparaison entre HAZOP et ADD	55
3.4.1 Avantages respectifs.....	55
3.4.2 Limites respectives	56
3.4.3 Complémentarité des deux méthodes.....	56
3.4.4 Passage de la HAZOP à l'ADD.....	57
3.5 Conclusion	57
Chapitre 4 :	58
Étude de cas industrielle - analyse du risque d'explosion lié aux fuites d'hydrocarbures sur un site de sonatrach	58

4.1 Description du procédé étudié	59
4.1.1 Localisation et identification du site	59
4.1.2 Composition et propriétés des hydrocarbures stockés	61
4.1.3 Description des installations principales	62
4.1.4 Liste des équipements critiques	65
4.1.5 Cartographie des phénomènes dangereux et des zones sensibles.....	66
4.1.6 Sélection du nœud d'étude HAZOP	66
4.2 Application de la méthode HAZOP	67
4.2.1 Rappel méthodologique	67
4.2.2 Définition du nœud d'étude	68
4.2.3 Tableau HAZOP du nœud Bac de stockage condensat 6101 E	69
4.2.4 Synthèse de l'analyse HAZOP	79
4.3 Application de la méthode ADD	80
4.3.1 Rappel méthodologique	80
4.3.2 Définition de l'événement sommet	80
4.3.3 Calcul des probabilités des événements de base	81
4.3.4 Calcul des probabilités des sous-branches et de l'événement sommet (UVCE)	83
4.3.5 Identification et analyse des coupes minimales	84
4.3.6 Analyse de sensibilité : évaluation des recommandations	85
. Conclusion générale de l'ADD.....	86
Conclusion générale	87
Conclusion finale	89
Bibliographie	90

Liste des abréviations

La liste ci-dessous regroupe l'ensemble des sigles et acronymes utilisés tout au long du présent mémoire, classés par ordre alphabétique.

Sigle	Signification
ADD	Arbre de Défaillances (Fault Tree Analysis FTA)
AMDEC	Analyse des Modes de Défaillance, de leurs Effets et de leur Criticité
API	American Petroleum Institute
APR	Analyse Préliminaire des Risques
ARIA	Analyse, Recherche et Information sur les Accidents (base de données française)
ATEX	ATmosphère Explosive
BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion
BOP	Blow-Out Preventer
CCPS	Center for Chemical Process Safety (AIChE)
EDD	Étude De Dangers
EIPS	Élément Important Pour la Sécurité
EPI	Équipement de Protection Individuelle
ESD	Emergency Shut Down
F&G	Fire and Gas system
FTA	Fault Tree Analysis

Sigle	Signification
GNL	Gaz Naturel Liquéfié (GNL)
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié
HAZOP	HAZard and OPerability study
HSE	Hygiène, Sécurité et Environnement
ICPE	Installation Classée pour la Protection de l'Environnement
IEC	International Electrotechnical Commission
ISO	International Organization for Standardization
LIE	Limite Inférieure d'Explosivité
LSE	Limite Supérieure d'Explosivité
NFPA	National Fire Protection Association
P&ID	Piping and Instrumentation Diagram
PFD	Probability of Failure on Demand
POI	Plan d'Opération Interne
PPI	Plan Particulier d'Intervention
RTI	Région Transport In Aménas
SIL	Safety Integrity Level
SIS	Système Instrumenté de Sécurité
TRC	Transport par Canalisations

Sigle	Signification
UVCE	Unconfined Vapor Cloud Explosion
VCE	Vapor Cloud Explosion
HEH	Haoud El-Hamra
RAMS	Reliability, Availability, Maintainability, Safety

Liste des figures

<i>Figure 1- Classification générale des hydrocarbures et des produits étudiés sur le site de la RTI de SONATRACH -</i>	<i>7</i>
<i>Figure 2 - Coupe transversale d'un bac à toit flottant : composants et équipements de sécurité -</i>	<i>9</i>
<i>Figure 3 - Plages d'inflammabilité (LIE-LSE) des principaux hydrocarbures- (Sources : NFPA 497, INRS)</i>	<i>12</i>
<i>Figure 4 - Triangle du feu appliqué aux hydrocarbures - [17]</i>	<i>17</i>
<i>Figure 5 - Typologie des phénomènes thermiques associés aux fuites d'hydrocarbures-.....</i>	<i>18</i>
<i>Figure 6 - Hexagone de l'explosion: les six conditions nécessaires -</i>	<i>19</i>
<i>Figure 7 - Mécanisme du BLEVE: succession des quatre phases conduisant à la formation d'une boule de feu-</i>	<i>20</i>
<i>Figure 8 - Typologie des explosions industrielles: VCE, BLEVE, explosion confinée et UVCE.....</i>	<i>21</i>
<i>Figure 9 - Seuils d'effets de surpression sur les structures et les personnes -</i>	<i>23</i>
<i>Figure 10 - Pyramide des événements selon F. Bird (1969) - proportions empiriques entre incidents [46].</i>	<i>29</i>
<i>Figure 11 - MATRICE 5 X 5 DE SONATRACH (RÉFÉRENTIEL IDENTIFICATION DES DANGERS ET ÉVALUATION DES RISQUES HSE (RÉFÉRENTIEL MANAGEMENT DES RISQUES HSE SONATRACH [50])</i>	<i>31</i>
<i>Figure 12 -Diagramme de Farmer : représentation des zones de risque acceptable, ALARP et inacceptable [51]-.....</i>	<i>32</i>
<i>Figure 13 - Représentation en nœud papillon (Bow-Tie) du risque d'explosion dû à une fuite d'hydrocarbures -</i>	<i>34</i>
<i>Figure 14 - Cycle de gestion des risques selon ISO 31000 :2018 -</i>	<i>35</i>
<i>Figure 15 - Modèle « Swiss Cheese » de J. Reason (1990) appliqué au site pétrolier - défense en profondeur -</i>	<i>36</i>
<i>Figure 16 - Représentation graphique des niveaux d'intégrité de sécurité (SIL) -</i>	<i>39</i>
<i>Figure 17 - Démarche méthodologique d'une étude HAZOP - (Selon la norme IEC 61882).</i>	<i>48</i>
<i>Figure 18 - Symboles standards de l'Arbre de Défaillances - (Norme IEC 61025) [53]......</i>	<i>52</i>
<i>Figure 19 - Complémentarité HAZOP / ADD dans une démarche intégrée d'analyse des risques d'après [74], [53] et [73]......</i>	<i>56</i>
<i>Figure 20 - Vue satellitaire du site SONATRACH RTI – Station de pompage OHANET (SH/TRC et SH/DP), Daïra d'In Amenas, Wilaya d'Illizi.....</i>	<i>59</i>
<i>Figure 21 - Plan d'aménagement et disposition des installations de la station OHANET-</i>	<i>61</i>
<i>Figure 22 - Gare racleur arrivée de l'ouvrage OH1 du Terminal OHANET-.....</i>	<i>62</i>
<i>Figure 23 : Parc de stockage du Terminal OHANET - bacs à toit flottant -</i>	<i>63</i>
<i>Figure 24 - Coupe schématique du bac de stockage 6101 E (condensat 35 000 m³) -.....</i>	<i>64</i>
<i>Figure 25 - Plan de masse du nœud HAZOP étudié – Bac 6101E-.....</i>	<i>67</i>
<i>Figure 26 - Arbre des défaillances (ADD) de l'UVCE sur le bac 6101E -.....</i>	<i>81</i>

Liste des tableaux

<i>Tableau 1 : Propriétés physico-chimiques typiques d'un pétrole brut léger - (Sources) [7][8].</i>	8
<i>Tableau 2 : Propriétés physico-chimiques des condensats - [10]</i>	10
<i>Tableau 3 : Propriétés physico-chimiques du GNL - [11]</i>	11
<i>Tableau 4 : Synthèse comparative des dangers liés au pétrole brut, aux condensats et aux GNL - [10,11,12]</i>	13
<i>Tableau 5 : Niveaux SIL et probabilités de défaillance associées (IEC 61508) [61].</i>	38
<i>Tableau 6 : Liste des mots-guides utilisés dans une étude HAZOP (norme IEC 61882) - [74]</i>	46
<i>Tableau 7 : Exemples de combinaisons « paramètre x mot-guide » et de déviations générées - [74]</i>	46
<i>Tableau 8 : Structure standard d'un tableau HAZOP. [74]</i>	49
<i>Tableau 9 : Comparaison synthétique des méthodes HAZOP et ADD - [53, 74]</i>	55
<i>Tableau 10 : Présentation générale de la station de pompage d'Ohanet</i>	60
<i>Tableau 11 : Propriétés physico-chimiques des produits stockés sur le site d'Ohanet</i>	61
<i>Tableau 12 Liste des équipements critiques de la station de pompage d'Ohanet</i>	66
<i>Tableau 13 : Mots-guides utilisés dans l'analyse HAZOP</i>	68
<i>Tableau 14 : Paramètres de fonctionnement nominal du nœud d'étude</i>	69
<i>Tableau 15 : Probabilités annuelles des événements de base</i>	82
<i>Tableau 16 : Coupes minimales et leur contribution au risque global</i>	85
<i>Tableau 17 : Évaluation quantitative de l'efficacité des recommandations principales</i>	85

INTRODUCTION GENERALE

INTODUTION GENERALE

Le monde industriel accorde une attention croissante à la maîtrise des risques pour les personnes, les équipements et l'environnement. Des efforts importants sont déployés pour gérer et réduire les risques afin de prévenir les accidents.

Le secteur des hydrocarbures, en particulier le stockage et le transfert des produits, est un domaine à haut risque. Les dangers propres à chaque produit (pétrole brut, condensats, GNL) augmentent lors des opérations de réception, d'exploitation, de stockage et d'expédition.

Actuellement, le risque majeur pour les installations pétrolières, compte tenu de leur activité, est l'incendie et/ou l'explosion, comme le confirment les études de danger. Par ailleurs, l'accidentologie montre que les sinistres survenus dans les zones de stockage d'hydrocarbures génèrent des phénomènes majeurs sur les sites industriels.

L'exploitation d'un site de stockage et de pompage, comme la station Ohanet de Sonatrach (région de transport d'In Amenas), représente un investissement important. Elle nécessite des compétences techniques pointues pour garantir la sécurité du confinement des hydrocarbures. Une perte de confinement non maîtrisée, associée à une source d'inflammation, peut entraîner une explosion. Les explosions dues aux fuites de condensats ou de pétrole brut constituent l'un de ces problèmes majeurs.

En Algérie, la loi n° 04-20 du 25 décembre 2004 relative à la prévention des risques majeurs et à la gestion des catastrophes dans le cadre du développement durable vise à établir des règles de prévention. Elle renforce la prévention des accidents impliquant des substances dangereuses en imposant à l'exploitant la mise en œuvre d'un système de contrôle et de gestion des risques, ainsi que d'une organisation adaptée aux dangers des installations.

Pour atteindre ces objectifs, divers outils et méthodes d'analyse des risques ont été mis en place afin d'identifier et de gérer les risques industriels. L'une de ces méthodes qualitatives est la méthode HAZOP (Hazard and Operability Study), qui identifie les dangers à partir des déviations des paramètres de procédé (pression, température, débit, niveau, etc.), ainsi que l'arbre de défaillances (ADD).

Problématique

À travers ce travail, nous cherchons à répondre aux questions suivantes :

- ✓ Comment évaluer le risque d'explosion, dû à une fuite d'hydrocarbures (pétrole, condensats, GNL) sur un site industriel de Sonatrach, en utilisant les méthodes d'analyse des risques HAZOP et ADD ?

- ✓ Qu'est-ce qu'un risque d'explosion lié à une perte de confinement sur une installation de stockage ou de transfert ?
- ✓ Quelles sont les barrières de sécurité (détection, confinement, extinction, etc) permettant d'éviter une explosion ?
- ✓ Comment appliquer concrètement les méthodes HAZOP et ADD au risque d'explosion résultant d'une fuite non maîtrisée d'hydrocarbures ?

Hypothèses

- Il existe une seule méthode d'analyse du risque d'explosion lié aux fuites d'hydrocarbures.
- Il existe plusieurs méthodes d'analyse du risque complémentaires du risque d'explosion (HAZOP, ADD, nœud papillon, AMDEC, etc.).

Objectif de la recherche

L'Objectif de ce mémoire est de réaliser une analyse du risque d'explosion lié aux fuites d'hydrocarbures (pétrole brut et condensats) sur le site de la station Ohanet de Sonatrach (région de transport d'In Amenas), par l'application combinée des méthodes d'analyse des risques HAZOP et d'arbre de défaillances (ADD). Afin d'examiner nos compétences sur le terrain dans l'application de ces méthodes d'évaluation, nous cherchons à proposer des mesures de prévention du risque d'explosion pour les équipements critiques du site, notamment les bacs de stockage de condensat à toit flottant.

Méthodologie de la recherche

La méthodologie proposée dans ce mémoire est à la fois documentaire et pratique. Ce travail vise à présenter une vue de l'évaluation du risque d'explosion par la méthode HAZOP et par l'arbre de défaillances, tant en théorie qu'en pratique sur une installation réelle. Dans la partie pratique, nous avons retenu la station de pompage et de stockage d'Ohanet, exploitée par Sonatrach, comme cas d'étude. L'analyse a porté sur le bac de condensat 6101 E (35 000 m³), en identifiant les déviations des paramètres (pression, niveau, température, confinement) et en modélisant les causes d'explosion à l'aide d'un arbre de défaillances.

Raisons du choix du thème

Nous avons choisi ce thème parce que l'ampleur des accidents industriels majeurs liés aux explosions d'hydrocarbures est très grave pour l'environnement (faune, flore, sols) et pour l'économie.

En utilisant l'approche HAZOP, qui examine les déviations des paramètres (pression, température, débit, niveau, confinement), et en identifiant les causes et conséquences de ces déviations en présence des barrières de sécurité existantes (détecteurs de niveau, cuvettes de rétention, réseau incendie, système mousse), puis en utilisant l'approche de l'arbre de défaillances pour modéliser la défaillance des barrières de sécurité (absence de détecteurs gaz, défaut d'étanchéité du toit flottant, absence de paratonnerre),

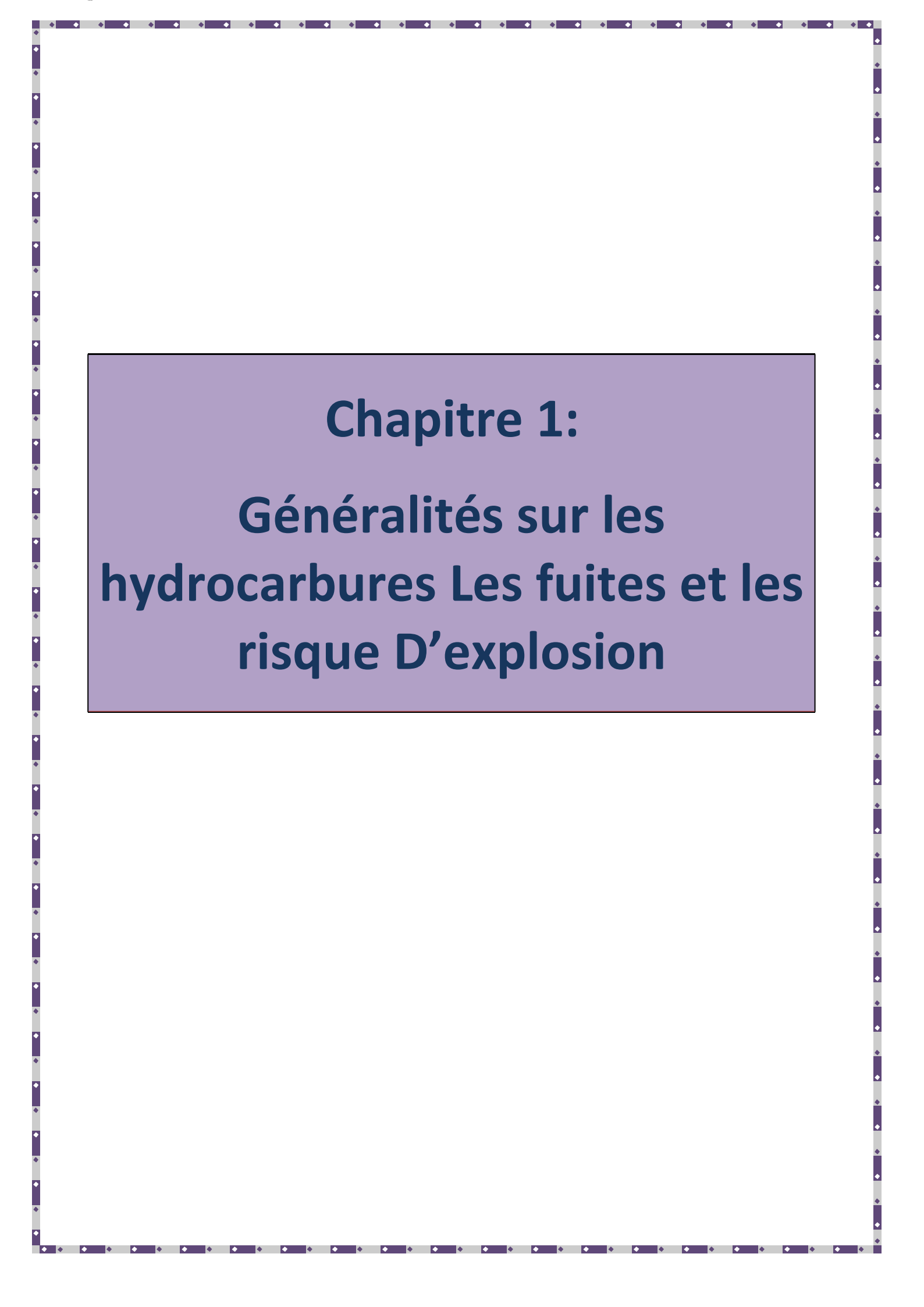
Des recommandations et des solutions sont proposées pour éviter le risque indésirable étudié : l'explosion due à une fuite d'hydrocarbures (condensat) survenue à la station Ohanet de Sonatrach.

Plan de travail

Notre travail débute par une autre introduction générale à notre thème suivi de quatre chapitres répartis comme suit :

- Le premier chapitre est consacré à la présentation des hydrocarbures, de leurs caractéristiques physico-chimiques, des mécanismes de fuite et des phénomènes d'explosion qui peuvent en résulter, avec un retour d'expérience sur les accidents majeurs.
- Le deuxième chapitre expose le cadre théorique de la gestion des risques industriels : définitions, notions de danger et de risque, méthodes d'analyse, barrières de sécurité et réglementation applicable.
- Le troisième chapitre présente en détail les deux méthodes retenues, HAZOP et ADD, ainsi que leur historique, leurs principes, leur terminologie et leur complémentarité.
- Le quatrième chapitre constitue le cœur de l'application pratique :
Présentation du site SONATRACH RTI, description des installations étudiées, puis application structurée de la HAZOP et de l'ADD, suivie de recommandations concrètes.

Ce travail se conclut par une synthèse générale et des perspectives d'amélioration pour la sécurité du site étudié.



Chapitre 1:

Généralités sur les hydrocarbures Les fuites et les risque D'explosion

Introduction

Les installations pétrolières et gazières manipulent au quotidien des volumes considérables de substances hautement inflammables et explosives. Comprendre leurs propriétés physico-chimiques, les mécanismes par lesquels elles peuvent s'échapper de leur confinement, et les phénomènes dangereux susceptibles d'en résulter constitue le fondement de toute démarche de gestion des risques [2]. Ce premier chapitre établit ce cadre de connaissances, indispensable à la compréhension des analyses développées dans les chapitres suivants.

1.1 Les hydrocarbures et leurs caractéristiques

1.1.1 Définition et classification des hydrocarbures

Les hydrocarbures sont des composés organiques constitués exclusivement d'atomes de carbone et d'hydrogène. Ils constituent la fraction essentielle du pétrole brut et du gaz naturel, et sont à la base de l'ensemble des produits pétroliers commerciaux [1][3]. On distingue principalement :

- **Les hydrocarbures saturés (alcane)** : méthane (CH_4), éthane, propane, butane, pentane et leurs homologues supérieurs. Ils constituent l'essentiel du gaz naturel et une part importante des essences.
- **Les hydrocarbures insaturés (alcènes, alcynes)** : présents en proportion plus faible dans le pétrole brut, mais importants dans les procédés de raffinage.
- **Les hydrocarbures aromatiques** : benzène, toluène, xylène (BTX), souvent présents dans les essences et les condensats.
- **Les hydrocarbures cycliques (naphtènes)** : cyclopentane, cyclohexane, fréquents dans certains bruts algériens.

Dans le contexte qui nous intéresse, sur le site RTI de SONATRACH, plusieurs familles de produits sont particulièrement importantes : le pétrole brut, les condensats, le gaz naturel et le GPL (gaz de pétrole liquéfié)

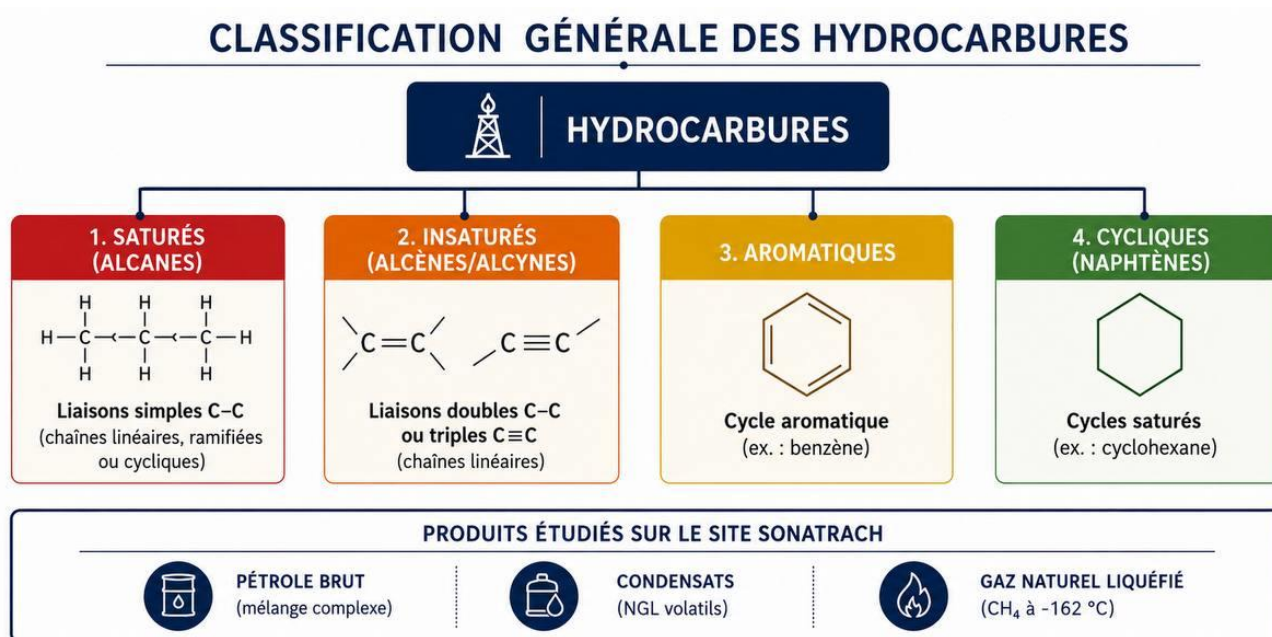


Figure 1- Classification générale des hydrocarbures et des produits étudiés sur le site de la RTI de SONATRACH -

1.1.2 Pétrole brut

1.1.2.1 Définition et composition

Le pétrole brut est un mélange complexe d'hydrocarbures liquides, dont la composition varie selon les gisements [4]. Les bruts sahariens exploités par SONATRACH, notamment ceux en provenance des champs d'Edjeleh, Zerzaitine et Tighentorine, sont généralement de bonne qualité, avec une densité API relativement élevée (de légère à intermédiaire) et une faible teneur en soufre [5].

La composition typique d'un pétrole brut léger comprend [6] :

- Des alcanes (paraffines) : 30 à 50 %
- Des naphènes (cycloalcanes) : 25 à 40 %
- Des aromatiques : 10 à 20 %
- Des composés soufrés, azotés et métalliques : traces à quelques pour cent

1.1.2.2 Propriétés physico-chimiques

Les propriétés physico-chimiques du pétrole brut présentent un intérêt capital pour l'évaluation des risques [7]:

Propriété	Valeur typique (brut léger)
Densité	0,78 à 0,88 kg/L
Point d'éclair	20 à 70 °C (selon composition)
Viscosité dynamique	2 à 100 mPa·s
Point d'ébullition	30 à 400 °C (mélange)
Pression de vapeur (Reid)	35 à 100 kPa
Limite inférieure d'explosivité (LIE)	≈ 1,4 % vol. (vapeurs d'essence)
Limite supérieure d'explosivité (LSE)	≈ 7,6 % vol.

Tableau 1 - Propriétés physico-chimiques typiques d'un pétrole brut léger - (Sources) [7][8].

1.1.2.3 Points d'éclair et d'auto-inflammation

Le point d'éclair est la température minimale à laquelle les vapeurs d'un liquide inflammable forment, avec l'air, un mélange susceptible de s'enflammer momentanément en présence d'une source d'allumage [7]. Pour le pétrole brut léger, ce point se situe généralement entre 20 et 70 °C, ce qui signifie qu'à la température ambiante saharienne (40-50 °C en été), les vapeurs au-dessus des bacs de stockage peuvent être facilement inflammables [8].

La température d'auto-inflammation est la température à partir de laquelle un mélange carburant/air s'embrase spontanément, sans apport d'énergie extérieure [7]. Pour les hydrocarbures pétroliers, cette température se situe généralement entre 250 et 400 °C. [8].

1.1.3 Condensats (liquides de gaz naturel)

1.1.3.1 Définition et composition

Les condensats, également appelés liquides de gaz naturel (NGL, pour Natural Gas Liquids), sont des hydrocarbures présents à l'état gazeux dans le réservoir souterrain, qui se condensent en phase liquide à la surface lors de la séparation. Ils sont intermédiaires entre le gaz naturel et le pétrole brut [9].

Leur composition est dominée par des hydrocarbures légers : pentane (C₅), hexane (C₆), heptane (C₇), ainsi que des fractions légères (propane C₃ et butane C₄), ce qui les rend particulièrement volatils [10]. Sur le site RTI, les

condensats proviennent principalement des champs de la région. Ils sont stockés dans des bacs à toit flottant à la station d'Ohanet, l'une des stations de stockage de condensats.

