

République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la

Recherche Scientifique



École Nationale Polytechnique

Filière QHSE-GRI

Mémoire de Post-Graduation Spécialisée

en

(QHSE-RI)

Thème

Maîtrise des risques majeurs liés aux équipements sous pression (ESP) - démarche et moyen de contrôle.

Cas du Centre emplisseur (gaz)-Zone Industriel Oued Sly Chlef

Rédigé par : M^r. Sid Ahmed TEGGAR

Présenté et soutenu devant les membres de Jury :

Président : M^r. Abdelmalek CHERGUI

Professeur ENP

Examineur : M^r. M'hamed BOUSBAI

Maître de Conférences B ENP

Encadreur : M^r. Amin BENMOKHTAR

Maître Assistant A ENP

Invité : M^r. Nadhir BELAKROUM

Chef de bureau risque industriel DGPC

ENP 2018

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la
Recherche Scientifique



École Nationale Polytechnique

Filière QHSE-GRI

Mémoire de Post-Graduation Spécialisée
en
(QHSE-RI)

Thème

Maîtrise des risques majeurs liés aux équipements sous pression (ESP) - démarche et moyen de contrôle.

Cas du Centre emplisseur (gaz)-Zone Industriel Oued Sly Chlef

Rédigé par : M^r. Sid Ahmed TEGGAR

Présenté et soutenu devant les membres de Jury :

Président : M^r. Abdelmalek CHERGUI

Professeur ENP

Examineur : M^r. M'hamed BOUSBAI

Maître de Conférence B ENP

Encadreur : M^r. Amin BENMOKHTAR

Maître Assistant A ENP

Invité : M^r. Nadhir BELAKROUM

Chef de bureau risque industriel DGPC

Dédicaces

Je profite de cette occasion pour dédier ce modeste travail :

À mon père et ma mère ;

À ma Femme et mes petits enfants

LINA , ABDERRAOUF ET LA PETITE RIHAME ;

Et

À tous ceux que je garde dans mon cœur.

T. SID AHMED

Remerciements

Mes remerciements s'adressent tout d'abord à ALLAH Le Tout Puissant pour la force qu'il m'a donnée pour atteindre mon objectif et arriver où j'en suis à présent.

Le présent rapport n'aurait pas pu voir le jour sans la contribution de nombreuses personnes à qui j'aimerais adresser mes vifs remerciements :

À tout les responsables de la Direction Générale de la Protection Civile, plus particulièrement la direction du personnel et de la formation , pour la chance qu'il mon donné pour le suivi de cette formation , ainsi que le directeur de la protection civile de la wilaya de Chlef ,le colonel KRITA Mourad et l'ensemble des officiers de la direction , pour tout les conseils et le soutien qu'ils mon apportés durant cette formation .

À Monsieur Benmokhtar, A. Maître assistant à l'ENP pour sa disponibilité, sa présence et ses conseils qui ont contribué à l'exceptionnel encadrement dont j'ai eu l'occasion de bénéficier.

À Monsieur Ben Koussas chef de département (MRJE) , à madame HARIK Djamilia responsable de la PGS , et aux jury , le président CHERGUI Abdelmalek, et examinateur BOUSBAI M'hamed et le représentant de la direction générale de la protection civile le commandant Nadhir BELAKROUM et a toutes l'équipe pédagogique de l'ENP et plus particulièrement REDHA qui s'est toujours montrés disponibles et à l'écoute tout au long de ce stage (PGS). Votre compétence, votre encadrement, votre aide et le temps incommensurable que vous avez bien voulu nous consacrer ont toujours suscité notre profond respect. On vous remercie aussi pour votre accueil et vos conseils. Veuillez trouvez ici, l'expression de nos gratitude et notre grande estime.

Nos profondes gratitude et chaleureux remerciements s'orientent vers Monsieur D.J NAAS Elaraba Chef département personnel et moyens communs et a monsieur BEN YAMINA HADJ HSE et BOUGHARI ALI charger de la sécurité au sein de NAFTAL pour ses judicieux conseils et son support permanent, ainsi que tout le personnel du centre emplisseur 021 GPL DE Oued Sly Chlef qui ont su nous orienter par leurs conseils tout au long de ce travail.

ملخص

هدف هذا العمل هو السيطرة على المخاطر الرئيسية على مستوى مركز تعبئة الغاز المميع (بروبان - بوتان) وكذلك تحضير وتسويق مادة السير غاز الكائن بوادي سلي ولاية الشلف، وخاصة في العتاد ذات الضغط E.S.P هذه السيطرة تمثل احد الاولويات في تسيير الاخطار الصناعية عند هذا النوع من المؤسسات من اجل حماية الاشخاص و الممتلكات وللقيام بذلك تم تقسيم العمل الى جزاءين مهمين :

الجزء الأول يتعلق بسياق مشروع وضع مراجعة نظرية حول الوصف العام لخطوات التحكم في المخاطر المتبعة في منهجية العمل وكذا أدوات تحليل المخاطر المستعملة في إطار هذا المشروع.

يتناول الجزء الثاني التحليل النقدي لدراسة الخطر التابعة للمؤسسة وبناءا على النتائج المتحصل عليها تم تطبيق طرق التحليل النوعية لتحديد المخاطر والكمية لتقدير وتيرة هذه الاخيرة، وبالإضافة الى ذلك فقد وجد انه من الضروري استعمال كل من مختلف الطرق و تقنيات التحليل APR , HAZOP, Nœud de papillon وكذلك البرامج فاست لتقدير شدة الاثار الانفجار كم يحدد هذا الجزء الأخير الخطوة الأكثر أهمية في طرق التحكم في الخطر الا وهي التدابير المقترحة ذات أصل تقني، هندسي وتنظيمي التي تم اقتراحها من اجل الحد من وتيرة وشدة الخطر الرئيسي

الكلمات المفتاحية: التحكم، المخاطر الرئيسية، تحليل المخاطر، تحديد المخاطر، تقدير، التدابير أمنية

ABSTRACT

This work is about the control of the major risks at the filling plant Oued Sly Chlef LPG storage center (propane, butane) and the manufacture of SIRGHAZ and the filling of LPG storage gas cylinders, this mastery represents the purpose of the industrial risk management process that will allow companies to preserve human life, protect goods and the environment while ensuring their sustainability because this management can be a source of profit and competitiveness.