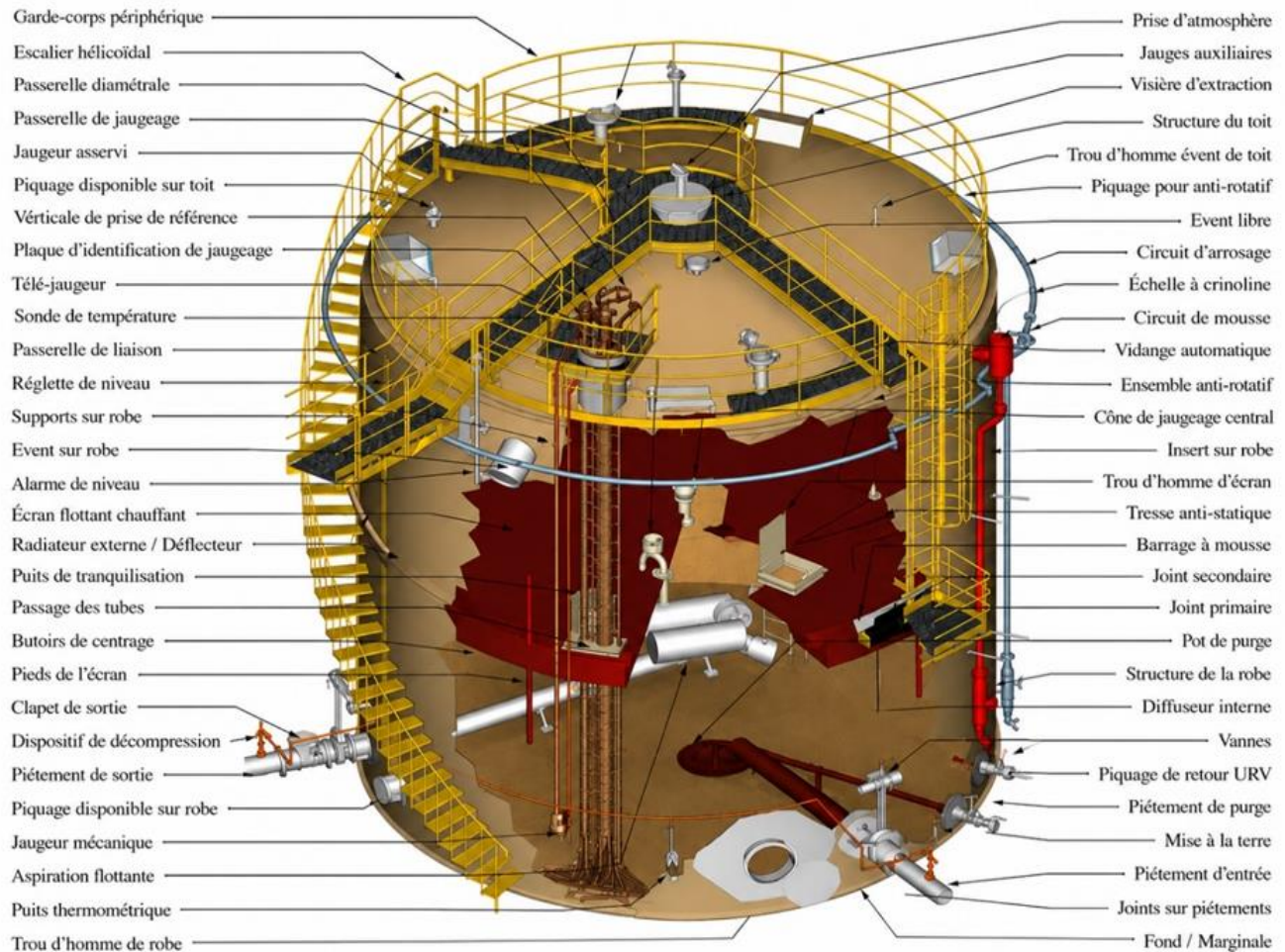


Figure 2 - Coupe transversale d'un bac à toit flottant : composants et équipements de sécurité -

(Source: documentation technique).

1.1.3.2 Propriétés physico-chimiques

Propriété	Valeur typique (condensats)
Densité	0,60 à 0,75 kg/L
Point d'éclair	-40 à 0 °C
Pression de vapeur saturante	50 à 200 kPa à 20 °C
LIE	1,0 à 1,5 % vol.
LES	7,5 à 9,0 % vol.

Tableau 2 - Propriétés physico-chimiques des condensats - [10]

1.1.3.3 Caractère volatil et inflammabilité

Le point d'éclair très bas des condensats (-40 à 0 °C) constitue leur caractéristique de danger la plus importante. Cela signifie que même par temps froid, leurs vapeurs sont suffisamment concentrées au-dessus du liquide pour former un mélange explosif avec l'air. En conditions sahariennes (températures ambiantes comprises entre 15 et 50 °C), les condensats émettent en permanence des vapeurs inflammables [15]. De plus, leur densité vapeur supérieure à 1 (plus lourdes que l'air) entraîne une accumulation au niveau du sol, rendant le risque d'inflammation à distance de la source particulièrement élevé [10].

1.1.4 Gaz Naturel Liquéfié (GNL)

1.1.4.1 Définition et procédé de liquéfaction

Le gaz naturel liquéfié (GNL) est du gaz naturel principalement constitué de méthane (90 à 99 %) qui a été refroidi à environ -162 °C, à pression atmosphérique, pour être transformé en liquide [10].

Ce processus de liquéfaction réduit le volume du gaz d'un facteur de 1 à 600, ce qui permet un transport et un stockage compacts et économiques. En Algérie, les complexes de liquéfaction d'Arzew et de Skikda produisent du GNL exporté vers l'Europe et les marchés internationaux [11].

1.1.4.2 Propriétés physico-chimiques

Propriété	Valeur
Température de stockage	-162 °C
Densité liquid	≈ 0,45 kg/L
LIE (vapeurs méthane)	5 % vol.
LSE (vapeurs méthane)	15 % vol.
Température d'auto-inflammation	≈ 580 °C
Chaleur de vaporization	510 kJ/kg

*Tableau 3 - Propriétés physico-chimiques du GNL - [11]***1.1.4.3 Comportement en cas de fuite**

En cas de fuite, le GNL se vaporise très rapidement, produisant un nuage important de vapeurs froides. Initialement, ces vapeurs sont plus denses que l'air, car elles sont très froides, et se répandent au sol. Lorsqu'elles se réchauffent, elles deviennent moins denses et s'élèvent. Durant toute cette phase de dispersion, si la concentration se situe entre la LIE (5 %) et la LSE (15 %), le nuage est potentiellement explosif [11].

1.1.4.4 Limites d'inflammabilité et d'explosibilité

Le méthane possède une plage d'explosivité plus étroite que la plupart des hydrocarbures lourds (5-15 % contre 1-7 % pour l'essence), mais son point d'auto-inflammation élevé (580 °C) en fait un gaz relativement difficile à enflammer par simple contact avec une surface chaude. En revanche, une étincelle électrique ou une flamme nue suffit à provoquer l'inflammation [11].

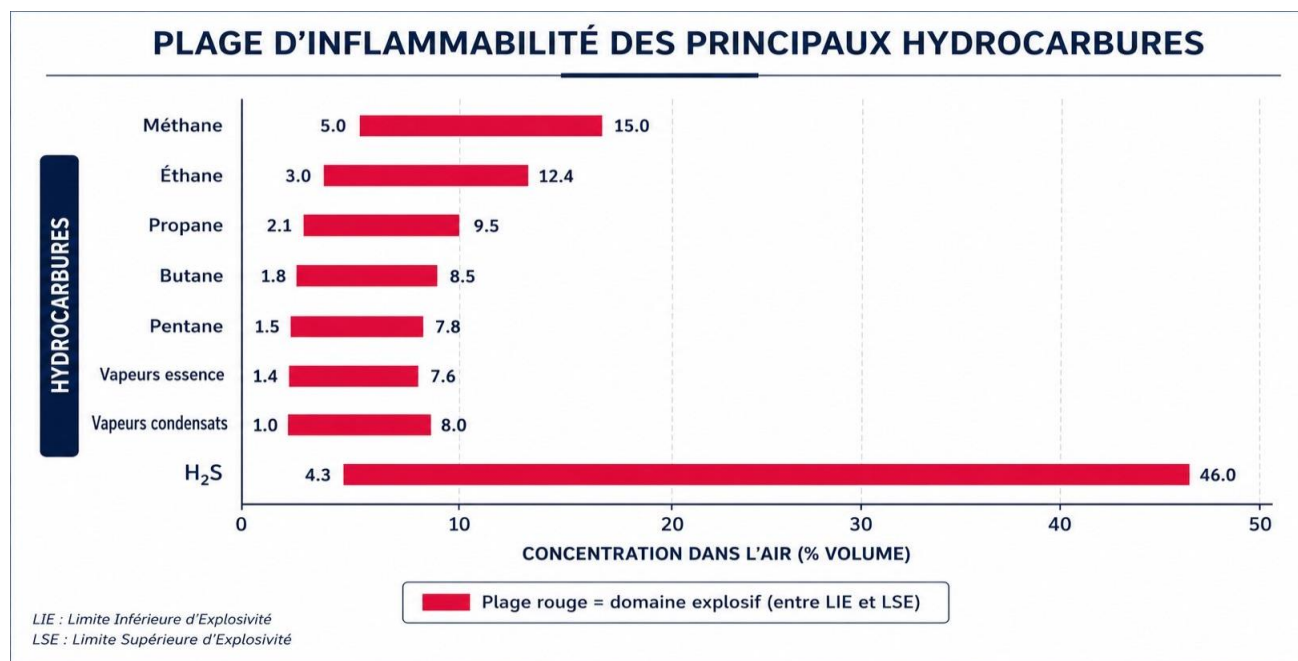


Figure 3 - Plages d'inflammabilité (LIE-LSE) des principaux hydrocarbures- (Sources : NFPA 497, INRS)

1.1.5 Comparaison des dangers entre pétrole, condensats et GN

Le tableau ci-après synthétise les différences de profil de danger entre les trois grandes familles de produits manipulés:

Critère de danger	Pétrole brut	Condensats	GNL
Point d'éclair	Élevé (20-70 °C)	Très bas (-40 à 0 °C)	N/A (gaz cryogénique) Stocké à -162 °C
Volatilité	Faible à modérée	Élevée	Maximale
Densité vapeur	> 1	>> 1	≈ 0,55 Plus léger que l'air (chaud)
LIE (% vol.)	≈ 1,4 %	≈ 1,0 %	5,0 %
Risque de nuage explosif	Modéré	Élevé	Très élevé (dispersion rapide)

Risque BLEVE	Faible	Modéré	Élevé (sous pression uniquement)
Risque Boil-over	Élevé (bacs)	Modéré	Nul

Tableau 4 - Synthèse comparative des dangers liés au pétrole brut, aux condensats et aux GNL - [10,11,12]

1.2 Les fuites d'hydrocarbures

1.2.1 Définition d'une fuite d'hydrocarbure

Une fuite d'hydrocarbure est définie comme toute perte non intentionnelle de confinement d'un produit hydrocarboné, qu'il soit liquide ou gazeux, depuis son contenant nominal (pipeline, bac de stockage, réservoir sous pression, vannes, raccords, etc.) vers l'environnement extérieur [13]. On distingue les fuites mineures (suintements, petites perforations) des fuites majeures (ruptures, brèches importantes) qui représentent un danger immédiat [13].

1.2.2 Types de fuites

On peut classer les fuites selon plusieurs critères [13]:

Selon l'ampleur

- **Fuite majeure** : brèche ou rupture franche d'une canalisation de grand diamètre, vidange rapide d'un bac de stockage. Débit de fuite très élevé, danger immédiat.
- **Fuite moyenne** : perforation ou brèche de dimensions limitées dans une canalisation ou un équipement sous pression. Débit de fuite significatif mais maîtrisable.
- **Fuite mineure** : suintement au niveau d'un joint, d'un presse-étoupe ou d'une soudure dégradée. Le débit est faible, mais il peut devenir dangereux s'il n'est pas détecté.

Selon la phase de la substance

- **Fuite de liquide** : formation d'une nappe d'hydrocarbures liquides, avec évaporation progressive des composés légers. Risque de pollution des sols et d'incendie.
- **Fuite gazeuse** : dispersion directe dans l'atmosphère sous forme de nuage, risque d'explosion immédiat si la concentration atteint les limites d'explosivité.
- **Fuite diphasique** : mélange liquide-vapeur, combinaison des deux risques précédents.

1.2.3 Causes des fuites d'hydrocarbures

Causes liées aux équipements (corrosion, fatigue, défaillances)

La corrosion est l'une des principales causes de perte de confinement dans les installations pétrolières [14].

Elle se manifeste sous différentes formes :

- **Corrosion externe** : attaque de la surface extérieure des pipelines par l'humidité du sol, les sels et les micro-organismes. Particulièrement préoccupante pour les pipelines enterrés dont la protection cathodique est défaillante.
- **Corrosion interne** : due à la présence d'eau, d'H₂S (gaz sulfhydrique), de CO₂ ou d'oxygène dissous dans les fluides transportés. Elle peut entraîner des perforations localisées (pitting) ou une perte d'épaisseur généralisée.
- **Fatigue des matériaux** : sollicitations cycliques dues aux variations de pression (coups de bélier dans les pipelines) ou aux vibrations des équipements rotatifs, entraînant des fissures progressives.
- **Défaillance mécanique des joints et raccords** : dégradation des garnitures, fluage des vis de bride, usure des éléments d'étanchéité des vannes.
- **Domages aux revêtements de protection** : l'altération des revêtements anticorrosion des bacs de stockage ou des pipelines expose le métal à un environnement agressif.

Causes opérationnelles (erreurs, défaut de maintenance) [13]

- Dépassement des conditions opératoires nominales (pression, débit, température).
- Ouverture ou fermeture inopportune de vannes créant suppressions ou des dépressions dangereuses pour l'intégrité des conduites et des joints.
- Manque d'inspection et de maintenance préventives des équipements critiques.
- Non-conformité des joints de remplacement (matériaux inadaptés, dimensions incorrectes).
- Absence ou insuffisance des tests d'étanchéité lors des remises en service après maintenance.

Causes externes (impact mécanique, météo) [14]

- Impacts mécaniques lors de travaux à proximité (engins de chantier, forage).
- Affouillements du sol déstabilisant les pipelines enterrés.
- Corrosion des revêtements sous l'effet des rayonnements UV en milieu désertique.

- Tempêtes de sable provoquant une usure abrasive des éléments exposés.

Erreurs humaines

Les erreurs humaines représentent une part importante des causes directes ou aggravantes de fuites dans l'industrie pétrolière [16]. Elles comprennent :

- Les erreurs d'identification des équipements lors des opérations de maintenance.
- Les manœuvres incorrectes sur les systèmes de vannes.
- La méconnaissance des procédures d'arrêt d'urgence.
- La sous-estimation des signaux précurseurs (bruit inhabituel, légère odeur D'hydrocarbure, variation de pression).

Causes organisationnelles [16]

- Absence ou insuffisance d'un système de gestion de la sécurité des procédés.
- Plans de maintenance préventive incomplets ou non respectés.
- Communication insuffisante entre les équipes lors des changements de poste.
- Formation inadéquate du personnel aux risques propres aux installations.

1.2.4 Signes précurseurs d'une fuite

La détection précoce d'une fuite est déterminante pour en limiter les conséquences [13]. Parmi les indicateurs à surveiller :

- **Signes olfactifs** : odeur caractéristique de l'agent odorant ajouté au GNL (mercaptan, donnant une odeur de chou pourri ou de gaz domestique), détectable à très faible concentration.
En présence d'H₂S (gaz acide), odeur d'œuf pourri.
- **Signes visuels** : formation d'une nappe liquide au sol ou sur l'eau, brouillard blanc (vapeurs de GNL condensées au contact de l'air froid), halos d'évaporation sur les surfaces.
- **Indicateurs de procédé** : baisse anormale de la pression dans une canalisation, variation inexplicée du débit, alarmes des détecteurs de gaz.

- **Bruit** : sifflement caractéristique d'une fuite de gaz sous pression.

1.2.5 Comportement des hydrocarbures après fuite

Après leur libération, les hydrocarbures se dispersent selon des mécanismes dépendant de leur nature [15] :

- **Produits liquides légers (condensats)** : s'évaporent rapidement, créant un nuage de vapeurs inflammables qui se déplace sous l'effet du vent. La concentration peut dépasser la LIE à proximité immédiate de la source.
- **Produits liquides lourds (bruts visqueux)** : s'étalent au sol, formant une nappe, avec une évaporation lente des composants volatils.
- **Produits gazeux (GNL, GPL)** : bien que tous deux stockés à l'état liquide, se comportent différemment après une fuite. Le GNL (-162 °C) forme d'abord un nuage cryogénique dense qui se répand au sol avant de se réchauffer et de s'élever ; le nuage reste explosif tant que la concentration en méthane est comprise entre la LIE (5 %) et la LSE (15 %).

Le GPL, stocké sous pression à température ambiante, subit une flash-vaporisation brutale à la fuite : il forme un aérosol liquide-vapeur plus lourd que l'air qui s'accumule dans les points bas, créant un risque d'explosion différé.

La modélisation de la dispersion des nuages gazeux nécessite des outils spécialisés tenant compte de la topographie, des conditions météorologiques (vitesse et direction du vent, stabilité atmosphérique) et des propriétés physico-chimiques du produit [15].

1.3 Les risques d'explosion dans les installations pétrolières

1.3.1 Mécanisme de combustion et triangle du feu

La combustion est une réaction chimique d'oxydation rapide qui libère de la chaleur et de la lumière. Ses conditions nécessaires sont classiquement représentées par le triangle du feu [12] :

1. **Un combustible** : dans notre cas, les vapeurs d'hydrocarbures (méthane, condensats, pétrole).
2. **Un comburant** : l'oxygène de l'air (concentration minimale d'environ 10 % pour maintenir la combustion des hydrocarbures).
3. **Une source d'inflammation** : une étincelle électrique, une flamme nue, une surface chaude, une charge électrique statique, un éclair de foudre.

Pour qu'une explosion se produise, un quatrième facteur entre en jeu : les proportions relatives du combustible et du comburant doivent se situer dans la plage d'explosivité, définie par la Limite Inférieure d'Explosivité (LIE) et la Limite Supérieure d'Explosivité (LSE) [12].

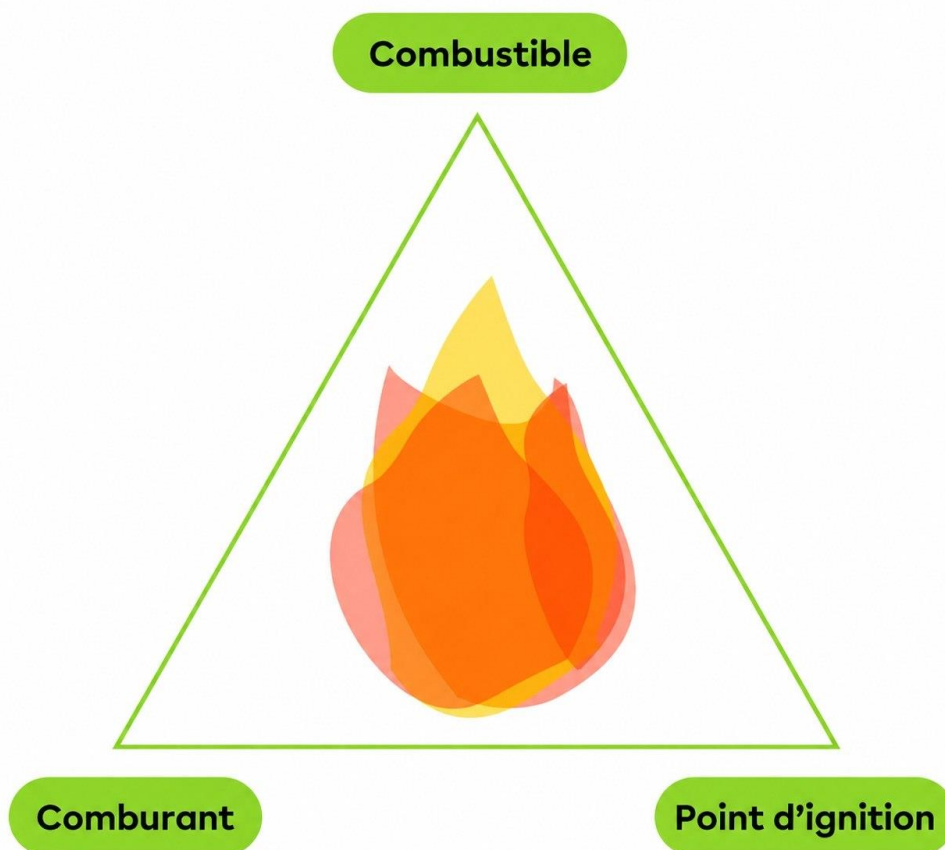


Figure 4 - Triangle du feu appliqué aux hydrocarbures - [17]

1.3.2 Types de feux d'hydrocarbures

Avant d'aboutir à une explosion, les fuites d'hydrocarbures peuvent donner lieu à plusieurs types de feux :

- **Feu de nappe** (pool fire) : combustion d'un hydrocarbure liquide répandu au sol. Caractérisé par un flux thermique radiatif élevé. Risque principal pour les bacs de stockage et les cuves [18].
- **Feu de jet** (jet fire) : combustion d'un jet de gaz ou de liquide volatil sous pression. Très localisé mais avec un flux thermique très intense. Dangereux pour les équipements et les structures environnantes [18].
- **Feu de torche** : cas particulier de feu de jet dans les torchères industrielles [18,27].
- **Flash fire**: inflammation rapide d'un nuage de vapeurs inflammables en l'absence de confinement ou d'obstruction suffisante pour générer une onde de souffle. Contrairement à l'UVCE, il ne produit pas d'effet de surpression significatif ses effets sont essentiellement thermiques et s'étendent sur toute la zone couverte par le nuage inflammable [19,26].



Figure 5 - Typologie des phénomènes thermiques associés aux fuites d'hydrocarbures-

1.3.3 Définition d'une explosion

Une explosion est définie comme une libération rapide et brutale d'énergie qui se manifeste par une onde de pression (onde de souffle) se propageant dans le milieu ambiant [20]. Dans le contexte des hydrocarbures, elle résulte de l'inflammation d'un nuage de vapeurs dont la concentration se situe entre la LIE et la LSE [21].

La rapidité de libération d'énergie différencie l'explosion de la simple combustion lente : en quelques millisecondes à quelques secondes, une quantité d'énergie considérable est libérée, créant des pressions bien supérieures à la pression atmosphérique qui se propagent sous forme d'onde de choc [20].

1.3.4 Conditions nécessaires à une explosion - Hexagone de l'explosion -

Au-delà du triangle du feu, les explosions de gaz/vapeurs d'hydrocarbures nécessitent des conditions complémentaires :

1. Combustible présent.
2. Comburant (oxygène) présent.
3. Source d'inflammation.
4. Concentration du mélange entre LIE et LSE.
5. Confinement partiel ou total (favorise la hausse de la pression).

6. Combustible sous forme dispersée (vapeurs, gaz ou aérosols d'hydrocarbures en suspension dans l'air, assurant un contact homogène avec le comburant).

Ces six conditions constituent l'hexagone de l'explosion. L'absence d'un seul de ces facteurs empêche l'explosion d'où l'importance des barrières de sécurité agissant sur chacun d'eux [21].



Figure 6 - Hexagone de l'explosion: les six conditions nécessaires -

L'énergie minimale d'inflammation (EMI) est la quantité d'énergie nécessaire pour enflammer un mélange gazeux. Pour les mélanges hydrocarbures/air, elle est de l'ordre de 0,2 à 0,3 mJ (millijoules), ce qui est extrêmement faible une simple étincelle d'électricité statique suffit dans de nombreux cas [20].

1.3.5 Types d'explosion (VCE, BLEVE, explosion confinée)

a) VCE (Vapor Cloud Explosion) Explosion de nuage de vapeurs

La VCE résulte de l'inflammation d'un nuage de vapeurs inflammables, formé à la suite d'une fuite de gaz ou de liquide volatil. Si le nuage est suffisamment grand et que l'inflammation survient dans une zone encombrée (conduites, structures), une détonation peut se déclencher, accompagnée d'une onde de souffle dévastatrice [23].

b) BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion)

La BLEVE survient lorsqu'un réservoir contenant un liquide sous pression (gaz liquéfié, condensat) se rompt brutalement, souvent à la suite d'un feu de nappe qui chauffe les parois. La dépressurisation soudaine provoque une vaporisation explosive du contenu, accompagnée d'un souffle puissant et, si le produit est inflammable, d'une boule de feu (fireball). Les BLEVE ont été à l'origine de certaines des catastrophes industrielles les plus graves de l'histoire [18].

Mécanisme du BLEVE : succession des quatre phases conduisant à la formation d'une boule de feu

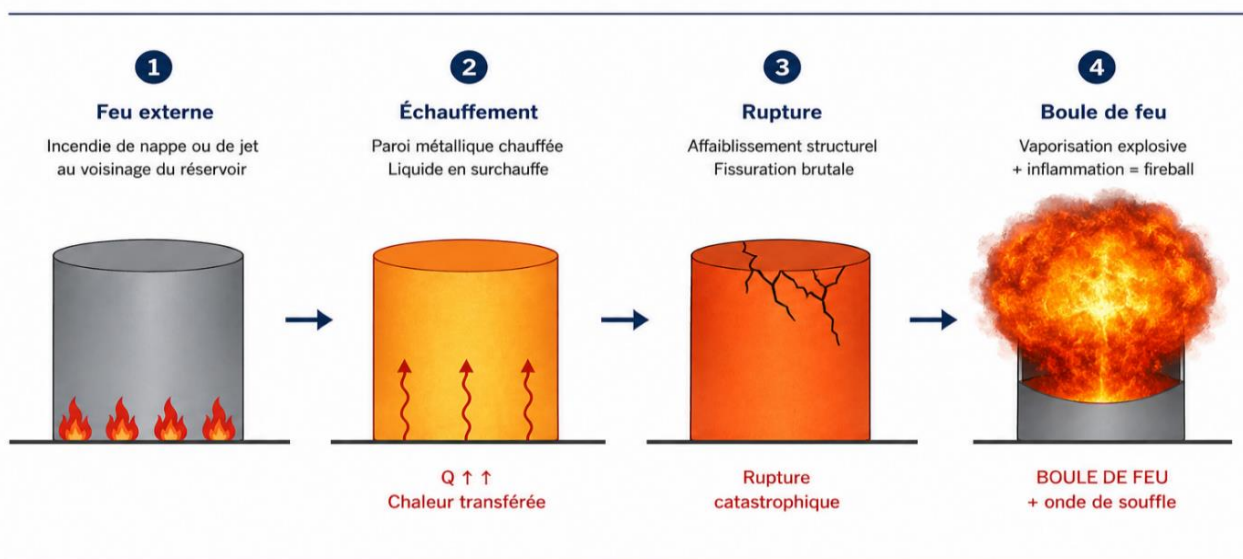


Figure 7 - Mécanisme du BLEVE: succession des quatre phases conduisant à la formation d'une boule de feu-

c) Explosion confinée

Elle se produit dans un espace fermé ou semi-fermé (salle des machines, capacité sous pression). La montée en pression est maximale en raison du confinement, et les effets mécaniques sur les structures peuvent être catastrophiques [25].

d) UVCE (Unconfined Vapor Cloud Explosion)

Forme particulière de VCE où le nuage n'est pas confiné. Les effets du souffle sont moins intenses, mais la zone affectée peut être très étendue, notamment si l'inflammation survient avant que le nuage ne se dilue [24 ,26].

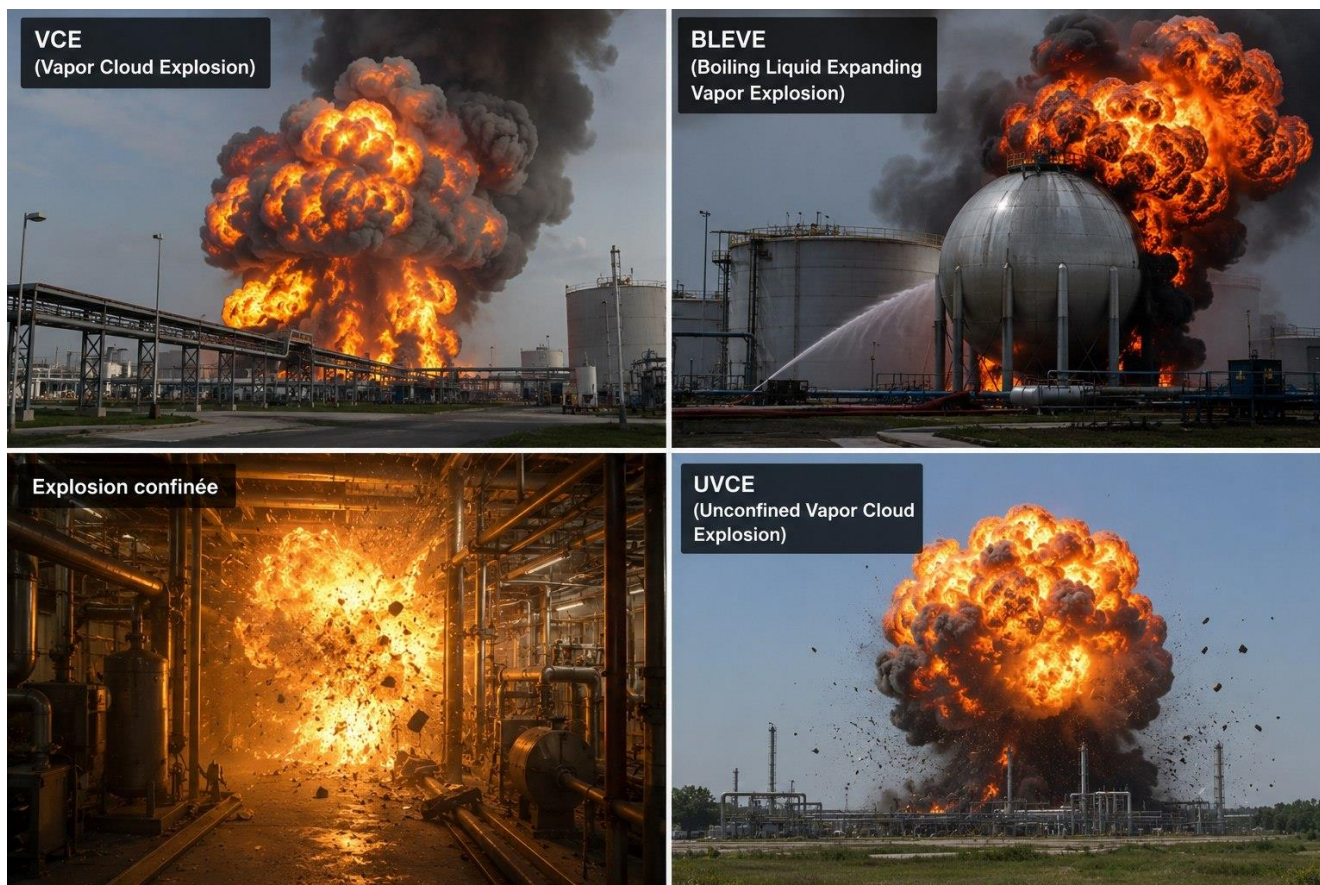


Figure 8 - Typologie des explosions industrielles: VCE, BLEVE, explosion confinée et UVCE

1.3.6 Formes d'explosion - Déflagration et Détonation -

- **Déflagration** : la flamme se propage à une vitesse inférieure à celle du son (< 340 m/s). L'onde de pression est modérée [20].
- **Détonation** : la flamme se propage à une vitesse supérieure à celle du son (de $1\,000$ à $3\,000$ m/s). L'onde de choc est extrêmement intense et ses effets mécaniques sont dévastateurs [20].

Dans la majorité des incidents industriels, la combustion commence sous forme de déflagration et peut évoluer en détonation (phénomène DDT : Deflagration-to-Detonation Transition) si des conditions d'encombrement, de turbulence et de confinement sont réunies [24].

1.3.7 Phénomènes dangereux spécifiques

Boil-over : est provoqué par une onde de chaleur (heat wave) qui se propage lentement vers le bas dans le bac au fil de l'incendie. Lorsqu'elle atteint la couche d'eau émulsionnée en fond de bac, cette eau se vaporise instantanément, projetant violemment le pétrole en flammes hors du bac.

Ce n'est pas simplement "la chaleur du feu" mais une onde thermique descendante spécifique aux bruts contenant de l'eau libre en fond de bac [18].

Slop-over : se produit quand l'eau des agents extincteurs pénètre dans le pétrole chaud en surface

(> 100 °C) et se vaporise instantanément. Il est moins violent que le Boil-over car limité à la surface, sans implication de la couche d'eau de fond [18].

1.3.8 Zones ATEX - Définition et classification -

Les zones ATEX (ATmosphère EXplosive) sont des zones où des mélanges explosifs peuvent se former en conditions normales ou accidentelles d'exploitation. Leur classification est définie par les directives européennes ATEX et les normes IEC 60079 [22] :

- **Zone 0** : présence permanente ou prolongée d'une atmosphère explosive gazeuse.
- **Zone 1** : présence probable d'une atmosphère explosive gazeuse en conditions normales.
- **Zone 2** : présence peu probable d'une atmosphère explosive gazeuse (uniquement en cas de dysfonctionnement).
- **Zones 20, 21 et 22** : équivalentes pour les poussières combustibles.

Sur les sites pétroliers, les zones ATEX comprennent notamment l'espace annulaire des bacs à toit flottant (joint périphérique, Zone 1) et non l'espace au-dessus du toit, qui est non ATEX, les zones autour des vannes de décharge, les fosses de pompage ainsi que les zones de chargement et de déchargement [21].

1.3.9 Effets d'une explosion

a) Effets de surpression

L'onde de souffle générée par une explosion se caractérise par une surpression de pic (ΔP). Les seuils d'effets sont généralement [20] :

- $\Delta P = 20$ mbar : bris de vitres.
- $\Delta P = 50$ mbar : dommages légers aux bâtiments peu construits ; seuil des effets irréversibles sur l'homme
- $\Delta P = 140$ mbar : dommages sérieux aux structures.
- $\Delta P = 300$ mbar : destruction partielle des bâtiments ; effets létaux probables.
- $\Delta P > 700$ mbar : destruction complète des structures ; mortalité élevée.

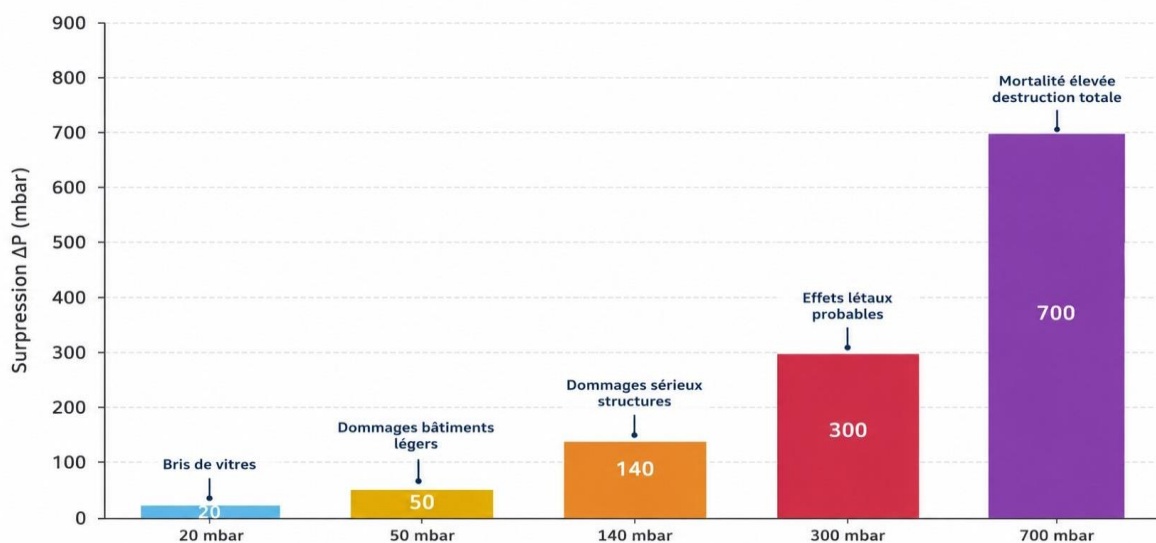


Figure 9 - Seuils d'effets de surpression sur les structures et les personnes -

b) Effets thermiques

Lors d'une explosion accompagnée d'une boule de feu (BLEVE), les effets thermiques par rayonnement peuvent être mortels à plusieurs dizaines de mètres.

Sur l'homme : le seuil de létalité est atteint pour un flux de 16 kW/m^2 (exposition brève) ou une dose thermique de $1800 (\text{kW/m}^2)^{4/3} \cdot s$.

Sur les structures et équipements : le seuil de destruction des équipements et d'inflammation des matériaux est de $37,5 \text{ kW/m}^2$ pendant plus de 10 secondes [28].

c) Effets de projection de débris

L'explosion d'une capacité sous pression projette des fragments à grande vitesse sur de longues distances (plusieurs centaines de mètres dans les cas de BLEVE). Ces projectiles peuvent déclencher des effets en chaîne en endommageant des installations voisines [29].

d) Conséquences sur l'homme, les installations et l'environnement

Les conséquences humaines vont des traumatismes acoustiques aux blessures par éclats, aux brûlures et aux décès dus à l'onde de souffle ou aux effets thermiques. Les conséquences matérielles comprennent la destruction des équipements, l'arrêt prolongé de la production et les coûts de reconstruction.

L'environnement peut être affecté par les émissions de produits de combustion imbrûlés, ainsi que par la pollution des sols et des eaux souterraines due aux hydrocarbures déversés.

1.4 Accidentologie et retour d'expérience

1.4.1 Statistiques mondiales des accidents liés aux hydrocarbures

Les bases de données internationales sur les accidents industriels

(ARIA en France, MHIDAS au Royaume-Uni, FACTS aux Pays-Bas) recensent des milliers d'accidents impliquant des hydrocarbures [30]. Ces retours d'expérience constituent une source d'information précieuse pour l'analyse des risques.

Parmi les enseignements tirés de ces données, on peut retenir que:

- La corrosion et les défaillances mécaniques sont des causes récurrentes de perte de confinement.
- Les erreurs humaines sont souvent identifiées comme un facteur contributif majeur, soit directement, soit par des défaillances organisationnelles.
- Les équipements les plus fréquemment impliqués sont la tuyauterie, les vannes, les pompes et les équipements de stockage.
- La probabilité d'inflammation d'une fuite d'hydrocarbure varie considérablement selon la nature du produit, le débit, la présence de sources d'ignition et le degré de confinement.

1.4.2 Accidents majeurs

Explosion de Skikda GL1K Algérie (2004)

Le 19 janvier 2004, une série d'explosions dévaste le complexe de liquéfaction GL1K de Sonatrach à Skikda (est algérien). Le bilan est catastrophique : 27 morts, 74 blessés graves et des dégâts matériels colossaux.

L'accident a débuté par une fuite de gaz au niveau d'un générateur de vapeur, suivie d'un incendie qui s'est propagé aux unités de liquéfaction avoisinantes. Cet accident, le plus grave de l'histoire de l'industrie gazière algérienne, a profondément marqué la culture de sécurité de Sonatrach et conduit à d'importantes réformes dans la gestion des risques [31].

Explosion de Buncefield Royaume-Uni (2005)

Le 11 décembre 2005, le dépôt pétrolier de Buncefield (Hertfordshire, Angleterre) est le théâtre de la plus grave explosion survenue en Grande-Bretagne depuis la Seconde Guerre mondiale.

Un débordement de réservoir d'essence génère un nuage de vapeurs couvrant une superficie d'environ

360 000 m² (pour une hauteur de 2 m environ). L'explosion, dont l'équivalent TNT est estimé entre 100 et 300 tonnes selon les rapports officiels (Buncefield Major Incident Investigation Board, 2008), détruit 23 réservoirs et est ressentie jusqu'à 200 km. Miraculeusement, aucun décès n'est à déplorer, mais les dommages matériels s'élèvent à plus d'un milliard de livres sterling [32].

Explosion de Texas City États-Unis (2005)

Le 23 mars 2005, la raffinerie BP de Texas City est le théâtre d'une explosion due à un dépassement du niveau d'un séparateur d'hydrocarbures (raffinage), suivie d'un débordement de vapeurs d'hydrocarbures qui s'enflamment. L'accident fait 15 morts et plus de 170 blessés. L'enquête menée par la commission Baker révèle une culture de sécurité déficiente, une maintenance insuffisante et une pression économique excessive conduisant à des compromis sur la sécurité [33].

Catastrophe de Piper Alpha-Mer du Nord (1988)

Le 6 juillet 1988, la plateforme pétrolière Piper Alpha explose dans la mer du Nord, faisant 167 morts parmi les 226 personnes présentes. L'accident trouve son origine dans une fuite de condensats consécutive à une erreur de maintenance (retrait non signalé d'un clapet de sécurité). La dispersion rapide des vapeurs de condensats, leur inflammabilité et les explosions en chaîne qui en résultent illustrent tragiquement le danger particulier de cette substance [34].

Accident de Flixborough Royaume-Uni (1974)

L'explosion de l'usine chimique de Flixborough (1974) est souvent citée comme l'un des événements fondateurs de l'analyse de la sécurité des procédés modernes. La rupture d'un by-pass provisoire mal conçu sur un réacteur libère un nuage de cyclohexane qui déflagre puis détone. L'explosion tue 28 personnes et détruit l'usine. Cet accident a directement conduit au développement de la méthode HAZOP comme outil systématique d'identification des dangers [35].

1.4.3 Leçons tirées des accidents majeurs

L'analyse de ces accidents et de nombreux autres conduit à des enseignements convergents :

1. Les accidents majeurs ont presque toujours plusieurs causes concomitantes techniques, organisationnelles et humaines.
2. Les signaux précurseurs (accidents mineurs, anomalies répétées) sont souvent ignorés avant la survenue de l'accident majeur.
3. Les systèmes de sécurité doivent être maintenus en état de fonctionnement et ne pas être compromis par des impératifs de production.

4. La communication est un facteur de sécurité critique entre équipes, entre niveaux hiérarchiques et entre services.
5. La méthode HAZOP a montré, dans de nombreux cas, qu'elle aurait pu identifier les scénarios accidentels si elle avait été appliquée avant les accidents.

1.4.4 Impacts environnementaux des fuites et explosions

Au-delà des conséquences humaines et matérielles immédiates, les fuites et explosions d'hydrocarbures ont des impacts environnementaux à long terme :

- Pollution des sols et des nappes phréatiques par les hydrocarbures déversés, susceptible de persister pendant des décennies.
- Émissions atmosphériques de CO₂, de méthane (gaz à effet de serre environ 28 fois plus puissant que le CO₂ sur 100 ans – GIEC, 2021), d'H₂S et d'autres polluants lors d'incendies et d'explosions.
- Impacts sur la faune et la flore sahariennes dans les zones touchées, et perturbation des écosystèmes fragiles.
- Contamination de l'eau dans les régions où les pipelines traversent des zones hydrologiques sensibles.

1.5 Conclusion

Ce chapitre a permis d'établir les bases de la compréhension des risques liés aux hydrocarbures. Les propriétés physico-chimiques du pétrole brut, des condensats et du GNL, combinées aux mécanismes de fuite et aux phénomènes d'explosion (VCE, BLEVE, Boil-over), définissent un profil de risque exigeant une vigilance permanente. Les accidents passés - Flixborough (1974), Skikda, Buncefield, Texas City, Piper Alpha - illustrent concrètement ce potentiel destructeur et soulignent l'importance d'une gestion rigoureuse et systématique des risques. C'est l'objet des chapitres suivants.

Chapitre 2 :
Analyse et gestion
Des risques dans l'industrie
Pétrolière

2.1 Introduction

La gestion des risques industriels est un processus structuré qui va de l'identification des dangers à la mise en œuvre de mesures de maîtrise et à leur vérification continue [36]. Dans l'industrie pétrolière, ce processus revêt une importance particulière en raison de la nature des produits manipulés et des conséquences potentiellement graves qu'un accident peut entraîner [37]. Ce chapitre présente les concepts fondamentaux de la sécurité industrielle, les méthodes d'identification et d'évaluation des risques, ainsi que les barrières de sécurité mobilisables pour les maîtriser.

2.2 Notions fondamentales de sécurité industrielle

2.2.1 Définition de la sécurité industrielle

La sécurité industrielle est la discipline qui regroupe l'ensemble des mesures techniques et organisationnelles visant à prévenir les accidents et à limiter leurs conséquences sur les personnes, les biens et l'environnement dans le cadre des activités industrielles [38]. Elle englobe :

- La sécurité des procédés (Process Safety) : prévention des accidents liés aux procédés chimiques ou pétroliers (pertes de confinement, réactions incontrôlées) [39].
- La sécurité au travail (Occupational Safety) : prévention des accidents du travail classiques (chutes, écrasements, électrocutions) [39].
- La sécurité des systèmes (sûreté de fonctionnement) ne se limite pas à la fiabilité et à l'intégrité des équipements et des systèmes de sécurité automatisés ; elle englobe également la disponibilité, la maintenabilité et la sécurité (RAMS : Reliability, Availability, Maintainability, Safety) [40].

2.2.2 Types de sécurité

La sécurité intrinsèque : elle vise à éliminer ou réduire le danger à la source (substitution de produit, réduction des inventaires, simplification des procédés). C'est la démarche prioritaire préconisée par Trevor Kletz [41].

La sécurité active : regroupe les mesures qui agissent sur les causes des accidents afin d'empêcher leur survenue. Elle comprend les systèmes de détection, d'alarme et d'arrêt automatique, ainsi que les procédures d'exploitation sécurisée [42].

La sécurité passive : désigne les mesures qui, sans agir sur les causes, limitent les conséquences des accidents. Les cuvettes de rétention, les merlons de protection, les distances de sécurité et les matériaux résistants au feu en sont des exemples typiques [42].

La sécurité fonctionnelle : selon la norme IEC 61508, la sécurité fonctionnelle est la partie de la sécurité globale qui dépend du bon fonctionnement de systèmes électriques, électroniques ou électroniques programmables. Elle est évaluée selon le niveau d'intégrité de sécurité (SIL : Safety Integrity Level) [43].

2.2.3 Le risque et ses composantes

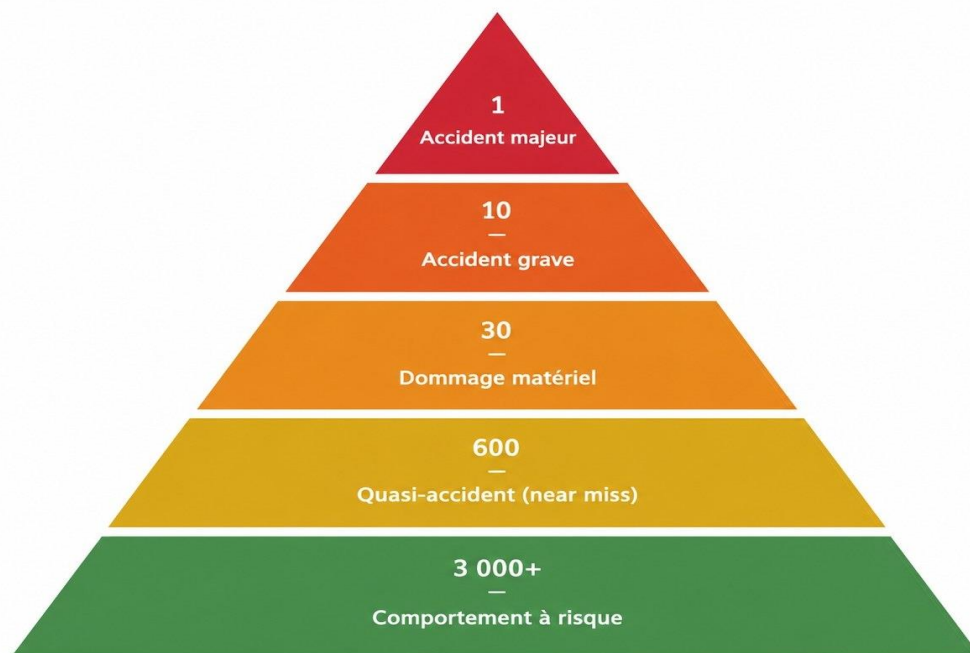
Définition du risque : le risque est la combinaison de la probabilité d'occurrence d'un événement dangereux et de la gravité des conséquences de cet événement sur les personnes, les biens et l'environnement [44].

Notion de danger : un danger est une source potentielle de dommage - la pression élevée dans un pipeline, les vapeurs inflammables d'hydrocarbures, l'électricité haute tension [45].

Situation dangereuse : toute situation dans laquelle une personne, un équipement ou l'environnement est exposé à un ou plusieurs phénomènes dangereux [45].

Phénomène dangereux : manifestation physique d'un danger par exemple, une fuite d'hydrocarbures qui se vaporise, un courant électrique traversant un conducteur accessible, un arc électrique [45].

Événement dangereux : événement susceptible de causer un dommage - l'inflammation des vapeurs d'hydrocarbures après une fuite [45].



Pour 1 accident majeur : ~10 graves, ~30 matériels, ~600 quasi-accidents

Figure 10 - Pyramide des événements selon F. Bird (1969) - proportions empiriques entre incidents [46].

2.3 Identification des dangers

2.3.1 Sources de danger sur un site pétrolier

Les sources de danger dans les installations de stockage et de transport d'hydrocarbures comme le site RTI de SONATRACH sont nombreuses et variées [47] :

Sources de danger liées aux produits

- Hydrocarbures inflammables et explosibles (pétrole brut, condensats, GPL)
- Gaz toxiques potentiellement présents (H_2S)
- Produits chimiques utilisés en maintenance (solvants, décapants, produits de traitement) [47].

Sources de danger liées aux équipements

- Bacs de stockage à toit flottant (risque de fuite par joint du toit, risque de foudre)
- Pompes haute pression (risque de fuite sur garnitures mécaniques)
- Pipelines de grande longueur (corrosion interne et externe)
- Vannes de sécurité et soupapes (risque de blocage ou de défaillance)
- Réservoirs sous pression (risque de rupture)
- Installations électriques (risque d'arc dans les zones ATEX) [48].

Sources de danger liées à l'environnement

- Conditions météorologiques sahariennes (chaleur extrême favorisant l'évaporation, tempêtes de sable)
- Foudre (allumeur potentiel sur les bacs de stockage)
- Actes malveillants [47].

2.3.2 Identification des équipements critiques

Dans le cadre de la gestion des risques sur les sites pétroliers, il est important d'identifier les équipements dont la défaillance peut conduire directement à un accident majeur. Ces équipements, appelés équipements critiques ou EIPS (Éléments Importants Pour la Sécurité), font l'objet d'une maintenance particulièrement rigoureuse et d'inspections fréquentes [49]. Les EIPS constituent souvent des barrières de sécurité critiques dont l'efficacité et la disponibilité doivent être garanties en permanence.

2.4.3 Grille de criticité des risques

La grille de criticité (matrice de risque) permet de combiner les niveaux de gravité et de probabilité pour obtenir un niveau de risque global et déterminer les priorités d'action :

					PROBABILITÉ				
					IMPROBABLE	ELOIGNE (remote)	OCCASIONNELLE	PROBABLE	FREQUENT
GRAVITE	population	Assets	Environnement	Réputation	Survenu dans l'industrie mondiale mais pas à SONATRACH	Survenu dans un autre site de la SONATRACH	Survenu dans le même site	Survenu plusieurs fois dans l'année dans le même site	Survenu plusieurs fois dans l'année dans le même endroit ou durant la même opération
5-Catastrophique	Plusieurs fatalités	Domage très important	Effet massif	International impact					
4-Sévère	Une fatalité ou une invalidité permanente	Domage important	Effet majeur	National impact					
3-Critique	Blessure grave ou des effets sur la santé	Domage limité	Effet limité	Impact considérable					
2-Marginal	Blessure mineur ou des effets sur la santé	Domage mineur	Effet mineur	Impact mineur					
1-Négligeable	Blessure légère ou des effets sur la santé	Damage léger	Effet léger	Impact léger					

Figure 11 - MATRICE 5 X 5 DE SONATRACH (RÉFÉRENTIEL IDENTIFICATION DES DANGERS ET ÉVALUATION DES RISQUES HSE (RÉFÉRENTIEL MANAGEMENT DES RISQUES HSE SONATRACH [50])

2.4.4 Classification des risques selon Farmer

Le diagramme de Farmer, publié en 1967 par F.R. Farmer dans « *Siting criteria – a new approach* » (IAEA Symposium, Vienna, 1967), puis largement adopté dans les industries chimiques et pétrolières, représente les scénarios d'accident dans un espace bidimensionnel [51]. Il permet de distinguer:

- La zone de risque acceptable (activité productive normale).
- La zone ALARP (As Low As Reasonably Practicable), où le risque doit être réduit autant que possible.
- La zone de risque inacceptable (l'activité doit être arrêtée jusqu'à réduction du risque).

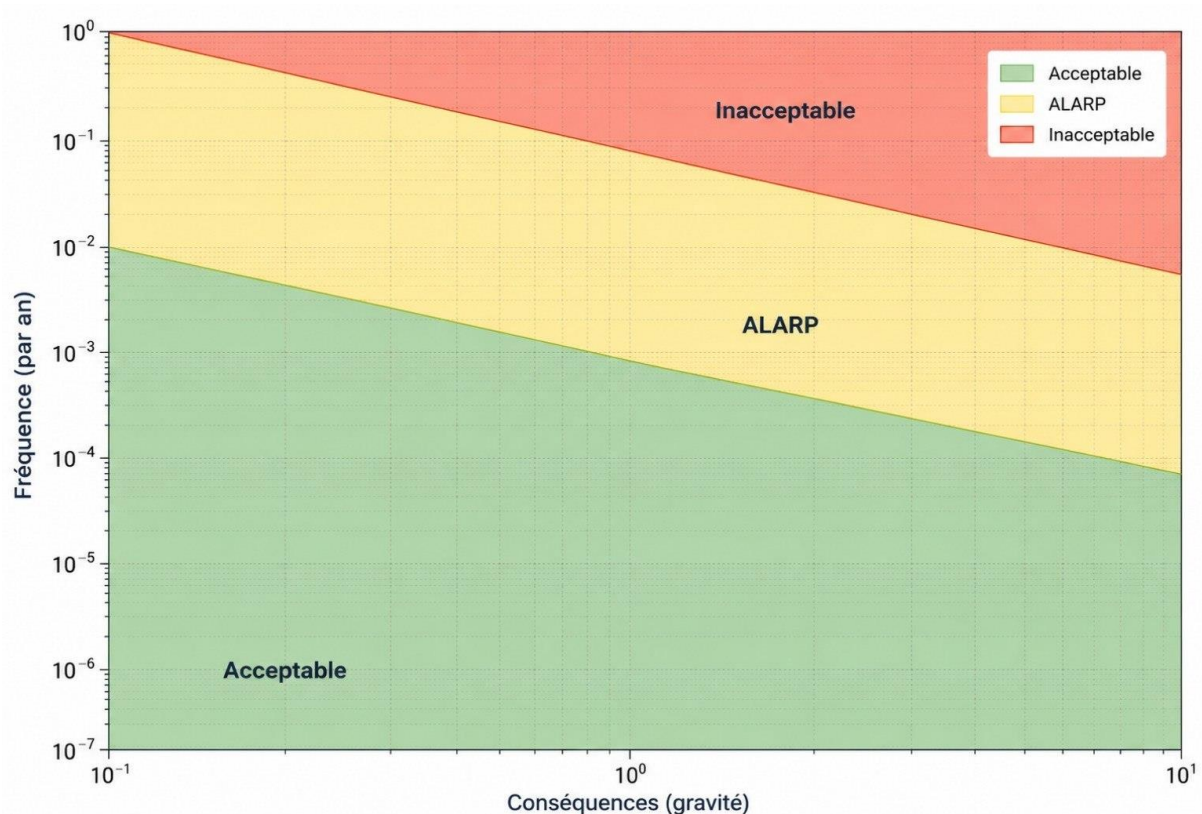


Figure 12 -Diagramme de Farmer : représentation des zones de risque acceptable, ALARP et inacceptable [51]-

2.5 Méthodes d'analyse des risques

2.5.1 Vue d'ensemble des méthodes disponibles

Il existe de nombreuses méthodes d'analyse des risques, adaptées aux différentes phases du cycle de vie d'une installation et à divers niveaux de détail [52]. On distingue :

- Les méthodes inductives (bottom-up) partent des défaillances élémentaires pour remonter jusqu'aux conséquences (AMDE/AMDEC, APR) [52].
- Les méthodes déductives (top-down) : partent d'un événement redouté pour identifier ses causes (par exemple, un arbre de défaillances) [52].
- Les méthodes mixtes combinent les deux approches (HAZOP et nœud papillon) [52].

2.5.2 APR (Analyse Préliminaire des Risques)

L'APR est une méthode inductive et qualitative utilisée en phase de conception ou d'identification préliminaire. Elle permet d'identifier les situations dangereuses, leurs causes et leurs conséquences, ainsi que les mesures de maîtrise existantes. Son format tabulaire simple en fait un outil accessible et rapide à mettre en œuvre [52].

2.5.3 AMDEC (Analyse des Modes de Défaillance, de leurs Effets et de leur Criticité)

Les méthodes inductives : AMDE (Analyse des Modes de Défaillance et de leurs Effets, version qualitative) et AMDEC (Analyse des Modes de Défaillance, de leurs Effets et de leur Criticité, version avec criticité quantifiée).

L'AMDEC est une méthode systématique d'identification des modes de défaillance d'un composant ou d'un système, de leurs effets sur les fonctions du système et de leur criticité (combinaison de la probabilité de défaillance, de la gravité des effets et de la détectabilité). Elle est particulièrement adaptée à l'analyse de la fiabilité des équipements [52].

2.5.4 HAZOP (HAZard and OPerability study)

La méthode HAZOP est présentée en détail au chapitre 3. Il s'agit d'une méthode structurée d'analyse des dérives de paramètres de procédé, applicable aux installations existantes ou en cours de conception. Elle est particulièrement adaptée à l'identification des scénarios de fuite et d'explosion dans les installations pétrolières [52].

2.5.5 ADD (Arbre de Défaillances)

L'ADD est une méthode déductive de représentation graphique des combinaisons de causes menant à un événement redouté. Elle est présentée en détail au chapitre 3. Son application à l'événement « explosion liée à une fuite d'hydrocarbures » est particulièrement pertinente [52].

2.5.6 Nœud papillon (Bow-Tie)

Le nœud papillon combine un arbre de défaillances (à gauche) et un arbre des événements (à droite), reliés par l'événement central (la perte de confinement ou l'explosion). Il offre une vision globale des causes et des conséquences, ainsi que des barrières qui s'y appliquent. Cet outil de communication est largement utilisé dans l'industrie pétrolière pour la formation et la sensibilisation des opérateurs [52].

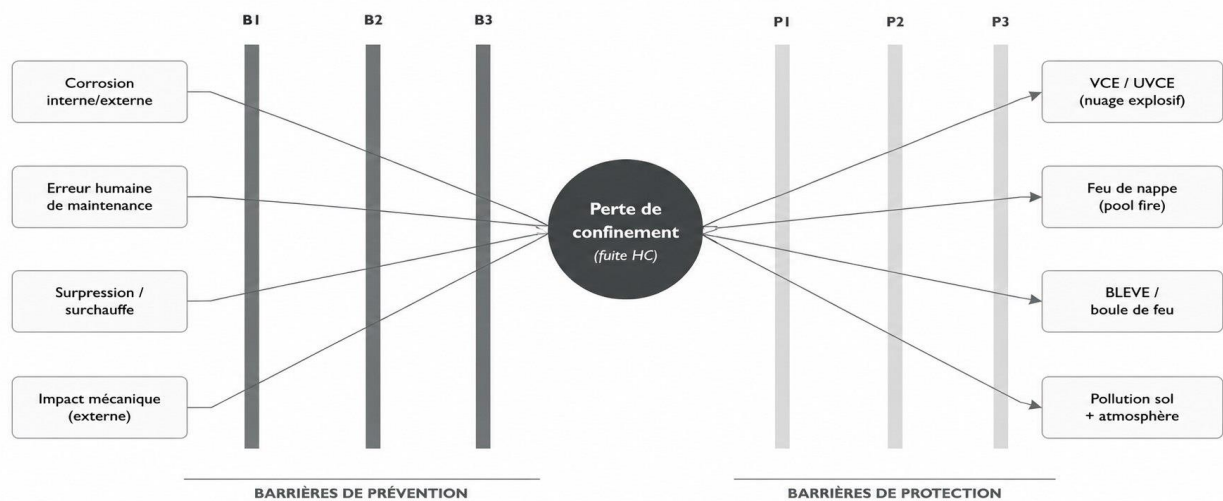


Figure 13 - Représentation en nœud papillon (Bow-Tie) du risque d'explosion dû à une fuite d'hydrocarbures -

2.5.7 Choix de la méthode adaptée

Pour notre étude, le choix s'est porté sur la combinaison HAZOP + ADD pour les raisons

Suivantes :

- La HAZOP permet d'identifier systématiquement les dérives susceptibles de conduire à une fuite.
- L'ADD permet de modéliser les causes profondes de l'explosion et d'identifier les coupes minimales, c'est-à-dire les combinaisons de causes suffisantes pour provoquer l'explosion.
- Les deux méthodes sont complémentaires et reconnues comme des standards industriels dans le secteur pétrolier et gazier (normes IEC 61882 pour HAZOP [53] et IEC 61025 pour ADD [53]).

2.6 Gestion des risques et barrières de sécurité

2.6.1 Objet et principes de la gestion des risques

La gestion des risques est un processus cyclique qui comprend [36] :

1. L'identification des dangers et des scénarios d'accident.
2. L'analyse des causes et des conséquences (méthodes HAZOP, ADD...).
3. L'évaluation du niveau de risque (matrice de criticité).
4. Le traitement du risque (sélection et mise en place des barrières de sécurité).
5. Le suivi et la réévaluation périodique de l'efficacité des mesures.

Ce processus est encadré par la norme internationale ISO 31000 :2018 (Management des risques) [36] et, dans le domaine de la sécurité des procédés, par les recommandations du CCPS (Center for Chemical Process Safety) [54].

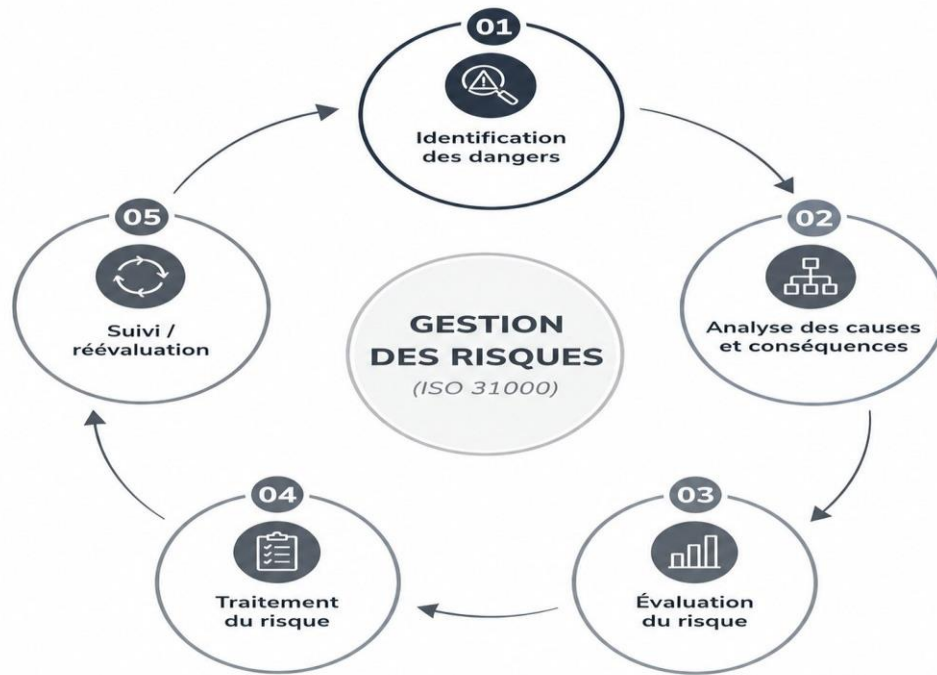


Figure 14 - Cycle de gestion des risques selon ISO 31000 :2018 -

2.6.2 Barrières de sécurité

Les barrières de sécurité sont des dispositifs ou des mesures qui permettent d'éviter ou de limiter les conséquences d'un accident [49]. Elles s'organisent en deux catégories :

2.6.2.1 Barrières de prévention

Les barrières de prévention agissent sur la probabilité d'occurrence de l'événement dangereux. Sur un site pétrolier [49], elles comprennent:

- **Barrières techniques préventives** : conception intrinsèquement sûre des équipements, protection cathodique des pipelines, revêtements anticorrosion, systèmes de détection de gaz, soupapes de sécurité, disques de rupture, régulateurs de pression.
- **Barrières organisationnelles préventives** : permis de travail, procédures d'exploitation, inspections périodiques, maintenance préventive, gestion des modifications (MOC), qualifications du personnel.
- **Barrières humaines préventives** : formation, habilitations, surveillance des paramètres de procédé par les opérateurs [49].

2.6.2.2 Barrières de protection (mitigation)

Les barrières de protection agissent sur la gravité des conséquences lorsque l'événement dangereux [49] s'est produit :

- **Cuvettes de rétention** : volumes étanches autour des bacs de stockage pour contenir les déversements et limiter la propagation des nappes d'hydrocarbures.
- **Systèmes d'extinction automatique** : sprinklers à eau sur les structures, déluge sur les bacs, systèmes mousse sur les cuves de stockage de liquides inflammables.
- **Murs coupe-feu et merlons de protection** : barrières passives limitant la propagation des effets d'une explosion ou d'un incendie.
- **Plan d'Opération Interne (POI)** : procédures d'intervention d'urgence mobilisant les équipes internes.
- **Plan Particulier d'Intervention (PPI)** : procédures d'intervention impliquant les secours externes [49].

2.6.2.3 Défense en profondeur

Le principe de défense en profondeur consiste à disposer de plusieurs niveaux de barrières, indépendants les uns des autres, entre la cause initiale et les conséquences finales. Cette approche, inspirée de l'industrie nucléaire, est de plus en plus utilisée dans l'industrie pétrolière. Le modèle « Swiss Cheese » de James Reason [55] illustre ce concept : aucune barrière n'est parfaite (chacune a des « trous »), mais la probabilité que tous les trous s'alignent simultanément est très faible si les barrières sont suffisamment nombreuses et indépendantes.

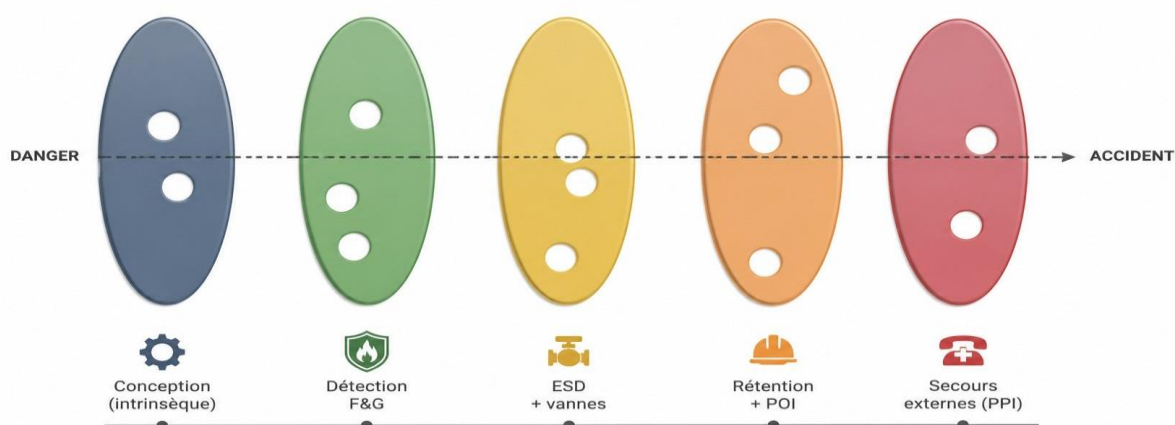


Figure 15 - Modèle « Swiss Cheese » de J. Reason (1990) appliqué au site pétrolier - défense en profondeur -

2.6.3 Systèmes de détection

2.6.3.1 Détecteurs de gaz inflammables

Les détecteurs de gaz inflammables sont des instruments qui mesurent en continu la concentration de vapeurs combustibles dans l'atmosphère. Ils déclenchent des alarmes lorsque la concentration atteint

20 % de la LIE (alarme de seuil bas) et 60 % de la LIE (alarme de seuil haut). Différentes technologies sont utilisées [58, 60]:

- **Détecteurs catalytiques (pellistors)** : oxydation du gaz sur un fil catalytique chauffé. Robustes et peu coûteux, mais sensibles aux poisons catalytiques.
- **Détecteurs infrarouges (IR)** : absorption du rayonnement IR par les molécules d'hydrocarbures. In addition, fiables dans les atmosphères contenant des poisons.
- **Détecteurs ultrasoniques** : détection du bruit ultrasonique émis par une fuite de gaz sous pression. Détection rapide, indépendante de la concentration.
- **Systèmes OPGD (Open Path Gas Detection)** : mesure à distance par absorption IR d'un faisceau lumineux. Couvrent une grande surface.

2.6.3.2 Détecteurs de flamme

Les détecteurs de flamme détectent le rayonnement émis par une flamme d'hydrocarbures. Ils utilisent des technologies UV (ultraviolettes), IR ou UV/IR combinées. Leur temps de réponse très court

(< 3 secondes) constitue un avantage majeur pour les applications pétrolières [57, 59].

2.6.3.3 Systèmes de détection de fuites sur tuyauteries

Des technologies avancées permettent de détecter les fuites sur les pipelines de grande longueur [56] :

- Analyse des bilans de masse (comparaison des débits d'entrée et de sortie).
- Surveillance acoustique de la ligne à l'aide de capteurs piézoélectriques.
- Inspection par des racleurs intelligents dotés de capteurs ultrasoniques.
- Inspection aérienne par thermographie infrarouge.

2.6.4 Systèmes instrumentés de sécurité (SIS)

Les Systèmes Instrumentés de Sécurité (SIS) sont des systèmes automatiques qui assurent une ou plusieurs fonctions de sécurité lorsque les conditions normales de fonctionnement sont dépassées [62].

2.6.4.1 Système d'arrêt d'urgence (ESD-Emergency Shutdown)

Le système ESD est le cœur du SIS d'un site pétrolier. Il permet d'isoler automatiquement des sections de l'installation en cas de détection d'une situation dangereuse : déclenchement de détecteurs de gaz, pression anormalement élevée ou basse, température excessive. Les vannes ESD (également appelées ESDV - Emergency

Shut Down Valves - sont des vannes à sécurité positive (elles se ferment automatiquement en cas de perte d'énergie d'actionnement) [62].

2.6.4.2 Système Fire & Gas (F&G)

Le système Fire & Gas est une composante essentielle du SIS sur les sites pétroliers. Il centralise les informations provenant de tous les détecteurs de gaz inflammables, de gaz toxiques et de flammes. En cas de dépassement des seuils d'alarme, il déclenche automatiquement les actions appropriées : alarmes sonores et visuelles, fermeture des vannes ESD, déclenchement des systèmes d'extinction [62].

2.6.4.3 Niveau d'intégrité de sécurité (SIL - Safety Integrity Level -)

Le SIL est une mesure du niveau de performance requis pour une fonction de sécurité. Il est défini par la norme IEC 61508 selon quatre niveaux (SIL 1 à SIL 4) [61], correspondant à des probabilités de défaillance à la demande de plus en plus faibles à mesure que le niveau SIL augmente:

Niveau SIL	PFD (Probabilité de Défaillance à la Demande)
SIL 1	10^{-1} à 10^{-2}
SIL 2	10^{-2} à 10^{-3}
SIL 3	10^{-3} à 10^{-4}
SIL 4	10^{-4} à 10^{-5}

Tableau 5 - Niveaux SIL et probabilités de défaillance associées (IEC 61508) [61].

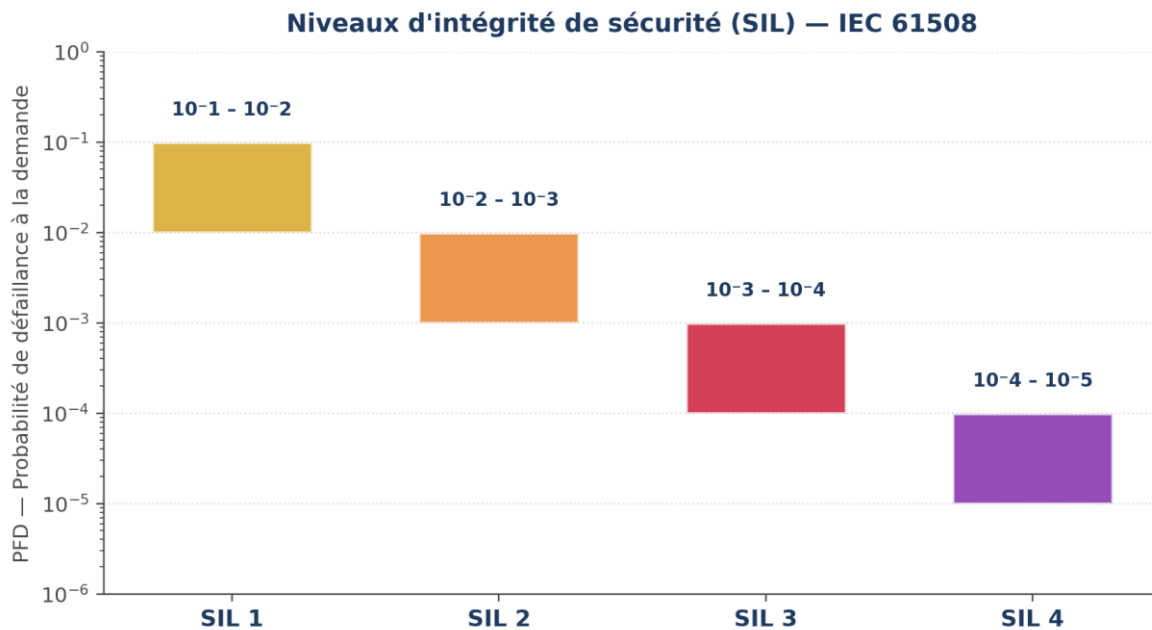


Figure 16 - Représentation graphique des niveaux d'intégrité de sécurité (SIL) -

2.6.5 Protection active contre l'incendie et l'explosion

Les systèmes de protection active contre l'incendie comprennent :

- **Réseaux d'eau incendie** : tuyauteries de grand diamètre alimentées en permanence sous pression, permettant l'alimentation en eau des lances, des moniteurs et des systèmes de sprinklage [64]
- **Systèmes d'extinction à mousse** : particulièrement efficaces contre les feux dans les bacs à pétrole. La mousse flottante forme une couverture imperméable sur le liquide en flammes, étouffant la combustion [63].
- **Systèmes de déluge** : déversement d'eau sur une grande surface pour refroidir les équipements exposés à un incendie et prévenir la surchauffe des réservoirs sous pression [64].
- **Rideaux d'eau** : barrières d'eau pulvérisée permettant de limiter la dispersion d'un nuage de gaz ou d'absorber le rayonnement thermique [64].

2.6.6 Protection passive

- **Cuvettes de rétention** : réservoirs enterrés ou entourés de merlons destinés à contenir les déversements [65].
- **Revêtements coupe-feu (Passive Fire Protection PFP)** : couches de matériaux intumescents ou de béton isolant appliquées sur les structures métalliques pour retarder leur échauffement en cas d'incendie [65].
- **Distances de sécurité** : séparation physique entre les installations dangereuses et les zones habitées, définie par les études de dangers [65].
- **Merlons et murs de protection** : barrières passives contre les projections et les effets de souffle [65].

2.6.7 Plan d'Opération Interne (POI)

Le Plan d'Opération Interne (POI) est le document qui décrit l'organisation et les procédures d'intervention d'urgence en interne au sein de l'installation [67]. Il définit :

- Les différents niveaux d'alerte et les procédures d'escalade.
- Les rôles et responsabilités de chaque acteur en situation d'urgence.
- Les procédures d'évacuation du personnel.
- Les actions immédiates à entreprendre pour contrôler l'accident.
- La coordination avec les secours extérieurs.

Le POI fait l'objet d'exercices périodiques (au moins annuels) afin de s'assurer que le personnel est entraîné à réagir efficacement [67].

2.6.8 Réglementation et normes applicables

2.6.8.1 Réglementation algérienne

La réglementation algérienne en matière de sécurité des installations industrielles à risque s'appuie sur plusieurs textes fondamentaux [66, 67, 68, 69, 70, 71] :

- Loi n° 05-07 du 28 avril 2005 relative aux hydrocarbures : cadre général de l'exploitation des hydrocarbures en Algérie, avec des dispositions relatives à la sécurité [66].
- Loi n° 04-20 du 25 décembre 2004 relative à la prévention des risques majeurs et à la gestion des catastrophes dans le cadre du développement durable [67] : impose aux exploitants d'installations dangereuses la réalisation d'études de dangers et la mise en place de plans d'urgence.
- Décret exécutif n° 07-144 du 19 mai 2007 fixant la nomenclature des installations classées pour la protection de l'environnement (ICPE) [69].
- Décret exécutif n° 06-198 du 31 mai 2006 définissant la réglementation applicable aux établissements classés pour la protection de l'environnement [70].
- Loi n° 88-07 du 26 janvier 1988 relative à l'hygiène, à la sécurité et à la médecine du travail [68].
- Instruction ministérielle R1 du 22 septembre 2003 relative à la maîtrise et à la gestion des risques industriels impliquant des substances dangereuses [71].

2.6.8.2 Directives Internationales

- Directives ATEX 2014/34/UE et 1999/92/CE [48] : classification des zones explosives et des équipements utilisables dans ces zones.
- Directive SEVESO III (2012/18/UE) [37] : prévention des accidents majeurs impliquant des substances dangereuses. Bien que directive européenne, ses principes sont largement repris dans la réglementation algérienne.

2.6.8.3 Normes et standards

- Normes API (American Petroleum Institute) : API 650 [65] (bacs de stockage atmosphériques), API 510 (inspection des appareils sous pression), API 570 (inspection des tuyauteries), API RP 752 (gestion des risques pour les bâtiments en zones à risque).
- Normes NFPA (National Fire Protection Association) : NFPA 11 (extinction à mousse), NFPA 15 (systèmes d'eau pulvérisée), NFPA 72 (systèmes d'alarme incendie), NFPA 497 [63, 64].
- Normes IEC : IEC 61508 (sécurité fonctionnelle), IEC 61511 (SIS dans l'industrie du process), IEC 60079 (matériel électrique en atmosphères explosives) [61].
- Norme ISO 31000 :2018: Management des risques - principes et lignes directrices [49].

2.7 Conclusion

Ce chapitre a posé les bases conceptuelles et méthodologiques de la gestion des risques dans l'industrie pétrolière. Les définitions du danger et du risque, les méthodes d'évaluation et de classification, les barrières de sécurité disponibles et la réglementation applicable constituent le cadre dans lequel s'inscrit notre étude. Les deux méthodes retenues, HAZOP et ADD, font l'objet d'une présentation détaillée dans le chapitre suivant, avant leur application pratique sur le site de SONATRACH RTI.

Chapitre 3 :

Présentation des méthodes

HAZOP et ADD

3.1 Introduction

Le présent chapitre est consacré à la description approfondie des deux méthodes d'analyse des risques qui constituent le cœur de notre travail : la méthode HAZOP (Hazard and Operability Study) et l'Arbre de Défaillances (ADD). Pour chacune, nous présentons l'historique, les fondements méthodologiques, la terminologie spécifique, la procédure d'application, ainsi que les avantages et les limites. Nous concluons par une analyse comparative et une discussion sur la complémentarité des deux approches.

3.2 Méthode HAZOP (HAZard and OPerability study).

3.2.1 Historique et origine

La méthode HAZOP trouve ses origines en **1963** au sein de la Division des Produits Chimiques Organiques Lourds (Heavy Organic Chemicals Division) de la société chimique britannique ICI (Imperial Chemical Industries). Cette année-là, une équipe de trois ingénieurs s'est réunie trois jours par semaine pendant quatre mois pour étudier la conception d'une nouvelle installation de phénol, en appliquant une technique d'examen critique des déviations. La méthode a ensuite été progressivement raffinée au sein d'ICI tout au long des années 1960, avec Trevor Kletz - nommé conseiller technique en sécurité d'ICI en 1968 - comme principal promoteur et vulgarisateur de la méthode, contribuant de manière déterminante à sa diffusion au-delà de l'entreprise [73].

La première publication de référence sur la HAZOP est celle de H.G. Lawley, parue en 1974 dans *Chemical Engineering Progress*, qui a formalisé la méthode pour l'ensemble de l'industrie [72]. Cette même année, l'accident de Flixborough (1er juin 1974), qui fit 28 morts dans une usine chimique britannique à la suite d'une modification non maîtrisée d'une installation, a constitué un tournant majeur : bien que la HAZOP existât déjà avant cet événement, la catastrophe en a considérablement accéléré l'adoption et la diffusion dans l'ensemble de l'industrie des procédés à l'échelle mondiale [35]. La méthode est aujourd'hui reconnue à l'échelle internationale et fait l'objet de la norme IEC 61882 [73].

3.2.2 Définition et objectifs

La HAZOP est une technique systématique d'identification des dangers et des problèmes d'opérabilité d'un système [73]. Elle consiste à examiner, de manière structurée et créative, les déviations possibles des paramètres de procédé (pression, débit, température, composition, etc.) par rapport aux intentions de conception, et à en analyser les causes et les conséquences potentielles [72].

Les objectifs de la méthode HAZOP sont les suivants :

1. Identifier tous les scénarios de déviation susceptibles de conduire à des situations dangereuses.

2. Évaluer les conséquences de ces déviations sur la sécurité, la qualité de la production et l'environnement.
3. Identifier les sauvegardes existantes et leurs éventuelles insuffisances.
4. Proposer des recommandations pour améliorer la sécurité de l'installation.
5. Alimenter d'autres analyses de risques plus approfondies (comme l'ADD) pour les scénarios critiques identifiés [73].

3.2.3 Domaine d'application

La méthode HAZOP est applicable à :

- Les procédés chimiques et pétroliers (pipelines, bacs de stockage, unités de traitement).
- Les systèmes de contrôle et d'instrumentation.
- Les procédures et modes opératoires.
- Les phases de démarrage et d'arrêt.
- Les modifications d'installations existantes.

Elle est particulièrement adaptée aux installations complexes de l'industrie pétrolière et gazière, telles que les stations de pompage, les terminaux de stockage et les unités de traitement [73].

3.2.4 Principes fondamentaux

La HAZOP repose sur deux principes fondamentaux [72] :

1. *L'approche par déviation*

Au lieu de demander « qu'est-ce qui peut mal tourner ? », la HAZOP demande « que se passe-t-il si le paramètre X est plus grand / plus petit / absent / contraire à l'intention normale ? ». Cette approche systématique garantit une couverture exhaustive des scénarios potentiels [72].

2. **Le travail en équipe pluridisciplinaire**

La HAZOP est réalisée par une équipe comprenant au minimum [73]:

- Un animateur (HAZOP leader) - expert de la méthode, indépendant du projet.
- Un secrétaire - chargé de consigner les résultats.
- Un représentant des procédés (ingénieur de procédés).
- Un représentant de l'exploitation (opérateur ou chef d'équipe).
- Un représentant de la maintenance.
- Un représentant de la sécurité (HSE).

3.2.5 Terminologie HAZOP

3.2.5.1 Nœud d'étude

Un nœud d'étude (study node) est une portion définie de l'installation sur laquelle l'analyse HAZOP est concentrée à un instant donné. Il peut s'agir d'une ligne de tuyauterie entre deux équipements, d'une cuve, d'une pompe. Les nœuds sont délimités de manière à ce que les paramètres du procédé soient relativement uniformes à l'intérieur de chacun d'eux [73].

3.2.5.2 Intention de conception

L'intention de conception (design intent) décrit le fonctionnement normal attendu du nœud d'étude : débit nominal, pression de service, température de conception, composition du fluide. C'est par rapport à cette intention que les déviations sont définies [73].

3.2.5.3 Paramètres de procédé

Les paramètres de procédé sont les grandeurs physiques et chimiques caractérisant l'état du fluide au nœud d'étude : débit, pression, température, niveau, composition, phase, viscosité, etc [72].

3.2.5.4 Mots-guides

Les mots-guides (guide words) sont des mots ou des expressions courtes qui, combinés aux paramètres de procédé, génèrent des déviations à analyser. Ils constituent le cœur du mécanisme créatif de la HAZOP [74].

3.2.6 Liste des mots-guides et leur signification

Mot-guide	Signification	Exemple de deviation
AUCUN / PAS DE	Absence totale du paramètre	Débit nul - pas de flux
PLUS (que)	Augmentation quantitative du parameter	Pression plus élevée que prévue
MOINS (que)	Diminution du parameter	Débit inférieur au nominal
CONTRAIRE	Inversion du sens ou de l'action	Flux inverse
AUTRE QUE	Substitution du paramètre ou de la propriété	Autre fluide que prévu
PLUS TARD	Occurrence après le moment prévu	Fermeture tardive d'une vanne

PARTIEL	Application incomplète du paramètre	Composition partiellement différente
----------------	-------------------------------------	--------------------------------------

Tableau 6 - Liste des mots-guides utilisés dans une étude HAZOP (norme IEC 61882) - [74]

3.2.7 Combinaison mots-guides / paramètres

La combinaison systématique des mots-guides avec les paramètres de procédé génère les déviations à analyser [74]. Par exemple:

Paramètre	Mot-guide	Déviations générées
Débit	PLUS	Débit supérieur au nominal → risque de surpression
Débit	AUCUN	Pas de débit → risque de colmatage, pompe en cavitation
Pression	PLUS	Surpression → risque de rupture de canalisation
Pression	MOINS	Dépression → risque de rentrée d'air, cavitation
Température	PLUS	Surchauffe → risque d'emballement, vaporisation
Niveau	PLUS	Débordement → déversement d'hydrocarbures
Niveau	AUCUN	Niveau nul → pompe à sec, cavitation

Tableau 7 - Exemples de combinaisons « paramètre x mot-guide » et de déviations générées - [74]

3.2.8 Déroulement d'une étude HAZOP

3.2.8.1 Phase de préparation

La préparation est une phase critique dont dépend la qualité de l'analyse [74]:

1. Définition du périmètre de l'étude : quelles installations ? Quelles phases d'opération (démarrage, production normale, arrêt) ?
2. Collecte de la documentation : schémas de tuyauterie et d'instrumentation (P&ID), schémas de procédé (PFD), fiches techniques des équipements, fiches de données de sécurité des produits, procédures d'exploitation.
3. Découpage en nœuds d'étude : définition des limites de chaque nœud.
4. Sélection et mobilisation de l'équipe : identification des experts compétents.

5. Planification des sessions : durée estimée par nœud, calendrier.

3.2.8.2 Phase d'examen (sessions HAZOP)

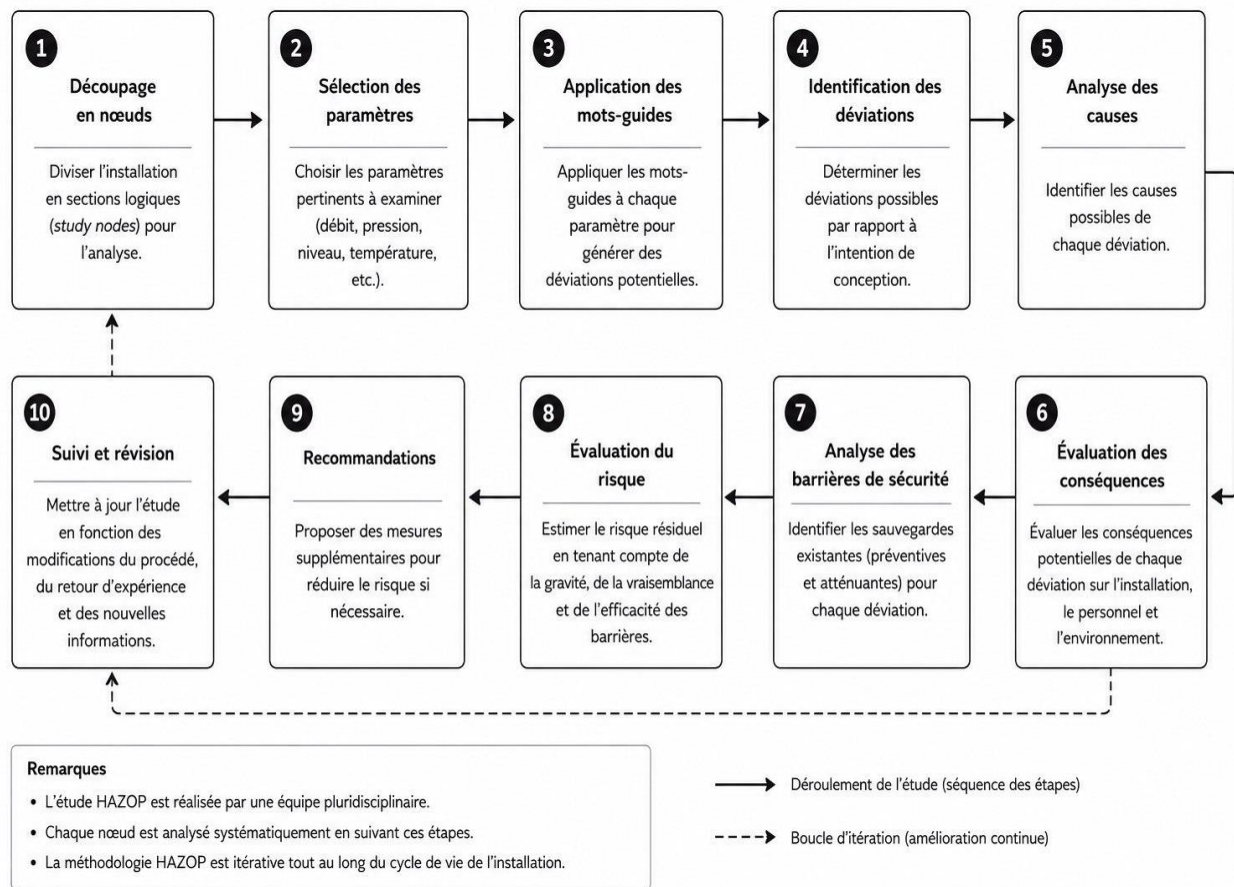
Pour chaque nœud d'étude, l'équipe examine systématiquement toutes les combinaisons pertinentes mots-guides / paramètres [74] :

1. Sélection d'un paramètre (ex : débit).
2. Application d'un mot-guide (ex : PLUS).
3. Formulation de la déviation (ex : débit supérieur au nominal).
4. Vérification de la crédibilité de la déviation.
5. Si crédible : identification des causes possibles.
6. Identification des conséquences potentielles.
7. Identification des sauvegardes existantes.
8. Évaluation du niveau de risque résiduel.
9. Formulation de recommandations si le risque résiduel est inacceptable.
10. Passage à la combinaison suivante.

3.2.8.3 Phase de synthèse et rédaction du rapport

À l'issue des sessions, l'équipe rédige un rapport complet comprenant [74] :

- Les tableaux HAZOP avec toutes les déviations analysées.
- La liste des recommandations, classées par ordre de priorité.
- Un plan d'action qui attribue à chaque recommandation un responsable et fixe un délai.



Source : Adapté du guide HAZOP de l'AICHE.

Figure 17 - Démarche méthodologique d'une étude HAZOP - (Selon la norme IEC 61882).

3.2.9 Tableau HAZOP - Format et contenu

Le tableau HAZOP est le document de base de l'analyse. Il comprend les colonnes suivantes [74] :

Colonne	Contenu
N°	Numéro d'ordre de la déviation analysée
Nœud	Identification du nœud d'étude concerné
Paramètre	Paramètres de procédé examinés (débit, pression...)
Mot-guide	Mot-guide appliqué (PLUS, MOINS, AUCUN...)
Déviations	Formulation de la dérive à analyser

Causes	Origines possibles de la déviation
Conséquences	Effets potentiels sur la sécurité, la production, l'environnement
Sauvegardes existantes	Barrières de prévention et de protection en place
Cote de risque	Évaluation du risque résiduel (matrice de criticité)
Recommandations	Actions correctives proposées

Tableau 8 - Structure standard d'un tableau HAZOP. [74]

3.2.10 Matrice de criticité utilisée dans la HAZOP

Pour évaluer le risque résiduel après application des sauvegardes existantes, la HAZOP utilise généralement une matrice de criticité (cf. § 2.4.3 du présent mémoire).

3.2.11 Avantages de la méthode HAZOP

- **Exhaustivité** : l'approche systématique par mots-guides garantit qu'aucun paramètre n'est oublié [74].
- **Adaptabilité** : applicable à tout type de procédé industriel, quelle que soit sa complexité.
- **Travail en équipe** : la réunion de plusieurs expertises génère des interactions créatives et des points de vue complémentaires.
- **Identification des problèmes opérationnels** : au-delà des risques de sécurité, la HAZOP identifie également les situations susceptibles d'affecter la qualité et la disponibilité du procédé.
- **Outil vivant** : les résultats peuvent être mis à jour lors de modifications apportées à l'installation [73].

3.2.12 Limites de la méthode HAZOP

- **Intensité en ressources** : une HAZOP complète peut nécessiter plusieurs semaines de travail d'une équipe pluridisciplinaire, ce qui représente un investissement important [74].
- **Qualité dépendante de l'animateur** : la pertinence des résultats dépend fortement de son expérience et de ses compétences.
- **Adaptée aux procédés continus** : moins efficace pour les procédés discontinus ou batch.
- **Ne quantifie pas le risque** : la HAZOP est essentiellement qualitative et doit être complétée par des méthodes quantitatives (comme l'ADD) pour les scénarios critiques [73].

3.3 Méthode ADD (Arbre de Défaillances)

3.3.1 Historique et origine

L'arbre de défaillances (ADD), connu en anglais sous le nom de Fault Tree Analysis (FTA), a été développé en 1962 par H.A. Watson de Bell Telephone Laboratories, dans le cadre d'un contrat avec la United States Air Force pour évaluer la sûreté du système de contrôle de lancement du missile balistique intercontinental Minuteman I [53]. La méthode a été reconnue comme outil d'analyse de sécurité dès 1963 par Dave Haasl de Boeing, qui l'a étendue à l'ensemble du programme Minuteman II (1963–1964), avant qu'elle ne soit présentée publiquement lors du premier System Safety Symposium de Seattle en 1965. Elle a ensuite été adoptée par l'industrie aéronautique (NASA, Boeing), puis par les industries nucléaires, chimiques et pétrolières [53].

3.3.2 Définition et objectifs

Un arbre de défaillances est une représentation graphique déductive des combinaisons logiques de défaillances ou d'événements susceptibles de conduire à un événement indésirable déterminé, appelé événement sommet (Top Event). À partir de cet événement-sommet, l'analyse remonte progressivement jusqu'aux causes élémentaires (événements de base) au moyen de portes logiques [53].

Les objectifs de l'ADD sont [53] :

1. Identifier toutes les combinaisons de défaillances susceptibles de conduire à l'événement redouté.
2. Visualiser les relations logiques entre les différentes défaillances et l'événement-sommet.
3. Identifier les coupes minimales : les combinaisons minimales d'événements de base dont la réalisation simultanée suffit à provoquer l'événement sommet.
4. Calculer la probabilité de l'événement « sommet » à partir des probabilités des événements de base.
5. Prioriser les actions de réduction des risques en identifiant les événements de base les plus contributifs.

3.3.3 Domaine d'application

L'ADD s'applique à tout système dont on souhaite analyser la fiabilité ou la sécurité. Dans le domaine pétrolier, elle est particulièrement pertinente pour [53] :

- L'analyse des scénarios d'accidents majeurs (explosions, incendies) identifiés par la HAZOP.
- L'évaluation de la fiabilité des systèmes de protection (SIS, vannes ESD, détecteurs).
- L'analyse de la disponibilité des systèmes de production critiques.
- Les études de dangers (EDD) réglementaires [75].

3.3.4 Principes fondamentaux

L'ADD repose sur les principes suivants [53] :

- **Démarche déductive (top-down)** : on part du résultat (l'explosion) et on remonte jusqu'aux causes.
- **Logique booléenne** : les relations entre événements sont exprimées à l'aide de portes logiques ET et OU
- **Modélisation arborescente** : les relations causales sont représentées sous forme d'un arbre, ce qui permet une lecture intuitive et une analyse systématique.

3.3.5 Terminologie et symboles utilisés

3.3.5.1 Événement sommet (Top Event)

L'événement-sommet est l'événement redouté qui fait l'objet de l'analyse. Il est représenté en haut de l'arbre. Dans notre étude, l'événement-sommet est : « Explosion due à une fuite d'hydrocarbures sur le site RTI » [53].

3.3.5.2 Événements intermédiaires

Les événements intermédiaires sont des événements qui résultent de la combinaison de sous-événements (via une porte logique). Ils représentent des étapes de la chaîne causale reliant les événements de base à l'événement sommet. Symbole : rectangle [53].

3.3.5.3 Événements de base

Les événements de base sont les défaillances ou événements initiateurs qui ne peuvent pas être décomposés davantage dans le cadre de l'analyse. Ils sont associés à des données de fiabilité (taux de défaillance, probabilité de défaillance). Symbole : cercle [53].

3.3.5.4 Événements non développés

Les événements non développés sont des événements qui pourraient être décomposés, mais dont l'analyse n'est pas poursuivie (en raison d'un manque de données ou d'un périmètre d'étude restreint). Symbole : losange (ou diamant) [53].

3.3.5.5 Portes logiques

Porte ET (AND gate) : l'événement de sortie se produit uniquement si TOUS les événements d'entrée se produisent simultanément. La porte ET représente la redondance dans un système : si deux barrières de sécurité doivent défaillir simultanément, la probabilité de l'événement de sortie est le produit des probabilités des événements d'entrée [53].

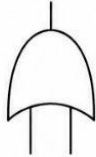
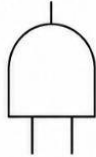
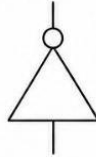
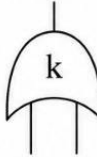
Porte OU (OR gate) : l'événement de sortie se produit si AU MOINS UN des événements d'entrée se produit. La porte OU représente l'absence de redondance : une seule défaillance suffit [53].

Porte OU exclusif : l'événement de sortie se produit si et seulement si exactement un des événements d'entrée se produit (et non les deux simultanément) [53].

Porte d'inhibition : l'événement de sortie se produit si l'événement d'entrée ET une condition spécifique (condition d'inhibition) sont réunis [53].

Porte Vote k/n : l'événement de sortie se produit si au moins k des n événements d'entrée se produisent [53].

PORTES LOGIQUES (OPÉRATEURS)

OU (OR)	ET (AND)	NON (NOT)	OU Exclusif (XOR)	VOTE MAJORITAIRE (k)
				
La sortie se produit si au moins une des entrées se produit.	La sortie se produit si toutes les entrées se produisent.	La sortie se produit si l'entrée ne se produit pas.	La sortie se produit si une et une seule des entrées se produit.	La sortie se produit si au moins k entrées se produisent.

SYMBOLES DES ÉVÉNEMENTS

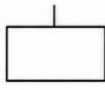
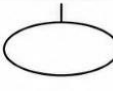
Symbole	Appellation	Symbole	Appellation
	Événement sommet ou intermédiaire Résulte de la combinaison d'autres événements via des portes logiques.		Événement de base Événement élémentaire ne nécessitant pas de développement supplémentaire.
	Événement maison Événement de base survenant normalement pendant le fonctionnement du système.		Pseudo-événement de base Événement dont les causes ne sont pas encore développées mais le seront ultérieurement.
	Événement non développé Événement dont les causes ne sont pas et ne seront pas développées.		Événement conditionnel Événement dépendant d'une condition et utilisé avec certaines portes logiques.

Figure 18 - Symboles standards de l'Arbre de Défaillances - (Norme IEC 61025) [53].

3.3.6 Méthodologie de construction d'un ADD

3.3.6.1 Définition de l'événement sommet

La première étape, et la plus importante, est la définition précise et non ambiguë de l'événement sommet. Il doit décrire clairement ce qui se passe (l'explosion), où (sur le site RTI), et dans quelles circonstances (après une fuite d'hydrocarbures). Une définition vague conduit à un arbre incomplet ou incohérent [53].

3.3.6.2 Identification des causes immédiates

Pour chaque événement (en commençant par le sommet), on identifie les événements ou conditions qui en sont les causes directes et immédiates - celles qui précèdent immédiatement l'événement dans la chaîne causale. La question à se poser est : « Pour que cet événement se produise, qu'est-ce qui doit se passer immédiatement avant ? » [53].

3.3.6.3 Développement de l'arbre

L'arbre est développé niveau par niveau, en appliquant la démarche déductive à chaque événement intermédiaire jusqu'aux événements de base. À chaque niveau, le choix de la porte logique (ET ou OU) est déterminé par la nature de la relation entre l'événement parent et ses causes [53] :

- Si toutes les causes doivent être présentes simultanément pour provoquer l'événement parent → porte ET.
- Si une seule cause suffit → porte « OU ».

3.3.6.4 Identification des événements de base

Un événement de base correspond à une cause fondamentale qui ne nécessite pas de décomposition supplémentaire dans le cadre de l'étude [53]. Il peut s'agir de :

- La défaillance d'un composant (ex : défaillance d'un détecteur de gaz).
- Une erreur humaine (ex : manœuvre incorrecte sur une vanne).
- Une condition environnementale (ex : présence d'une source d'ignition).
- Un événement initiateur (ex : surpression dans une canalisation).

3.3.7 Analyse qualitative de l'ADD

3.3.7.1 Détermination des coupes minimales

Une coupe minimale (ou minimal cut set) est l'ensemble minimal d'événements de base dont la réalisation simultanée suffit à provoquer l'événement sommet. Si l'un des événements de la coupe ne se produit pas, l'événement sommet ne peut pas survenir par ce chemin [53].

La détermination des coupes minimales peut être réalisée :

- Manuellement (par inspection visuelle pour les arbres simples).
- Algorithmiquement (algorithmes de MOCUS ou de Fussell-Vesely pour les arbres complexes).
- À l'aide de logiciels spécialisés (Fault Tree+, Arbre-Analyst, ITEM Toolkit) [75].

3.3.7.2 Interprétation des coupes minimales

Coupes minimales d'ordre 1 (un seul événement de base) : les plus dangereuses. Un seul événement suffit à provoquer la catastrophe. Il faut les éliminer en priorité.

Coupes minimales d'ordre 2 (deux événements de base) : dangereuses mais nécessitant deux défaillances simultanées.

Coupes minimales d'ordre élevé : moins probables, car nécessitant de nombreuses défaillances concomitantes [53].

3.3.8 Analyse quantitative de l'ADD

3.3.8.1 Données de fiabilité

Pour réaliser une analyse quantitative, il faut associer à chaque événement de base une probabilité ou un taux de défaillance. Ces données sont issues de [75] :

- Bases de données de fiabilité industrielle : OREDA (Offshore Reliability Data), IEEE 500, MIL-HDBK-217.
- Retour d'expérience interne de l'entreprise (historique des défaillances).
- Données des fournisseurs d'équipements.

3.3.8.2 Calcul de la probabilité de l'événement sommet

La probabilité de l'événement sommet est calculée à partir des probabilités des événements de base, en appliquant les règles de la probabilité booléenne [53] :

Formules de calcul

Porte ET : $P(\text{sortie}) = P(\text{entrée}_1) \times P(\text{entrée}_2) \times \dots \times P(\text{entrée}_n)$ (événements indépendants)

Porte OU : $P(\text{sortie}) = 1 - [1 - P(\text{entrée}_1)] \times [1 - P(\text{entrée}_2)] \times \dots \times [1 - P(\text{entrée}_n)]$

Pour de faibles probabilités : $P(\text{OU}) \approx P(\text{entrée}_1) + P(\text{entrée}_2) + \dots$

3.3.8.3 Facteurs d'importance

Les facteurs d'importance permettent d'identifier les événements de base qui contribuent le plus à la probabilité de l'événement sommet [53] :

- **Importance de Birnbaum :** mesure la sensibilité de la probabilité de l'événement sommet à la variation de la probabilité de défaillance d'un composant donné. Elle exprime dans quelle mesure une amélioration de la fiabilité de ce composant réduirait le risque global du système.
- **Importance de Fussell-Vesely :** elle mesure la contribution globale d'un événement de base à la probabilité de l'événement sommet, en calculant la fraction du risque total portée par l'ensemble des coupes minimales contenant cet événement.
- **Importance critique :** combine l'importance de Birnbaum et la probabilité de défaillance du composant, permettant ainsi de prioriser les actions correctives en tenant compte à la fois de la sensibilité du système et de la probabilité de défaillance.

3.3.9 Avantages de la méthode ADD

- Représentation visuelle claire des relations causales, facilitant la communication [53].
- Identification systématique des combinaisons de défaillances critiques (coupes minimales).
- Quantification possible pour évaluer et comparer des options de réduction du risque.
- Flexible et modulaire : l'arbre peut être étendu ou modifié sans compromettre l'intégrité de la structure.
- Couplable à d'autres méthodes (arbre des événements, nœud papillon) [75].

3.3.10 Limites de la méthode ADD

- Complexité croissante avec la taille et la complexité du système analysé [53].
- Hypothèse d'indépendance des défaillances : les calculs quantitatifs supposent que les événements de base sont indépendants, ce qui n'est pas toujours le cas (défaillances de cause commune).
- Disponibilité des données de fiabilité : des données précises sont nécessaires pour l'analyse quantitative [75].
- Construction subjective : le choix de l'événement-sommet et la décomposition de l'arbre comportent une part de jugement d'expert [53].

3.4 Comparaison entre HAZOP et ADD

3.4.1 Avantages respectifs

Critère	HAZOP	ADD
Approche	Inductive (procédé → dangers)	Déductive (événement → causes)
Niveau de détail	Moyen à fin (par nœud)	Fin à très fin
Quantification	Non	Oui
Visualisation	Tableau	Arbre graphique
Ressources nécessaires	Équipe pluridisciplinaire, sessions longues	Analyse individuelle possible
Résultats	Liste de recommandations	Coupes minimales, probabilités
Applicable à	Nouveaux procédés et modifications	Scénarios spécifiques identifiés

Tableau 9 - Comparaison synthétique des méthodes HAZOP et ADD - [53, 74]

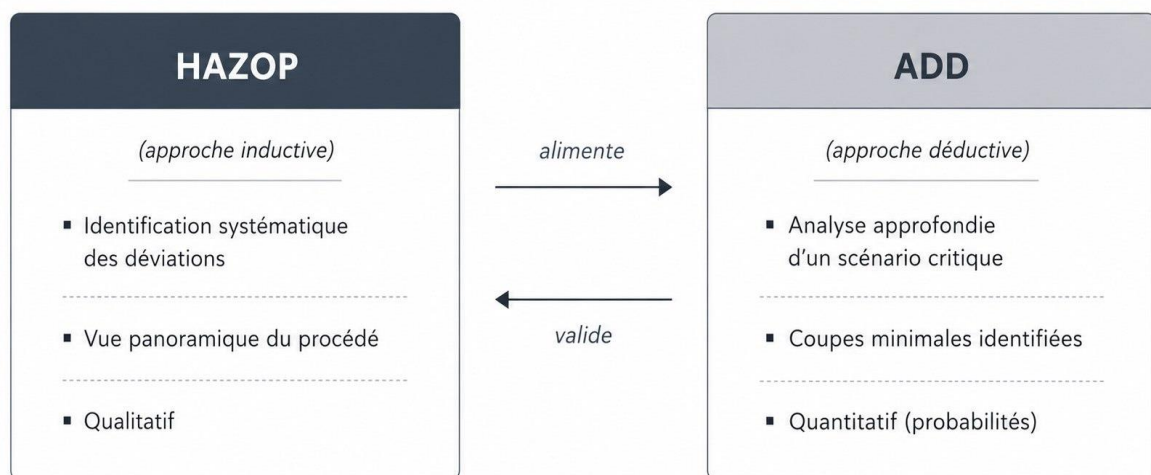
3.4.2 Limites respectives

- La HAZOP peut être trop vaste et trop superficielle pour analyser en profondeur un scénario spécifique [74].
- L'ADD est par définition focalisée sur un seul événement-sommet - plusieurs ADD sont nécessaires pour couvrir tous les scénarios d'un site [53].

3.4.3 Complémentarité des deux méthodes

HAZOP et ADD se complètent naturellement dans une démarche d'analyse des risques [53, 74]:

- La HAZOP fournit une vision panoramique de l'installation, en identifiant l'ensemble des scénarios potentiels et en les classant par niveau de risque.
- L'ADD approfondit les scénarios critiques identifiés par la HAZOP, permettant une analyse quantitative des causes et l'identification des combinaisons de défaillances les plus dangereuses.



Démarche combinée recommandée par les standards (CCPS, IEC) pour les sites pétroliers.

Figure 19 - Complémentarité HAZOP / ADD dans une démarche intégrée d'analyse des risques d'après [74], [53] et [73].

3.4.4 Passage de la HAZOP à l'ADD

Le passage de la HAZOP à l'ADD se fait naturellement : les déviations critiques identifiées lors de la HAZOP (celles dont les conséquences sont les plus graves) deviennent les événements-sommet de l'ADD [74]. Cette articulation garantit que l'ADD est focalisée sur les scénarios réellement critiques et non sur des scénarios hypothétiques [53].

3.5 Conclusion

Les méthodes HAZOP et ADD constituent des outils complémentaires et puissants pour l'analyse des risques dans l'industrie pétrolière [73, 74]. La HAZOP offre une approche systématique et exhaustive de l'identification des dangers au niveau du procédé, tandis que l'ADD permet une analyse approfondie et quantitative des causes menant aux scénarios critiques [53]. Leur application combinée, telle que nous la mettons en œuvre au chapitre IV sur le site SONATRACH RTI, représente une démarche rigoureuse et conforme aux meilleures pratiques internationales de gestion des risques industriels [54].

Chapitre 4 :

**Étude de cas industrielle -
analyse du risque d'explosion
lié aux fuites d'hydrocarbures
sur un site de sonatrach**

Ce chapitre applique concrètement la démarche méthodologique développée précédemment. Pour assurer une transition claire, la méthodologie est illustrée par une application sur un site industriel réel. Ce site est exploité par SONATRACH / Activité Transport par Canalisation / Direction Régionale In Amenas (RTI).

La méthode HAZOP (Étude de Dangers et d'Opérabilité, pour "HAZard and OPerability Study" en anglais) est utilisée pour identifier les déviations susceptibles de générer un risque d'explosion lié aux fuites d'hydrocarbures liquides. Le site retenu est la station de pompage et de stockage d'OHANET.

4.1 Description du procédé étudié

4.1.1 Localisation et identification du site

La station de pompage OHANET se situe sur le territoire de la Daïra d'In Amenas, dans la Wilaya d'Illizi, au sud-est de l'Algérie. Elle est implantée à 120 km au sud-est d'In Amenas, à environ 1 300 km au sud-est d'Alger et à 100 km à l'ouest de la frontière libyenne. Le site occupe un terrain plat à une altitude de 567 m. Sa superficie totale est de 526 080 m², dont 3 914,30 m² de surface bâtie.



Figure 20 - Vue satellitaire du site SONATRACH RTI – Station de pompage OHANET (SH/TRC et SH/DP), Daïra d'In Amenas, Wilaya d'Illizi

CHAPITRE 4 : ÉTUDE DE CAS INDUSTRIELLE - ANALYSE DU RISQUE D'EXPLOSION LIÉ AUX FUITES D'HYDROCARBURES SUR UN SITE DE SONATRACH

Les principales caractéristiques administratives et opérationnelles de la station sont récapitulées dans le tableau ci-dessous [70].

Caractéristique	Valeur
Exploitant	SONATRACH - activité Transport par Canalisations - Direction Régionale In Amenas (RTI)
Localisation	Ohanet, Daïra d'In Amenas, Wilaya d'Illizi
Distance d'In Amenas	120 km au sud-est
Altitude	567 m
Superficie totale	526 080 m ²
Surface bâtie	3 914,30 m ²
Mise en service	Année 1977
Capacité de stockage totale	175 000 m ³ (105 000 m ³ de pétrole brut + 70 000 m ³ de condensats)
Classement ICPE (rubriques 1532 / 1534)	Autorisation Ministérielle (AM) - rayon d'affichage 4 km

Tableau 10 : Présentation générale de la station de pompage d'Ohanet

Activité principale

La mission de la station OHANET est de stocker et de pomper du pétrole brut et du condensat. Construite en 1977, elle compte 5 bacs à toit flottants de 35 000 m³ : 3 pour le pétrole brut et 2 pour le condensat. Elle possède 3 turbopompes, utilisées pour transférer le liquide. Le pétrole brut arrive par l'oléoduc OH1/30" (30 pouces de diamètre) depuis SP1 d'In Amenas. Le condensat d'Alrar, de BP et de BHP est évacué par l'oléoduc NH2/30" (30 pouces également). Ces deux oléoducs convergent vers HEH. Parfois, la station s'arrête : les turbopompes sont alors arrêtées et les hydrocarbures sont expédiés par gravité, sans intervention mécanique.

CHAPITRE 4 : ÉTUDE DE CAS INDUSTRIELLE - ANALYSE DU RISQUE D'EXPLOSION LIÉ AUX FUITES D'HYDROCARBURES SUR UN SITE DE SONATRACH

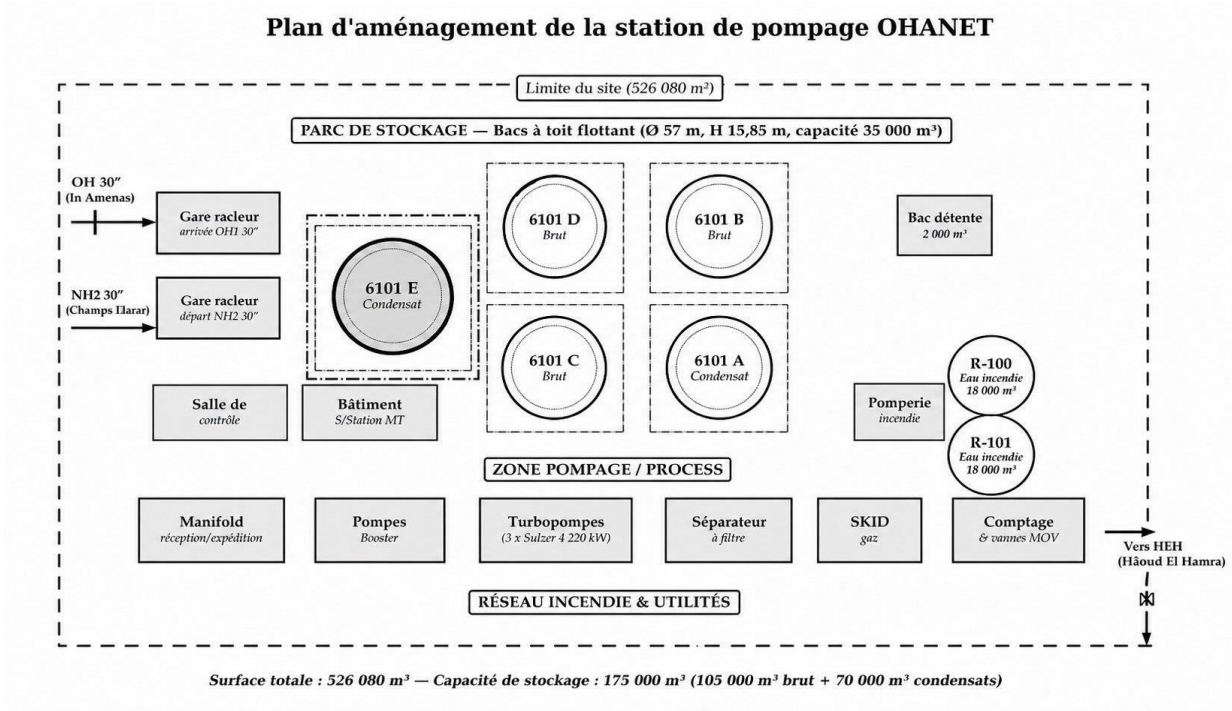


Figure 21 - Plan d'aménagement et disposition des installations de la station OHANET-

4.1.2 Composition et propriétés des hydrocarbures stockés

Les deux produits stockés et transportés sur le site présentent les caractéristiques physico-chimiques
Suivantes :

Caractéristique	Pétrole brut	Condensat
Densité liquide	801,9 kg/m³	807,0 kg/m³
Densité gazeuse	6,686 kg/m³	6,110 kg/m³
Point éclair (PE)	0 °C (273 K)	Indéterminé, < 55 °C
Catégorie ICPE	B (inflammable)	B (inflammable)
Composition	Mélange d'hydrocarbures	Pentane plus (C ₅ +) à C ₈
Pression de vapeur	Modérée	Élevée (entre GN et GPL)
Densité vapeurs / air	Plus lourdes que l'air	Plus lourdes que l'air
Capacité de stockage	105 000 m³ (3 bacs)	70 000 m³ (2 bacs)

Tableau 11 : Propriétés physico-chimiques des produits stockés sur le site d'Ohanet

CHAPITRE 4 : ÉTUDE DE CAS INDUSTRIELLE - ANALYSE DU RISQUE D'EXPLOSION LIÉ AUX FUITES D'HYDROCARBURES SUR UN SITE DE SONATRACH

Le **condensat** présente un caractère particulièrement **dangereux** en raison de sa volatilité élevée, intermédiaire entre celle d'un condensat de gaz naturel et du gaz de pétrole liquéfié (GPL). Sa pression de vapeur saturante, associée à un point éclair inférieur à 55 °C, en fait un produit **hautement inflammable**, susceptible de générer rapidement un nuage de vapeurs atteignant les limites d'explosivité en cas de fuite. Les vapeurs étant plus denses que l'air, elles tendent à s'accumuler dans les zones basses (cuvettes de rétention, caniveaux), ce qui augmente le risque de trouver un point d'ignition.

4.1.3 Description des installations principales

Le procédé d'OHANET s'articule autour de **trois zones fonctionnelles** interconnectées :

Zone de réception et d'expédition : composée des gares racleurs d'arrivée (24" et 30") et de départ (30"), ainsi que des points d'entrée et de sortie des produits sur les oléoducs OH1 et NH2.



Figure 22 - Gare racleur arrivée de l'ouvrage OH1 du Terminal OHANET-

CHAPITRE 4 : ÉTUDE DE CAS INDUSTRIELLE - ANALYSE DU RISQUE D'EXPLOSION LIÉ AUX FUITES D'HYDROCARBURES SUR UN SITE DE SONATRACH

Zone parc de stockage : constituée de **cinq (5) bacs principaux** à toit flottant de **35 000 m³ chacun** (Ø 57 m, H 15,85 m), répartis comme suit : **6101 A (condensat), 6101 B/C/D (brut), 6101 E (condensat)**, auxquels s'ajoute un bac de détente de 2 000 m³ servant à la récupération de slop et d'eaux huileuses. Tous les bacs sont implantés dans des cuvettes de rétention en terre munies de digues de 5 m de hauteur.

Zone pomperie / process : comprenant le manifold de réception/expédition, trois pompes Booster, trois turbopompes Sulzer de 4 220 kW chacune, le séparateur à filtre, le SKID de gaz, le poste de comptage et les vannes motorisées (MOV). Cette zone est complétée par la sous-station électrique (deux turboalternateurs de 800 kVA et deux groupes électrogènes de secours de 500 et 720 kVA), la salle de contrôle et un réseau d'incendie complet.



Figure 23 : Parc de stockage du Terminal OHANET - bacs à toit flottant -

Le **réseau d'incendie** représente une infrastructure de sécurité majeure du site, constitué de deux bacs d'eau de **18 000 m³ chacun (R-100 et R-101)**, complétés par un bac de 2 000 m³ et une piscine de 2 000 m³, soit **au total 40 000 m³ d'eau anti-incendie**. La pomperie incendie comprend trois électropompes SIEMENS (P-002A/B/C, 1 115 m³/h à 15 bar) et trois motopompes CATERPILLAR (P-003A/B/C, 1 115 m³/h à 15 bar) en redondance, complétées par deux pompes jockey, des électropompes à mousse haute pression (90 bar) et un système de protection par mousse sur les bacs de stockage.

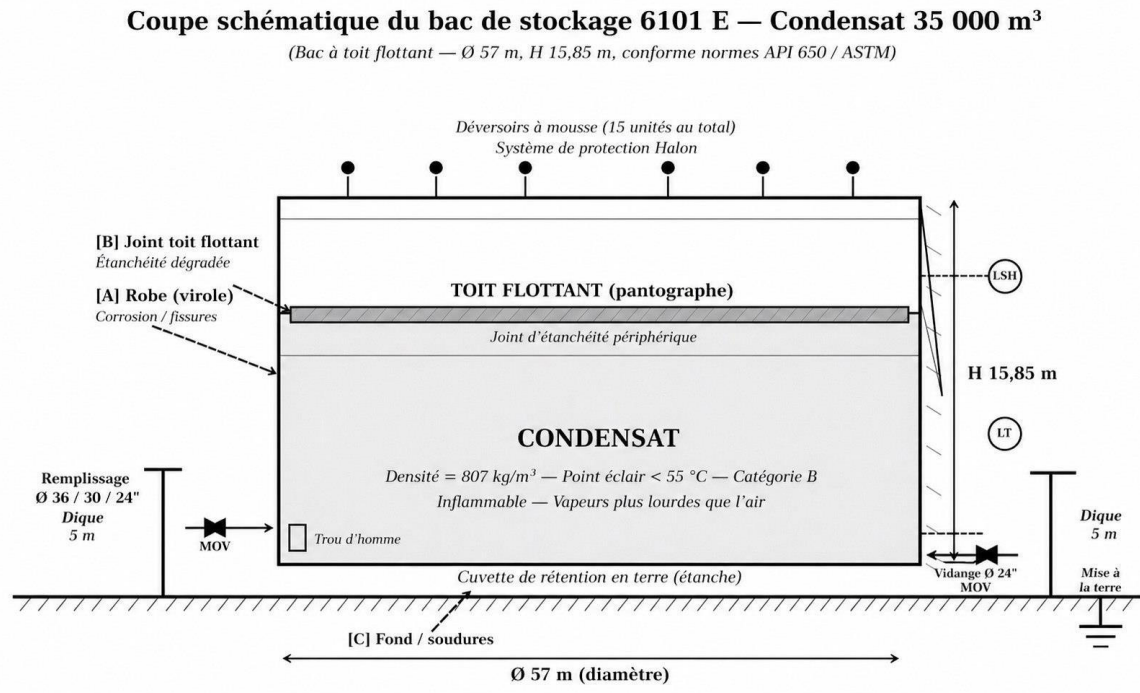


Figure 24 - Coupe schématique du bac de stockage 6101 E (condensat 35 000 m³) -

Identification des équipements critiques

L'identification des équipements critiques constitue une étape préliminaire indispensable à l'application de la méthode HAZOP. Sont considérés comme **critiques** les équipements dont la défaillance peut entraîner, directement ou indirectement, une perte de confinement des hydrocarbures liquides ou gazeux, et donc un risque d'incendie ou d'explosion. L'inventaire ci-dessous est établi à partir du document interne de SONATRACH RTI intitulé « Description du site OHANET »

CHAPITRE 4 : ÉTUDE DE CAS INDUSTRIELLE - ANALYSE DU RISQUE D'EXPLOSION LIÉ AUX FUITES D'HYDROCARBURES SUR UN SITE DE SONATRACH

4.1.4 Liste des équipements critiques

Équipement	Tag / Repère	Fonction	Caractéristiques
Bac stockage condensat	6101 A	Stockage condensat	Toit flottant - Ø 57 m × H 15,85 m - 35 000 m ³
Bac stockage brut	6101 B	Stockage pétrole brut	Toit flottant - 35 000 m ³
Bac stockage brut	6101 C	Stockage pétrole brut	Toit flottant - 35 000 m ³
Bac stockage brut	6101 D	Stockage pétrole brut	Toit flottant - 35 000 m ³
Bac stockage condensat	6101 E	Stockage condensat	Toit flottant pantographe -35 000 m ³
Bac de détente		Récupération slop et eaux huileuses	2 000 m ³
Turbopompes principales		Pompage vers oléoduc	3 × Sulzer 4 220 kW (actuellement hors service)
Gares racleurs arrivée		Réception oléoducs	24" et 30"
Gares racleurs départ		Expédition vers HEH	2 × 30" (OH1 et NH2)
Manifold		Distribution/collection	Vannes MOV intégrées
Vannes motorisées	MOV-404, MOV-409	Sectionnement booster 30"	Fermeture sur ESD
Pomperie incendie	P-002A/B/C	Eau incendie principale	Électropompes SIEMENS (2 unités, 150 m ³ /h chacune)
Pomperie incendie diesel	P-003A/B/C	Eau incendie secours	Motopompes CATERPILLAR (2 unités 200 m ³ /h chacune)

CHAPITRE 4 : ÉTUDE DE CAS INDUSTRIELLE - ANALYSE DU RISQUE D'EXPLOSION LIÉ AUX FUITES D'HYDROCARBURES SUR UN SITE DE SONATRACH

Réserve d'eau incendie	R-100 / R-101	Stockage eau incendie	40 000 m ³ (02 bacs de 18 000 m ³ + bac 2000 m ³ + piscine 2 000 m ³)
Unité de Stockage et Dosage d'émulseur (USD)		Stockage et injection de mousse incendie	Système de lutte anti- incendie

Tableau 12 Liste des équipements critiques de la station de pompage d'Ohanet

4.1.5 Cartographie des phénomènes dangereux et des zones sensibles

Selon le document interne SONATRACH RTI [70], les phénomènes dangereux identifiés sont : les bacs de stockage (brut/condensats), les pompes boosters, les canalisations, les gares de raclage, les manifolds, les bacs de détente, les séparateurs et les joints d'étanchéité. Les points névralgiques (risque maximal) sont les cuvettes de rétention, les toits flottants (risque d'enfoncement/éjection) ainsi que les scénarios de feu de cuvette, de boil-over et d'effets en chaîne.

Les turbopompes SULZER et pompes booster, ne sont pas opérationnelles.

4.1.6 Sélection du nœud d'étude HAZOP

L'analyse comparative des risques associés à chaque équipement critique permet de retenir comme nœud d'étude le plus significatif le bac de stockage de condensat 6101 E

(35 000 m³). Ce choix se justifie par la conjonction simultanée des facteurs aggravants suivants :

- Volume de stock considérable (35 000 m³ de condensat), représentant à lui seul 50 % de la capacité totale de stockage de condensat du site et 20 % de la capacité totale d'hydrocarbures, avec une concentration énergétique potentiellement exceptionnellement élevée.
- Caractère hautement inflammable du condensat (catégorie B, point éclair < 55 °C, volatilité intermédiaire entre celle du gaz naturel et du GPL) générant des vapeurs explosives plus denses que l'air, susceptibles de s'accumuler dans la cuvette de rétention.
- Configuration architecturale du bac à toit flottant pantographe, dont le joint d'étanchéité périphérique constitue un point de fuite potentiel privilégié, soumis à une dégradation continue due aux phénomènes de respiration thermique, d'usure mécanique et de vieillissement des matériaux.

CHAPITRE 4 : ÉTUDE DE CAS INDUSTRIELLE - ANALYSE DU RISQUE D'EXPLOSION LIÉ AUX FUITES D'HYDROCARBURES SUR UN SITE DE SONATRACH

- Conditions climatiques extrêmes du site saharien (températures de surface dépassant 50 °C en été, écarts thermiques journaliers importants, foudre lors des orages d'été) accélérant la dégradation des étanchéités et favorisant la vaporisation du condensat.
- Proximité immédiate des autres bacs de stockage (B, C, D, A) du même parc, créant un risque d'effet domino en cas d'incendie ou d'explosion non maîtrisés sur le bac 6101 E.

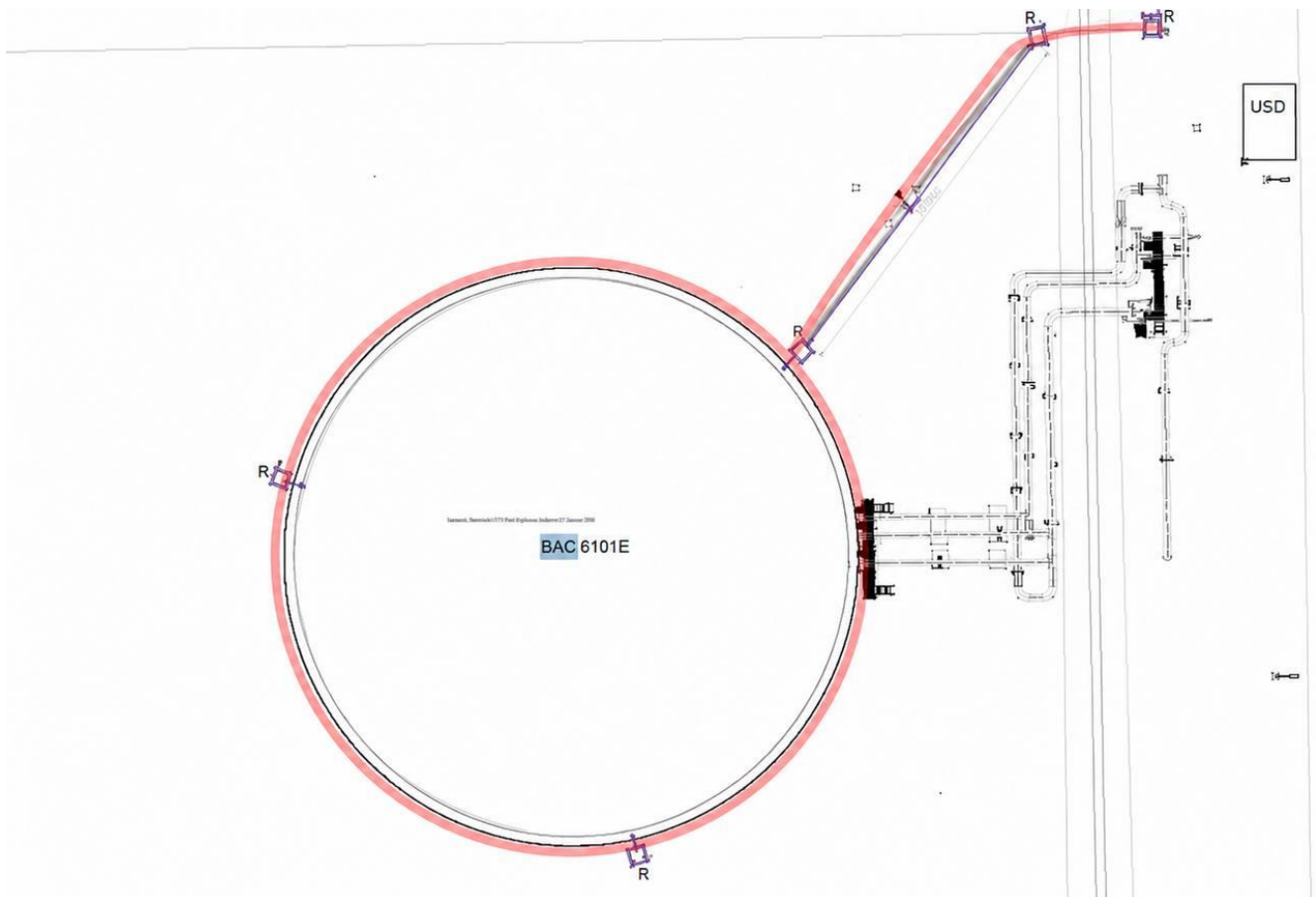


Figure 25 - Plan de masse du nœud HAZOP étudié – Bac 6101E-

4.2 Application de la méthode HAZOP

4.2.1 Rappel méthodologique

La méthode **HAZOP (HAZard and OPerability Study)**, normalisée par la norme **CEI 61882 :2016**, est une démarche d'analyse systématique qualitative des risques. Elle repose sur l'application de **mots-guides** à des **paramètres de procédé** caractérisant un nœud d'étude, afin d'identifier des **déviations** par rapport à l'intention de conception. Pour chaque déviation, l'équipe d'analyse identifie les causes plausibles, les conséquences éventuelles, les barrières de sécurité existantes et, le cas échéant, propose des recommandations correctives.

Les mots-guides utilisés dans la présente étude, conformément à la norme, sont les suivants :

CHAPITRE 4 : ÉTUDE DE CAS INDUSTRIELLE - ANALYSE DU RISQUE D'EXPLOSION LIÉ AUX FUITES D'HYDROCARBURES SUR UN SITE DE SONATRACH

Mot-guide	Signification
NON / PAS (ou ABSENCE)	Absence totale du paramètre par rapport à la valeur attendue
PLUS	Augmentation quantitative du paramètre (niveau, pression, température)
MOINS	Diminution quantitative du paramètre
EN PLUS DE	Présence d'un composant supplémentaire non prévu
UNE PARTIE DE	Composition partielle ou incomplète
CONTRAIRE, RETOUR	Inversion du sens d'écoulement ou de la fonction
AUTRE QUE (ou différent de)	Substitution complète, perte de confinement, état autre que prévu

Tableau 13 : Mots-guides utilisés dans l'analyse HAZOP

4.2.2 Définition du nœud d'étude

Le nœud retenu pour la présente analyse, conformément à la justification développée en section 4.1.6, est défini comme suit

NŒUD HAZOP N° 1

Désignation : Bac de stockage de condensat 6101 E (Ø 57 m × H 15,85 m, capacité 35 000 m³).

Type : Réservoir cylindrique à toit flottant pantographe, conforme aux normes API 650 / ASTM. **Fluide stocké :** condensat (densité 807 kg/m³, point éclair < 55 °C, catégorie B inflammable).

Intention de conception : Stocker le condensat à pression atmosphérique en assurant le confinement intégré dans une cuvette de rétention en terre munie de digues de 5 m, en attente de pompage vers l'oléoduc NH2 30".

Scénario critique unique retenu : Perte de confinement par fuite ou rupture, susceptible de générer un épandage dans la cuvette (feu de nappe), une explosion de la phase gazeuse du réservoir ou, dans des conditions défavorables, une explosion en nuage non confiné (UVCE).

CHAPITRE 4 : ÉTUDE DE CAS INDUSTRIELLE - ANALYSE DU RISQUE D'EXPLOSION LIÉ AUX FUITES D'HYDROCARBURES SUR UN SITE DE SONATRACH

Les **paramètres de fonctionnement nominal** du nœud, qui serviront de référence pour identifier les déviations, sont synthétisés ci-après.

Paramètre	Valeur de conception	Valeur d'exploitation normale
Pression (P)	Atmosphérique (toit flottant)	10^5 Pa = 1 bar
Température (T)	Ambiante (variations saisonnières)	-5 °C à +50 °C selon saison
Niveau (L)	Hauteur utile : 14,5 m maximum	Variable selon mouvements transferts
Composition	Condensat C ₅ + (Pentane plus)	Catégorie B inflammable
Confinement	Robe acier visières + fond + toit flottant	Étanchéité intègre
Cuvette de rétention	Digue 5 m - étanche	Vide en exploitation normale

Tableau 14 : Paramètres de fonctionnement nominal du nœud d'étude

4.2.3 Tableau HAZOP du nœud Bac de stockage condensat 6101 E

Le tableau ci-après présente l'analyse HAZOP complète du nœud retenu, centrée sur le scénario critique unique de **perte de confinement et d'explosion en nuage (UVCE)**. Sept déviations significatives ont été identifiées lors d'un balayage systématique des paramètres Niveau, Pression, Température, Composition et Confinement, combinés aux mots-guides correspondants.

Pour chaque déviation, les causes plausibles, les conséquences potentielles, les barrières de sécurité existantes et les recommandations d'amélioration sont présentées.

1N°	Paramètre	Mot-guide	Déviation	Causes possibles	Conséquences	Avant réduction			Protection existantes (Safeguards)	Après réduction			Recommandations	Après recommandation		
						G	P	C		G	P	C		G	P	C
1.1	Niveau	PLUS	► <i>Sur-remplissage du bac 6101 E (niveau supérieur au niveau Haut-Haut de sécurité)</i>	► Défaillance du détecteur de niveau Haut (LSH) ou de l'alarme Haut-Haut (LSHH) ► Défaillance du système de fermeture automatique de la vanne motorisée (MOV)	► Débordement du condensat par-dessus le toit flottant ► Surverse inondant la cuvette de rétention ► Émission massive de vapeurs inflammables (denses que l'air) ► Inflammation immédiate (feu de nappe) ou retardée (UVCE)	4	4	H	► Détecteurs de niveau Haut (LSH) et Haut-Haut (LSHH) avec report en salle de contrôle ► Fermeture automatique de la vanne MOV sur seuil LSHH ► Cuvette de rétention en terre volume utile 48 000 m³ > 35000 m³ ► Coordination opérationnelle avec la station SP1	3	3	A	► R1 Tester périodiquement (mensuel) la boucle de fermeture automatique LSHH/MOV (PV signé) ► R2 Doubler le détecteur de niveau par un dispositif redondant indépendant (technologie différente) ► R3 Renforcer la coordination en temps réel avec la station SP1 via le système SCADA	2	2	L

				► Mauvaise coordination temps réel avec la station amont SP1 d'In Amenas ► Erreur opérateur (mauvaise lecture, indication erronée)				(consignes formalisées) ► Rondes opérateurs toutes les 2 heures ► Des campagnes de jauge manuelle menées par les opérateurs. ► Indicateur de niveau à réglette						
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--

1.2	Confinement	NON	► Perte de confinement partielle fuite sur la robe (viroles inférieures)	► Corrosion généralisée ou localisée des viroles inférieures ► Érosion par sables en suspension (climat saharien) ► Défaut de construction (soudure, qualité matériau) ► Choc mécanique (chute d'objet, collision)	► Émission de condensat liquide formant une nappe dans la cuvette ► Évaporation rapide (vapeurs C₅+ denses) formation d'un nuage inflammable ► Inflammation Immédiate → feu de nappe (Pool Fire) ► Inflammation différée → explosion de vapeurs (UVCE) si conditions favorables	4	3	H	► Inspection programmée des viroles (mesure d'épaisseur) ► Surveillance corrosion tests de fuite périodiques ► Cuvette de rétention en terre, volume utile 48 000 m³ (digues de 5 m) ► Détecteurs de niveau Haut et Bas ► Toit flottant pantographe (limite l'évaporation en régime normal) ► Réseau eau incendie 40 000 m³ (bac 2 000 m³)	3	3	A	► R4 Installer détecteurs gaz ATEX (alarme à 30 % LIE, ESD à 60 % LIE) + détecteurs liquide en cuvette, report salle de contrôle ► R5 Installer des vannes motorisées à sécurité positive en pied de bac (lignes remplissage / soutirage) ► R6 Renforcer le contrôle des viroles par CND (ultrasons + radiographie) sur toute la hauteur	2	2	L
-----	-------------	-----	--	--	--	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---

				► Tassement différentiel du sol (fondation) ► Vieillissement structurel (fatigue cumulative)				+ piscine 2 000 m³) ► 2 motopompes (200 m³/h) + 2 Électropompes (150 m³/h) en redondance ► Revêtement intérieur du fond de bac par résine époxy. ► Protection assurée par un système de protection cathodique.			► R7 Vérifier l'étanchéité des digues de rétention et leur résistance à l'effet de vague ► R8 Mettre en place un programme LDAR avec caméra IR-OGI			
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--

1.3	Confinement	NON	► <i>Rupture catastrophique de la robe du bac</i>	► Choc mécanique violent (projectile, véhicule lourd) ► Affaissement majeur du sol ► défaillance des fondations	► Déversement instantané des 35 000 m³ de condensat ► Effet de vague ► risque de débordement de la cuvette	5	2	H	► Cuvette de rétention de volume suffisant (48 000 m³ > 35 000 m³) ► Digue en terre de 5 m de hauteur	4	2	A	► R9 Réaliser une étude spécifique de résistance des digues à l'effet de vague ► R10 Installer des vannes ESD à sécurité positive (couplé à R5)	3	2	A
-----	-------------	-----	--	--	---	---	---	---	--	---	---	---	---	---	---	---

1.4	Pression	PLUS	► Supression interne dans le ciel gazeux du bac	► Surpression interne extrême (blocage du toit flottant, voir 1.4) ► Défaut structurel majeur (fatigue, défaut de soudure non détecté) ► Évènement externe exceptionnel (séisme, sabotage)	► Formation rapide d'un nuage de vapeurs (UVCE possible) ► Surpression : 50 mbar à 450 m, 140mbar à 210 m, 170mbar à 182 m, 200 mbar à 156 m (réf. EDD §8.11.1 [71]) ► Atteinte du parc voisin SH/DP situé à 175 m → scénario PPI ► Effet domino sur les bacs voisins 6101 A / B / C / D	4	2	A	► Inspection structurelle programmée ► Plan d'Opération Interne (POI) en place	3	2	A	► R11 Élaborer le Plan Particulier d'Intervention (PPI) avec la wilaya d'Illizi (obligation légale seuil haut) ► R12 Mettre en place des barrières physiques antichoc (merlons, blocs béton) autour du bac	2	2	L
-----	----------	------	--	---	--	---	---	---	--	---	---	---	--	---	---	---

1.5	Température	PLUS	► Échauffement anormal du bac ou de son contenu	► Présence d'un point chaud à proximité (équipement, véhicule, soudure) ► Rayonnement thermique d'un incendie sur bac voisin (effet domino) ► Exposition solaire prolongée en été saharien (T > 50 °C) ► Frottement mécanique anormale sur le toit flottant	► Augmentation de la pression de vapeur du condensat ► Vaporisation accélérée et émission de vapeurs ► Formation plus rapide d'un nuage inflammable ► Risque de boil-over en cas d'incendie déclaré	3	4	H	► Distance de sécurité réglementaire entre bacs ► Cuvettes de rétention séparées pour chaque bac ► Inspection programmée ► Couronne de refroidissement par sprinklage (état à vérifier)	3	3	A	► R13 Installer ou exploiter des sondes de température sur les viroles avec alarme ► R14 Remettre en état la couronne de refroidissement par sprinklage de la robe ► R15 Interdire toute opération à chaud à proximité immédiate sans Permis de Feu (PTW)	2	2	L
-----	-------------	------	--	--	---	---	---	---	---	---	---	---	--	---	---	---

1.6	Composition	EN PLUS DE	▸ <i>Présence d'eau ou de matières inertes dans le condensat stocké</i>	▸ Décantation naturelle d'eau libre du condensat ▸ Entraînement d'eau depuis l'oléoduc NH2 ▸ Condensation interne par variation thermique ▸ Défaut de purge périodique du fond de bac	▸ En cas d'incendie : risque de boil-over (ébullition du fond d'eau) ▸ Débordement brutal de liquide en feu (effet de vague) ▸ Aggravation considérable des conséquences d'un sinistre initial ▸ Corrosion accélérée du fond du bac	5	2	H	▸ Procédure de purge d'eau du fond du bac ▸ Programme de drainage périodique	4	2	A	▸ R16 Formaliser la fréquence de purge (mensuelle) avec procès-verbal signé ▸ R17 Installer un détecteur d'interface eau/condensat avec alarme en salle de contrôle	3	1	L
-----	-------------	------------	---	--	--	---	---	---	---	---	---	---	--	---	---	---

1.7	Environnement (sources d'ignition)	EN PLUS DE	► Présence d'une source d'ignition (foudre, étincelle, flamme)	► Foudre lors d'orages sahariens (paratonnerre absent, mise à la terre insuffisante) ► Étincelle électrostatique (transfert rapide non maîtrisé) ► Étincelle mécanique (outil non ATEX, choc métal/métal) ► Travaux à chaud sans permis (soudure, meulage) ► Retour de flamme depuis évènement ou installation voisine	► Inflammation directe des vapeurs présentes ► Explosion de la phase gazeuse interne du bac (effets identiques 1.3) ► Effet missile (expulsion du toit flottant) ► Incendie de la nappe résiduelle (Pool Fire)	5	4	H	► Mise à la terre du bac ► Procédures de Permis de Travail (PTW) ► Outils ATEX certifiés en zone classée ► Présence de paratonnerres à proximité de chaque bac, installés au niveau des cuvettes de rétention	4	3	H	► R18 Vérifier annuellement la résistance de mise à la terre (cible < 10 Ω) ► R19 Mettre à jour la classification ATEX des zones (0 / 1 / 2 selon ATEX 137) et matérialiser les zones ► R20 Former l'ensemble du personnel aux risques d'inflammation par étincelle (statique, outils non certifiés) ► R21 Installer un paratonnerre dédié au bac 6101 E avec vérification annuelle de la résistance	3	2	A
-----	------------------------------------	------------	---	--	---	---	---	---	--	---	---	---	--	---	---	---

4.2.4 Synthèse de l'analyse HAZOP

L'analyse HAZOP du bac de stockage de condensat 6101 E a permis d'identifier **sept déviations significatives** couvrant les principaux paramètres opératoires. Toutes ces déviations convergent vers le même scénario d'accident majeur : la **perte de confinement du condensat suivie d'une explosion en nuage (UVCE)**. Parmi ces déviations, la **dévi**

La perte de confinement par fuite ou rupture de la robe du bac

Se distingue comme le scénario critique central pour les raisons suivantes :

- Probabilité d'occurrence non négligeable : la robe du bac est soumise en permanence à la pression hydrostatique de 35 000 m³ de condensat, à la corrosion due à l'érosion des sables sahariens, aux contraintes thermiques des cycles jour/nuit (écarts pouvant dépasser 30 °C en intersaison), au vieillissement des soudures et au risque de défaillance mécanique cumulative selon le retour d'expérience industriel.
- Gravité maximale des conséquences : selon un document interne, un événement de type UVCE sur le bac 6101 E génère des effets de surpression de 50 mbar (effet thermique sur les personnes) jusqu'à 450 m et de 140 mbar (seuils des effets domino) jusqu'à 210 m, ce qui dépasse les limites de l'établissement et atteint le parc voisin de SH/DP (à 175 m). Ce scénario relève donc d'un Plan Particulier d'Intervention (PPI) conformément à la loi n° 04-20.
- Caractéristiques physico-chimiques aggravantes du condensat : le caractère intermédiaire du condensat entre le gaz naturel et le GPL (volatilité élevée, point éclair < 55 °C, vapeurs plus denses que l'air) favorise simultanément la formation rapide d'un nuage inflammable et son accumulation dans les zones basses du site (cuvette de rétention, caniveaux), avec un risque accru de trouver un point d'ignition.
- Lacunes dans les barrières de prévention identifiées : absence de vannes motorisées à sécurité positive au pied du bac, contrôle du virolage à renforcer, contrôle des murs de rétention insuffisant.
- Effet domino potentiel : la proximité immédiate des bacs 6101 A, B, C et D, dans le même parc de stockage, crée un risque d'extension du sinistre à l'ensemble du parc en cas d'incendie ou d'explosion non maîtrisés, multipliant les conséquences par un facteur de 4 à 5.

Les six autres déviations identifiées (sur-remplissage, fuite du joint du toit flottant, surpression interne, échauffement anormal, présence d'eau, choc/étincelle) constituent autant de **voies d'accès au scénario critique central**.

Elles doivent par conséquent faire l'objet d'un suivi Rigoureux dans le cadre du système de management HSE de la station, chaque barrière défaillante augmente la probabilité globale d'occurrence du scénario UVCE.

4.3 Application de la méthode ADD

4.3.1 Rappel méthodologique

L'**Analyse par arbre de défaillances (ADD)**, ou Fault Tree Analysis (FTA), est une méthode déductive normalisée (CEI 61025). Elle consiste à identifier un **événement redouté** (sommet de l'arbre) et à décomposer systématiquement les combinaisons de défaillances élémentaires (événements de base) susceptibles de le provoquer, à l'aide des portes logiques **ET** et **OU**.

4.3.2 Définition de l'événement sommet

Conformément aux résultats de l'analyse HAZOP (section 4.2), l'événement redouté retenu est :

UVCE (Unconfined Vapor Cloud Explosion) sur le bac de stockage de condensat 6101 E

Définition : Explosion d'un nuage de vapeurs inflammables non confiné, générant une onde de surpression susceptible d'atteindre les installations voisines et de provoquer un effet domino.

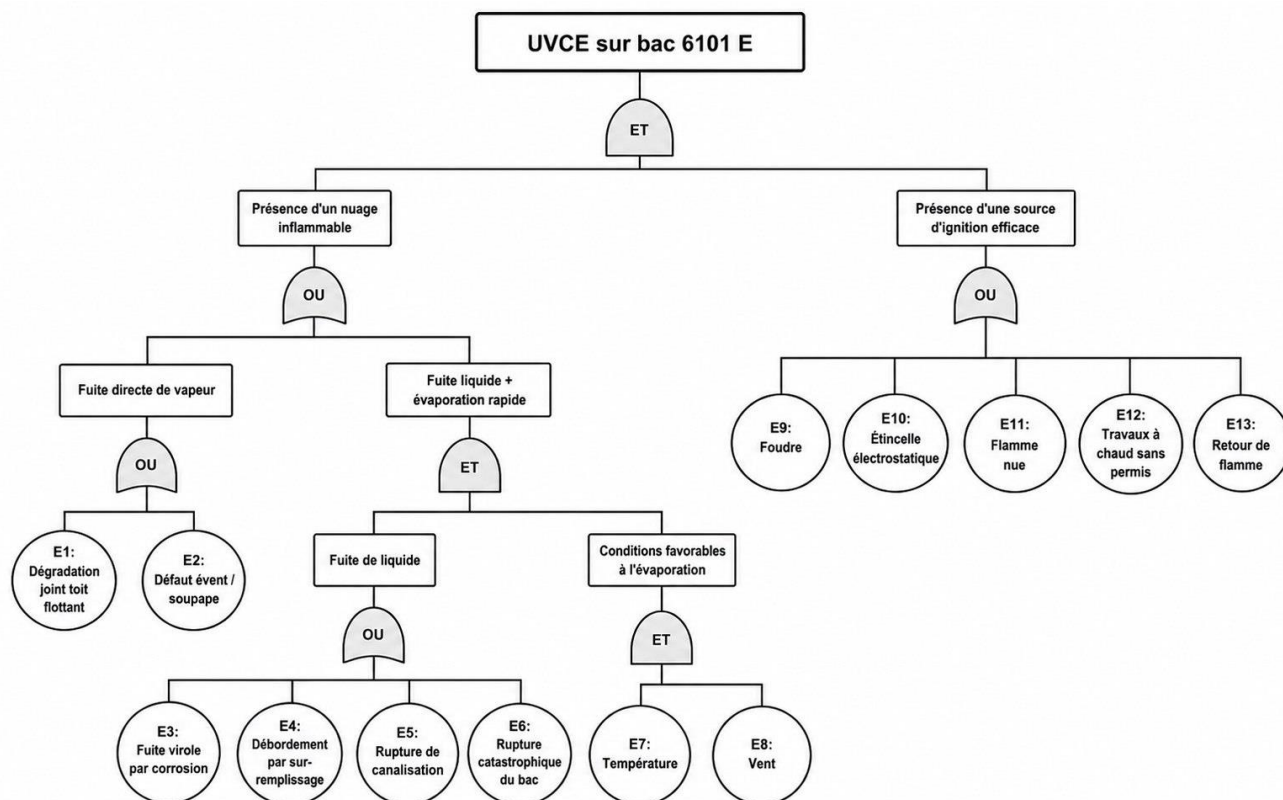


Figure 26 - Arbre des défaillances (ADD) de l'UVCE sur le bac 6101E -

4.3.3 Calcul des probabilités des événements de base

Conformément au schéma de l'arbre de défaillances (Figure 4.6), les événements de base sont au nombre de **treize (E1 à E13)**. Leurs probabilités annuelles d'occurrence sont estimées à partir de retours d'expérience internationaux (OREDA, API 581, HSE) et des conditions spécifiques du site d'Ohanet (températures, vents, foudre). Le tableau ci-dessous présente ces probabilités.

Code	Événement de base	Probabilité annuelle (P)	Source / Justification
E1	Dégradation du joint du toit flottant	$3,0 \times 10^{-2}$	OREDA [41] / Usure mécanique et climat saharien (sable, vent, UV)
E2	Défaut d'évent / soupape	$1,0 \times 10^{-3}$	INERIS [24] / Blocage ou tarage inapproprié
E3	Fuite sur virole par corrosion	$2,0 \times 10^{-4}$	API 581 [68] / Corrosion externe due à l'humidité et aux sables

E4	Débordement par sur-remplissage	$1,0 \times 10^{-3}$	REX Buncefield [4] / Erreur opérateur + défaillance de la détection
E5	Rupture de canalisation (raccordement)	$2,0 \times 10^{-4}$	API 581 [68] / Corrosion interne ou choc mécanique
E6	Rupture catastrophique du bac	$5,0 \times 10^{-6}$	REX Ambès (2007) [34] / Événement très rare mais gravité maximale
E7	Température > 35 °C (conditions favorables)	$4,0 \times 10^{-1}$	Données climatiques [74] / Condition présente 4 mois/an (40 %)
E8	Vent < 2 m/s (conditions favorable)	$2,0 \times 10^{-1}$	Données climatiques [74] / Vents calmes 20 % du temps
E9	Foudre	$1,0 \times 10^{-2}$	Foudre [69] / Absence de paratonnerre dédié
E10	Étincelle électrostatique (transfert)	$2,0 \times 10^{-3}$	API RP 2003 [69] / Mise à la terre partiellement insuffisante
E11	Flamme nue	$3,0 \times 10^{-4}$	REX [34] / Respect des permis de travail (PTW) présumé
E12	Travaux à chaud sans permis	$1,0 \times 10^{-3}$	REX [34] / Non-respect ponctuel des procédures
E13	Retour de flamme (installation voisine)	$1,0 \times 10^{-4}$	EDD [71] / Faible probabilité

Tableau 15 : Probabilités annuelles des événements de base

4.3.4 Calcul des probabilités des sous-branches et de l'événement sommet (UVCE)

Nous utilisons les règles classiques de l'algèbre booléenne pour les portes **ET** et **OU** afin de remonter de la base vers le sommet de l'arbre.

Lois de composition

$$\text{Porte ET : } P_{ET} = P(A) \times P(B)$$

$$\text{Porte OU : } P_{OU} = 1 - [(1 - P(A)) \times (1 - P(B)) \times \dots]$$

Branche A1 - Probabilité de fuite directe de vapeur (porte OU entre E1 et E2)

$$P_{A1} = 1 - (1 - P_{E1}) \times (1 - P_{E2}) = 1 - (0,97) \times (0,999) \approx 3,10 \times 10^{-2} \text{ an}^{-1}$$

Branche A2 - Probabilité de fuite liquide + évaporation rapide

Cette branche est une porte **ET** entre « Fuite de liquide » (porte **OU** entre E3, E4, E5, E6) et « Conditions favorables à l'évaporation » (porte **ET** entre E7 et E8).

- **Sous-branche « Fuite de liquide » (porte OU : E3 U E4 U E5 U E6)**

$$P_{Liquide} \approx P_{E3} + P_{E4} + P_{E5} + P_{E6}$$

$$\approx 2,0 \times 10^{-4} + 1,0 \times 10^{-3} + 2,0 \times 10^{-4} + 5,0 \times 10^{-6} \approx 1,41 \times 10^{-3} \text{ an}^{-1}$$

- **Sous-branche « Conditions favorables à l'évaporation » (porte ET : E7 ∩ E8)**

$$P_{Conditions} = P_{E7} \times P_{E8} = 0,40 \times 0,20 = 8,0 \times 10^{-2} \text{ an}^{-1}$$

- **Probabilité totale de la branche A2 (porte ET)**

$$P_{A2} = P_{Liquide} \times P_{Conditions} = 1,41 \times 10^{-3} \times 8,0 \times 10^{-2} \approx 1,13 \times 10^{-4} \text{ an}^{-1}$$

Probabilité totale de la branche « Présence d'un nuage inflammable » (P_NI)

La branche principale « Présence d'un nuage inflammable » est une porte **OU** entre A1 et A2.

$$P_{NI} = 1 - (1 - P_{A1}) \times (1 - P_{A2}) \approx 3,11 \times 10^{-2} \text{ an}^{-1}$$

Note : la contribution du scénario A2 au risque global est négligeable par rapport à celle du scénario A1, ce qui confirme l'analyse qualitative.

Branche B - Probabilité de « Présence d'une source d'ignition efficace » (P_{SI})

Cette branche est une porte **OU** reliant E9, E10, E11, E12 et E13.

$$P_{SI} = 1 - (1 - P_{E9}) \times (1 - P_{E10}) \times (1 - P_{E11}) \times (1 - P_{E12}) \times (1 - P_{E13})$$

$$P_{SI} = 1 - (1 - 1,0 \times 10^{-2}) \times (1 - 2,0 \times 10^{-3}) \times (1 - 3,0 \times 10^{-4}) \times (1 - 1,0 \times 10^{-3}) \times (1 - 1,0 \times 10^{-4})$$

$$P_{SI} \approx 1,34 \times 10^{-2} \text{ an}^{-1}$$

Probabilité de l'événement sommet (UVCE)

L'événement sommet est une porte **ET** entre les branches A et B.

$$P_{UVCE} = P_{NI} \times P_{SI}$$

$$P_{UVCE} = P_{NI} \times P_{SI} = 3,11 \times 10^{-2} \times 1,34 \times 10^{-2}$$

$$P_{UVCE} \approx 4,16 \times 10^{-4} \text{ an}^{-1}$$

Interprétation physique

En l'état actuel des installations, la probabilité d'occurrence d'une UVCE sur le bac 6101 E est d'environ **une fois tous les 2 400 ans**. Ce chiffre, bien que faible à l'échelle humaine, est jugé significatif en termes de risque industriel majeur pour une installation classée « **Seuil Haut** », conformément à la *réglementation algérienne* (Décret n° 06-198 [66]) et aux pratiques internationales (UK HSE [73], INERIS [72]). Il justifie pleinement la mise en place de barrières de sécurité supplémentaires.

4.3.5 Identification et analyse des coupes minimales

Une **coupe minimale** est la combinaison la plus simple d'événements de base dont la conjonction conduit à l'événement sommet. L'analyse des coupes minimales permet d'identifier les chemins critiques à prioriser dans un plan d'action de sécurité. Conformément à la logique de l'arbre, les coupes minimales sont les suivantes :

Coupe	Événements impliqués	Probabilité combinée	Contribution
C1	E1 $\cap$ {E9...E13}	$3,0 \times 10^{-2} \times 1,34 \times 10^{-2} = 4,01 \times 10^{-4}$	96,6 %
C2	E2 $\cap$ Source d'ignition	$1,0 \times 10^{-3} \times 1,34 \times 10^{-2} = 1,34 \times 10^{-5}$	3,1 %
C3	E3 $\cap$ E7 $\cap$ E8 $\cap$ Source d'ignition	$\leq 2,0 \times 10^{-4} \times 0,40 \times 0,20 \times 1,34 \times 10^{-2} \approx 2,14 \times 10^{-7}$	≈ 0 %

C4	E4 ∩ Source d'ignition	$1,0 \times 10^{-3} \times 1,34 \times 10^{-2} = 1,34 \times 10^{-5}$	3,1 %
C5	E5 ∩ E7 ∩ E8 ∩ Source d'ignition	$\leq 2,0 \times 10^{-4} \times 0,40 \times 0,20 \times 1,34 \times 10^{-2} \approx 2,14 \times 10^{-7}$	≈ 0 %
C6	E6 ∩ E7 ∩ E8 ∩ Source d'ignition	$\leq 5,0 \times 10^{-6} \times 0,40 \times 0,20 \times 1,34 \times 10^{-2} \approx 5,35 \times 10^{-9}$	≈ 0 %

Tableau 16 : Coupes minimales et leur contribution au risque global

Enseignement stratégique

La coupe **C1** est le **scénario dimensionnant** de l'étude, représentant **plus de 96 %** de la probabilité totale de l'UVCE. Ce résultat confirme que l'effort de prévention doit se concentrer sur deux axes principaux :

1. **Inspection et maintenance des joints du toit flottant (E1).**
2. **Maîtrise des sources d'ignition**, en particulier de la foudre (E9), qui constitue l'événement le plus probable de cette branche.

4.3.6 Analyse de sensibilité : évaluation des recommandations

L'application des recommandations issues du tableau HAZOP (section 4.2.3) permet d'évaluer leur efficacité à réduire le risque. Les mesures les plus influentes sont les suivantes :

Recommandation	Effet sur les probabilités	Nouvelle probabilité P'	Facteur de réduction
R1 : Détecteurs gaz ATEX	Réduction de P_{SI} d'un facteur 3 : de $1,34 \times 10^{-2}$ à $4,45 \times 10^{-3}$	$P'_{UVCE} \approx 1,38 \times 10^{-4}$	× 3,0
R2 : Vannes motorisées ESD en pied de bac	Réduction de $P_{Liquide}$ d'un facteur 3 : de $1,41 \times 10^{-3}$ à $4,68 \times 10^{-4}$. L'impact sur P_{NI} est faible car A1 (joint toit) domine à 99 %	$P'_{UVCE} \approx 4,14 \times 10^{-4}$	× 1,0 (faible impact isolé)
R21 : Paratonnerre dédié	Réduction de E9 d'un facteur 5 : de $1,0 \times 10^{-2}$ à $2,0 \times 10^{-3}$ - P_{SI} passe à $5,39 \times 10^{-3}$	$P'_{UVCE} \approx 1,68 \times 10^{-4}$	× 2,5
Application combinée (R1, R2, R21)	Réduction globale par combinaison des trois mesures	$P'_{UVCE} \approx 5,57 \times 10^{-5} \text{ an}^{-1}$	× 7,5

Tableau 17 : Évaluation quantitative de l'efficacité des recommandations principales

Conclusion de l'analyse de sensibilité

La mise en œuvre simultanée des recommandations R1, R2 et R21 permet de réduire la probabilité annuelle de l' $UVCE$ d'un **facteur 7,5**, la faisant passer de $4,16 \times 10^{-4}$ /an à $5,57 \times 10^{-5}$ /an. Ce niveau de risque est alors acceptable selon les seuils de la grille de criticité de l'INERIS [72]

(Classe D $\Rightarrow$ Probabilité $\in [1,0 \times 10^{-5} ; 1,0 \times 10^{-4}]$ et Gravité = 5 $\Rightarrow$ plage jaune/orange, tolérable sous condition ALARP [73]). Il démontre la pertinence technico-économique du plan d'action proposé.

Conclusion générale de l'ADD

L'application de l'**Analyse par Arbre de Défaillances (ADD)** au bac de stockage de condensat 6101 E

a permis de :

1. **Valider quantitativement l'analyse HAZOP** : en démontrant que la dégradation du joint du toit flottant (E1), combinée à une source d'ignition (B)- en particulier la foudre (E9) - représente 96,5 % du risque total d' $UVCE$. Ce résultat identifie clairement la cible prioritaire des actions de maintenance.
2. **Quantifier l'état actuel du risque** : la probabilité d' $UVCE$ estimée est de $4,16 \times 10^{-4}$ /an, ce qui correspond à un niveau de risque significatif nécessitant une intervention immédiate selon la réglementation en vigueur.
3. **Démontrer l'efficacité des mesures de sécurité** : les recommandations R1 (détection de gaz), R2 (vannes ESD) et R21 (paratonnerre) permettent de réduire la probabilité d'occurrence d'un **facteur 7,5**, la rendant acceptable ($5,57 \times 10^{-5}$ /an, inférieure à 1×10^{-4} /an).
4. **Fournir une base pour le Système de Gestion de la Sécurité (SGS)** : l'ADD permet d'orienter les ressources financières et humaines vers les systèmes critiques (joints de toit flottants, protection contre la foudre, systèmes de détection et de sectionnement). Elle est un outil indispensable pour élaborer le Plan Particulier d'Intervention (PPI) et les Éléments Importants pour la Sécurité (EIPS) définis au Chapitre 10 de l'Étude de Dangers.

Conclusion générale

Le présent mémoire avait pour ambition d'analyser et de gérer le risque d'explosion lié aux fuites d'hydrocarbures (pétrole brut, condensats et GNL) sur un site industriel de SONATRACH, en mobilisant de manière complémentaire les méthodes HAZOP et ADD. À l'issue de ce travail, plusieurs constats et apports peuvent être dégagés.

Synthèse des résultats

Le premier chapitre a établi le cadre de connaissances indispensable à l'étude : la nature et les propriétés physico-chimiques des hydrocarbures manipulés, ainsi que les mécanismes de fuite et les phénomènes d'explosion qui peuvent en résulter. L'analyse comparative des dangers propres au pétrole brut, aux condensats et au GNL a montré que ces trois familles de produits, bien qu'appartenant toutes à la même famille des hydrocarbures, présentent des profils de risque différents nécessitant des approches de prévention adaptées. Les retours d'expérience tirés des accidents majeurs - Skikda 2004, Buncefield 2005, Texas City 2005, Piper Alpha 1988, Flixborough 1974 - ont rappelé concrètement l'importance d'une démarche structurée de gestion des risques.

Le deuxième chapitre a précisé le cadre méthodologique de la gestion des risques industriels : définitions du danger et du risque, méthodes d'évaluation, barrières de sécurité préventives et protectrices, défense en profondeur et réglementation applicable (algérienne et internationale). Ce cadre a permis de positionner les méthodes HAZOP et ADD parmi l'ensemble des outils disponibles.

Le troisième chapitre a présenté en détail ces deux méthodes : leur historique, leurs principes méthodologiques, leur terminologie, leur procédure d'application, ainsi que leurs avantages et leurs limites respectifs. La complémentarité entre la HAZOP (approche inductive et exhaustive) et l'ADD (approche déductive et quantitative) a été mise en évidence, ce qui justifie le choix de leur application combinée.

Les trois chapitres théoriques ont permis de construire un cadre rigoureux pour la compréhension et la gestion du risque d'explosion dans les installations pétrolières. Les concepts fondamentaux, les méthodes d'analyse et les outils méthodologiques présentés constituent une base solide pour toute démarche d'analyse des risques industriels.

Apports du mémoire

Ce mémoire présente plusieurs apports sur les plans académique et méthodologique.

Sur le plan méthodologique, il illustre concrètement comment articuler les méthodes HAZOP et ADD dans une démarche cohérente, où la HAZOP offre une vision panoramique et l'ADD approfondit les scénarios critiques. Cette articulation, parfois théorique dans la littérature, est rarement étayée par des exemples industriels complets.

Sur le plan pédagogique, ce mémoire propose une présentation structurée et illustrée des concepts fondamentaux de la sécurité des procédés, qui peut servir de base à la formation des futurs ingénieurs HSE de l'industrie pétrolière algérienne.

Perspectives

Les perspectives ouvertes par ce travail sont nombreuses :

- Étendre l'analyse à l'ensemble des nœuds critiques du Terminal SP1, puis aux autres installations de la RTI.
- Mettre en œuvre un retour d'expérience structuré pour alimenter une analyse ADD plus précise avec des données de fiabilité spécifiques au site.
- Compléter l'analyse par un volet « facteurs organisationnels et humains » en utilisant des méthodologies adaptées (HRA - Human Reliability Analysis, ATHEANA, CREAM).
- Intégrer des outils numériques modernes (jumeaux numériques, intelligence artificielle pour la détection précoce des dérives) à la démarche de gestion des risques.
- Étudier l'application de la méthode LOPA (Layer of Protection Analysis), qui permet une évaluation semi-quantitative et complète, utilement complémentaire à la combinaison HAZOP/ADD.

Conclusion finale

La gestion du risque d'explosion lié aux fuites d'hydrocarbures (pétrole, condensats et GNL) ne peut reposer sur une logique uniquement réactive intervenir après l'accident. Elle impose une approche proactive et systématique, s'appuyant sur des méthodes reconnues et appliquées avec rigueur. Les méthodes HAZOP et ADD, par leur complémentarité, constituent un cadre particulièrement adapté à l'analyse des scénarios de fuite et d'explosion. Leur application au site industrielle de SONATRACH, telle que présentée dans ce mémoire, illustre comment une démarche formalisée d'identification des dangers et de quantification des conséquences peut contribuer efficacement à la prévention des explosions, à la réduction de la vulnérabilité des installations et à la protection des personnes, des biens et de l'environnement.

Au terme de ce travail, nous espérons avoir apporté, modestement, une contribution à l'amélioration de la maîtrise du risque d'explosion par fuites d'hydrocarbures dans le secteur pétrolier algérien, et fourni aux équipes HSE de SONATRACH des éléments opérationnels utiles à leurs analyses de risques.

Bibliographie

[1] CPDP (Centre de prévention des dangers pétroliers et maritimes). (n.d.). Caractéristiques des produits pétroliers [PDF].

<https://www.cdpd.org/sites/default/files/inline-files/Caracteristiques-des-produits-petroliers.pdf>

[2] INRS (Institut national de recherche et de sécurité). (n.d.). Les mélanges explosifs [PDF].

<https://www.inrs.fr/dam/inrs/CataloguePapier/ED/TI-ED-911.pdf>

[3] Connaissance des énergies (Centre d'information sur l'énergie et l'environnement). (2015). Hydrocarbures liquides : pétrole brut, condensats, GPL.

<https://www.connaissancedesenergies.org/questions-et-reponses-energies/que-designe-t-par-hydrocarbures-liquides>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[4] Université Kasdi Merbah Ouargla. (2023). Analyses physico-chimiques des produits pétroliers Analyses physico-chimiques des produits pétroliers [Mémoire PDF].

<https://dspace.univ-ouargla.dz/jspui/handle/123456789/33319>

[5] Université M'Hamed Bougara de Boumerdès. (2026). Caractérisation physico-chimique des pétroles bruts issus de différentes régions algériennes [Mémoire PDF]. [chapitre 2](#)

[6] Université 8 Mai 1945 Guelma. (n.d.). Mémoire de fin d'études de master [PDF].

https://dspace.univ-guelma.dz/jspui/bitstream/123456789/14772/1/TOLBA_AMINA_F1.pdf

[7] BRGM. (2015). Nature des produits pétroliers et origine du vieillissement [PDF].

<https://infoterre.brgm.fr/rapports/RP-64174-FR.pdf>

[8] Engineering Toolbox. (2024). Hydrocarbons - Autoignition Temperatures and Flash Points Hydrocarbons Autoignition Temperatures and Flash Points.

https://www.engineeringtoolbox.com/flash-point-autoignition-temperature-kindling-hydrocarbons-alkane-alkene-d_1941.html

(Consulté le: 27 mai 2026)

[9] Connaissance des Énergies. (2015, July 8). Qu'appelle-t-on les condensats de gaz naturel ?

<https://www.connaissancedesenergies.org/questions-et-reponses-energies/quappelle-t-les-condensats-de-gaz-naturel>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[10] REMPEC. (n.d.). Condensat [PDF].

<https://www.rempec.org/en/knowledge-centre/online-catalogue/f-wg-51-10-1-condensat.pdf>

[11] International Energy Agency. (2010). Natural Gas Liquids.

https://iea.blob.core.windows.net/assets/c1453def-6929-4df3-8fc7-8886cbf740ed/NGL2010_free.pdf

[12] Zabetakis, M. G. (1965). Flammability characteristics of combustible gases and vapors (Bulletin 627). U.S. Bureau of Mines.

<https://shepherd.caltech.edu/EDL/PublicResources/flammability/USBM-503.pdf>

[13] INERIS. (2015). Rex accidents dans le domaine de l'exploration-production des hydrocarbures

[Rapport PDF].

<https://www.ineris.fr/sites/default/files/contribution/Documents/drs-15-149641-02735a-rpt-forages-rexaccidents-unique-1432733079.pdf>

[14] Concawe. (2007). Performance des pipelines terrestres européens [Rapport PDF].

https://www.concawe.eu/wp-content/uploads/2017/01/report-no.-3_07.pdf

[15] Université d'Ouargla. (n.d.). L'impact de fuite et échappement de gaz sur l'environnement [Mémoire PDF].
<https://dspace.univouargla.dz/jspui/bitstream/123456789/29395/1/l%27impact%20de%20fuite%20et%20C3%A9chappement%20de%20gaz%20sur%20l%27environnement.pdf>

[16] Canada.ca / Environnement et Changement climatique Canada. (n.d.). Feuille d'information technique sur les rejets de méthane et de COV du secteur du pétrole et du gaz en amont.
<https://www.canada.ca/fr/environnement-changement-climatique/services/registre-environnemental-loi-canadienne-protection/>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[17] Alloprof. (2015). La combustion et le triangle de feuLa combustion et le triangle de feu.
<https://www.alloprof.qc.ca/fr/eleves/bv/sciences/la-combustion-et-le-triangle-de-feu-s1065>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[18] INERIS. (n.d.). Feu torche [Document technique].
<https://www.ineris.fr/sites/default/files/contribution/Documents/referentiel-omega8-final1-couverture-1395914430.pdf>

[19] ScienceDirect Topics. (n.d.). Flash Fire - an overview.
<https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/flash-fire>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[20] INRS. (2026, May 5). Explosion sur le lieu de travail. Conditions de survenue et conséquences.
<https://www.inrs.fr/risques/explosion/conditions-survenue-consequences.html>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[21] RUSST. (n.d.). 4.4 La gestion du risque des atmosphères explosives [PDF].
https://www.cdc.retraites.fr/outils/RUSST/chapitre4/4-4/Paragraphe_4_4.pdf

[22] IRP Auto. (n.d.). Le risque ATEX (atmosphère explosive) [PDF].
https://www.irk-auto.com/sites/default/files/quart_dheure_prevention-le_risque_atex.pdf

[23] Aida-INERIS. (2017). Risque explosion.

<https://aida.ineris.fr/inspection-icpe/risques-accidentels/risque-explosion/risque-explosion>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[24] INERIS. (2016). Rapport d'étude : phénomène d'explosions non confinées de gaz et de vapeur (UVCE) [PDF].

<https://www.ineris.fr/sites/default/files/contribution/Documents/omega-uvce-final-2-avec-couv-sign-1468920253.pdf>

[25] INERIS. (n.d.). DRA 08 – Rapport Oméga explosion confinée de gaz [PDF].

https://www.ineris.fr/sites/default/files/contribution/Documents/DRA%2008_Rapport%20Om%C3%A9ga%20explosion%20confin%C3%A9e%20de%20gaz%20v1_0.pdf

[26] Groupe de Travail Dépôts de Liquides Inflammables (GTDLI). (2007). UVCE dans un dépôt de liquides inflammables.

<https://aida.ineris.fr/sites/default/files/guides/uvce-note-technique.pdf>

[27] Techniques de l'Ingénieur. (2010). Feu torche – Accidentologie, description, modélisation

[Article technique].

<https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/environnement-securite-th5/risques-d-incendie-42583210/feu-torche-se5125/>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[28] Ministère de l'Écologie et du Développement durable. (2004). Guide technique relatif aux valeurs de référence de seuils d'effets des phénomènes dangereux. Ministère de l'Écologie et du Développement durable.

<https://aida.ineris.fr/reglementation/arrete-221004-relatif-valeurs-reference-seuils-deffets-phenomenes-accidentels>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[29] INERIS. (n.d.). Guide technique relatif aux effets de projection / dangers liés aux explosions [Document technique].

<https://www.ineris.fr/fr/risques/comment-evaluer-risque/evaluer-risque-accidentel/phenomenes-dangereux-accidentels>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[30] HARMS/PSAM. (n.d.). Analysis of NaTech Accidents recorded in Major Accident Databases [PDF].

https://hkarms.org/ASUS_Server/psam9.sytes.netweb_resources_20080518_PSAM9/Parallel_Session/A_Harbour_I/Mon_1-3/A3_1520_1650/Analysis_of_NaTech_Accidents_recorded_in_Major_Accident_Databases.pdf

[31] IChemE. (n.d.). Skikda Incident Summary (19-Jan-04) [PDF].

<https://www.icheme.org/media/17598/skikda-incident-summary-19-jan-04.pdf>

[32] Health and Safety Executive. (2008). Buncefield Major Incident Investigation Board: Final Report, Volume

<https://www.fabig.com/media/tpuaseey/buncefield-incident-miib-final-report-volume-1-dec2008.pdf>

[33] U.S. Chemical Safety and Hazard Investigation Board. (2007). Investigation report: BP Texas City refinery explosion and fire.

https://www.csb.gov/assets/1/20/baker_panel_report1.pdf

[34] AICHE. (n.d.). Piper Alpha Case History.

https://www.aiche.org/sites/default/files/docs/embedded-pdf/Piper_Alpha-case-history.pdf

[35] Health and Safety Executive. (1975). the Flixborough Disaster: Report of the Court of Inquiry.

<https://www.hse.gov.uk/comah/sragtech/caseflixboroug74.htm>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[36] ISO 31000:2018, Management du risque - Lignes directrices, Organisation Internationale de Normalisation (ISO), Genève, 2018.

https://www.iso.org/files/live/sites/isoorg/files/store/fr/PUB100426_fr.pdf

[37] INERIS (Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques), Risques industriels liés aux ICPE : prévenir et maîtriser les accidents majeurs, Verneuil-en-Halatte, 2023.

<https://www.ineris.fr/fr/risques/dossiers-thematiques/risques-industriels-lies-icpe-prevenir-maitriser-accidents-majeurs>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[38] FranceTerme / Ministère de la Culture, Sécurité industrielle Définition officielle, Commission générale de terminologie et de néologie, Journal Officiel de la République Française, Paris.

<https://www.culture.fr/franceterme/terme/ENVI81>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[39] HPOG (Health, Process and Operational Safety Group), Briefing Note N°20 : Occupational Safety vs. Process Safety, Londres.

<https://www.hpog.org/assets/documents/BN-20-Occupational-safety-vs-process-safety-web.pdf>

[40] Eduscol STI. (n.d.). La Sûreté de Fonctionnement (SdF). Ministère de l'Éducation Nationale.

<https://sti.eduscol.education.fr/sites/eduscol.education.fr.sti/files/ressources/techniques/660/660-gt12.pdf>

[41] AMYOTTE P., KHAN F., « The role of inherently safer design in process safety », Journal of Loss Prevention in the Process Industries, vol. 69, 2021.

https://www.researchgate.net/publication/347754349_The_role_of_inherently_safer_design_in_process_safety

(Consulté le: 27 mai 2026)

[42] INERIS, Les barrières de sécurité : une composante essentielle de la maîtrise des risques d'accident majeur, Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques, Verneuil-en-Halatte.

<https://www.ineris.fr/fr/risques/dossiers-thematiques/risques-industriels-lies-icpe-prevenir-maitriser-accidents-majeurs-4>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[43] IEC, Overview of IEC 61508 & Functional Safety, International Electrotechnical Commission, Genève, 2022.

<https://assets.iec.ch/public/acos/IEC%2061508%20&%20Functional%20Safety-2022.pdf>

[44] INERIS, Les composantes du risque - Définitions des concepts de base du risque accidentel, Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques, Verneuil-en-Halatte.

<https://www.ineris.fr/fr/risques/comment-evaluer-risque/composantes-risque>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[45] INRS (Institut National de Recherche et de Sécurité), Évaluation des risques professionnels - Danger, situation dangereuse, phénomène dangereux, événement dangereux, ED 4459, Paris, 2023.

<https://www.inrs.fr/dms/inrs/CataloguePapier/ED/TI-ED-4459/ed4459.pdf>

[46] BIRD F.E. Jr., Management Guide to Loss Control, Institute Press, Atlanta, 1974. - Cité et présenté dans :

IRSST (Institut de Recherche Robert-Sauvé en Santé et en Sécurité du Travail), « Connaissez-vous la pyramide de Bird ? », Prévention au travail, vol. 23, n° 3, Été 2010, p. 45.

http://www.irsst.qc.ca/media/documents/fr/prev/v23_03/45.pdf

[47] ARIA / Ministère du Développement Durable, Synthèse sur le stockage des liquides inflammables Accidentologie et sources de danger, Direction Générale de la Prévention des Risques, Paris, 2010.

https://www.aria.developpementdurable.gouv.fr/wpcontent/uploads/2013/08/sy_stockage_li_ddgc_vfinb_02092010.pdf

[48] INERIS, Guide pratique - Prévention du risque ATEX, OMEGA 36, Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques, Verneuil-en-Halatte

https://www.ineris.fr/sites/default/files/contribution/Documents/Om%C3%A9ga%2036%20-%20Guide%20pratique,%20pr%C3%A9vention%20du%20risque%20ATEX_Octobre%202025.pdf

[49] INERIS, Les barrières de sécurité - Éléments Importants Pour la Sécurité (EIPS), Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques, Verneuil-en-Halatte.

<https://www.ineris.fr/fr/risques/dossiers-thematiques/risques-industriels-lies-icpe-prevenir-maitriser-accidents-majeurs-4>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[50] Document interne

[51] FARMER F.R., « Siting criteria: A new approach », in Proceedings of a Symposium on the Containment and Siting of Nuclear Power Plants, Vienna, 3–7 April 1967, pp. 303–329, IAEA, 1967. Présenté et commenté dans:

MARSDEN E., Farmer's diagram, or F-N curve: Representing society's degree of catastrophe aversion, Risk Engineering, 2022, mis à jour 2025. <https://risk-engineering.org/concept/Farmer-diagram>

(Accessed: May 27, 2026)

[52] INERIS, Omega 7 - Méthodes d'analyse des risques générés par une installation industrielle, Institut National de l'Environnement Industriel et des Risques, Verneuil-en-Halatte, 2006.

https://www.ineris.fr/sites/default/files/contribution/Documents/rapport_omega_7-2.pdf

[53] IEC 61025:2006, Fault Tree Analysis (FTA) - Analyse par arbre de panne, 2ème éd., International Electrotechnical Commission, Genève, 2006.

<https://cdn.standards.iteh.ai/samples/12812/5a2b487cba2344309309a9d4fc72b2b9/IEC-61025-2006.pdf>

[54] CCPS (Center for Chemical Process Safety), Risk Based Process Safety Overview, AIChE/ICHEME, 2007.

https://www.icheme.org/media/17250/risk_based_process_safety_overview.pdf

[55] REASON J., *Managing the Risks of Organizational Accidents*, Ashgate Publishing, Aldershot, 1997.

https://www.researchgate.net/publication/374471149_A_comprehensive_review_of_the_Swiss_cheese_model_in_risk_management

[56] Endress+Hauser. (s.d.). Sécurité fonctionnelle – SIL [PDF].

https://bdihtdownload.endress.com/files/DLA/0600F01300141EE3A6906064952DFD94/CP01008Z11FR_0313_SIL-BD.pdf

[57] Teledyne Gas & Flame Detection. (2020). *Détection de gaz et flammes fixe – Brochure Générale EMEA* [PDF].

https://prokcsmmedia.blob.core.windows.net/sys-master-images/h49/hf3/9672841887774/GF30076J-FR_EMEA_Gas_Flame_20pA4GenBro.pdf

[58] Dräger. (s.d.). Détecteurs de gaz inflammables et technologies de mesure.

https://www.draeger.com/Content/Documents/Content/introduction_gds_fl_9046421_en.pdf

[59] Teledyne Gas & Flame Detection. (2026). *Nos détecteurs de gaz et flammes fixes et portables*.

<https://www.teledynegasandflamedetection.com/fr-fr/produits>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[60] Teledyne Gas & Flame Detection. (2025, 17 décembre). *Capteur de gaz : fonctionnement, types et applications industrielles*. Récupéré le 11 juin 2026, sur

<https://www.teledynegasandflamedetection.com/fr-fr/blog-capteur-de-gaz>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[61] Pilz. (2014, 31 décembre). *EN 61508 : Sécurité fonctionnelle des systèmes de commande*. Récupéré le 11 juin 2026, sur

<https://www.pilz.com/fr-BE/support/law-standards-norms/functional-safety/en-iec-61508>

[62] Yokogawa. (2021). Système instrumenté de sécurité (SIS).

<https://www.yokogawa.com/solutions/products-and-services/control/control-and-safety-system/safety-instrumented-systems-sis/>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[63] NFPA. (2024). *Standard for Low-, Medium-, and High-Expansion Foam* (NFPA 11, 2024 ed.).

National Fire Protection Association.

<https://fire-gas.com/storage/2024/06/NFPA-11-2021.pdf>

[64] NFPA. (n.d.). NFPA 15 – Norme pour les systèmes fixes de pulvérisation d'eau pour la protection incendie.

<https://fire-gas.com/storage/2024/06/NFPA-15-2022-Edition.pdf>

[65] ISO. (2024). *ISO 13702:2024 – Industries du pétrole et du gaz - Contrôle et atténuation des feux et des explosions dans les installations en mer - Exigences et lignes directrices*. International Organization for Standardization.

<https://www.iso.org/fr/standard/82438.html>

[66] Ministère des Hydrocarbures et des Mines. (n.d.). Recueil des textes relatifs aux hydrocarbures.

<https://www.oilmines.gov.dz/?article=recueil-des-textes-relatifs-aux-hydrocarbures>

[67] République Algérienne Démocratique et Populaire. (2004). Loi n° 04-20 du 25 décembre 2004 relative à la prévention des risques majeurs et à la gestion des catastrophes dans le cadre du développement durable.

[مديرية البيئة لولاية جيجل](#)

[68] République Algérienne Démocratique et Populaire. (1988). Loi n° 88-07 du 26 janvier 1988 relative à l'hygiène, à la sécurité et à la médecine du travail. Référence légale algérienne.

<https://www.dgfp.gov.dz/texte/07.pdf>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[69] République Algérienne Démocratique et Populaire. (2007). Décret exécutif n° 07-144 du 19 mai 2007 fixant la nomenclature des installations classées pour la protection de l'environnement.

<https://onedd.org/les-etablissements-classes/>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[70] République Algérienne Démocratique et Populaire. (2006). Décret exécutif n° 06-198 du 31 mai 2006 définissant la réglementation applicable aux établissements classés pour la protection de l'environnement. Référence légale algérienne.

<https://and.dz/site/wp-content/uploads/D%C3%A9cret-executif-n%C2%B006-198.pdf>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[71] République Algérienne Démocratique et Populaire. (2003). Instruction ministérielle R1 du 22 septembre 2003 relative à la maîtrise et à la gestion des risques industriels impliquant des substances dangereuses. Référence réglementaire algérienne.

[TEXTES LEGISLATIFS ET REGLEMENTAIRES PUBLIES AU COURS DE L'ANNEE](#)

[72] The Chemical Engineer. (n.d.). *Visual HAZOP – Features*.

<https://www.thechemicalengineer.com/features/visual-hazop/>

(Consulté le: 27 mai 2026)

[73] QI GPP. (n.d.). *Étude HAZOP (Étude des risques et de l'opérabilité)*.

[https://gpp.oig.qc.ca/Hazards_and_Operability_Study_\(HAZOP\).htm](https://gpp.oig.qc.ca/Hazards_and_Operability_Study_(HAZOP).htm)

(Consulté le: 27 mai 2026)

[74] IEC. (2016). *IEC 61882 -Études de risques et d'opérabilité (études HAZOP) - Guide d'application*.

<https://cdn.standards.iteh.ai/samples/20730/64bc0f1bde424e8083959f2d3c4567a2/IEC-61882-2016.pdf>

[75] Bureau Veritas. (n.d.). *Études de sûreté de fonctionnement / FMDS / RAMS*. [Études de sûreté de fonctionnement / FMDS / RAMS | Bureau Veritas France](#)