This thesis is divided into two parts. Firstly, it provides a theoretical overview of the general context of the problematic related to the understanding of the risk management process, including the study of the risk management process. that describes the state of play at the (CE) level. In a second place, this project is to control the risks associated with the equipment under pressure and the implementation of a control procedure that can be used by civil protection services and the application of methods and techniques. analysis and assessment of major risks: (APR, HAZOP, etc.), Simulation of the phenomena, present on the site and thereafter master them by the establishment of means and measures as long as technical than organizational

Keywords: mastery of Major Hazards, Risk Analysis, Risk Identification, Appraisals, security measures.

RESUME

Ce travail a comme objectif la maitrise des risques majeurs au niveau du Centre emplisseur Oued Sly Chlef centre de stockage du GPL (propane, butane) ainsi que la fabrication de SIRGHAZ et le remplissage des bouteilles a gaz stockage GPL, cette maitrise représente la finalité du processus de gestion des risques industriels qui permettra aux entreprises de préserver la vie humaine, de protéger les biens et l'environnement tout en assurant leurs pérennités car cette gestion peut être une source de profit et de compétitivité.

Le présent mémoire est composé en deux grandes parties, il s'agit dans un premier lieu, de dresser un rappel théorique du contexte général de la problématique liée à la compréhension de la démarche de gestion des risques, y compris l'étude de l'existant qui décrit l'état des lieux au

niveau du (C.E). Dans un deuxième lieu, ce projet vise à la maîtrise des risques associés aux équipements sous-pression et la mise en place d'une démarche de contrôle qui peut être utilisée par les services de la protection civile et l'application des méthodes et des techniques d'analyses et d'évaluation des risques majeurs : (APR, HAZOP, Nœud de papillon, etc.), Simulation des phénomènes, présents sur le site et par la suite les maîtriser par la mise en place de moyens et de mesures tant que technique qu'organisationnel

Mots clés : Maîtrise, Risques majeurs, Analyse des risques, Identification des risques, Estimations, BLEVE, Sphère de stockage.

Table des matières

Liste de figures	
Liste des tableaux	
Liste des abréviations	
Introduction	13
Chapitre 1 : Contexte général, problématique et méthodologie	16
1.1 Historique et présentation du centre emplisseur de Oued Sly Chlef	16
1.1.1 Historique	16
1.1.2 Présentation du centre (CE)	17
1.1.2.1 Implantation géographique du site	18
1.2 Organigramme du centre emplisseur GPL O / Sly Chlef	20
1.3 Description des activités	21
1.3.1 Réception	21
1.3.2 Stockage	22
1.3.2.1 Sphères	22
1.3.2.2 Cigares	23
1.3.3 Hall d’emplissage	23
1.3.4 Equipements principaux (Principales caractéristiques)	24
1.4 Activités	26
1.5 Origine et propriété GPL	30
1.5.1 Origine	30
1.5.2 Propriété et caractéristiques du GPL	30
1.6. Retour d’expériences sur les accidents impliquant des stockages de GPL	36
1.6.1. Accidentologie source BARPI base de données ARIA	36
1.6.2. Gravité des accidents	37
1.6.3. Causes des accidents	38
1.7. Equipements sous pression (E.S.P)	39
1.8. Problématique et objectifs	40
1.8.1. Problématique	40
1.8.2. Objectifs de l’étude	42
1.8.3. Méthodologie	42
Chapitre 2 : Maîtrise des risques et leurs outils	45

Table des matières

2.1.	Définition du risque majeur industriel.....	45
2.2.	Maîtrise des risques	45
2.3.	Démarche de maîtrise des risques.....	46
2.3.1.	Appréciation des risques.....	46
2.3.1.1.	Identification des risques	46
2.3.1.2.	Analyse de risque.....	46
2.3.1.3.	Évaluation du risque	47
2.3.1.4.	Réduction du risque	47
2.4.	Outils d'analyse des risques.....	48
2.4.1.	Méthodes qualitatives	48
2.4.1.1.	Analyse Préliminaire des Risques (APR).....	48
2.4.1.2.	Méthode HAZOP(Hazard and Operability).....	51
2.4.1.3.	Arbre d'évènement (AdE)	54
2.4.1.4.	Nœud papillon	54
Chapitre 3: Application des méthodes d'analyse des risques		58
3.1.	Identification du système critique.....	58
3.1.1.	Décomposition fonctionnelle des différents systèmes par «diagramme SADT»	58
3.1.1.1.	Origine de la méthode.....	58
3.1.1.2.	Représentation graphique	59
3.1.1.3.	Étapes de la création d'un modèle	59
3.1.1.4.	Décomposition fonctionnelle (équipement et composants).....	63
3.2.1	Analyse préliminaire des risques (APR).....	64
3.2.	Définition du système critique : sphère de stockage	66
3.3.	Analyse fonctionnelle de la sphere	67
3.4.	Identification et estimation des facteurs de risque.....	67
3.4.1.	Résultat de la HAZOP	68
3.4.2.	Arbre de défaillance (AdD)	70
3.4.3.	Arbre d'évènement (AdE)	72
3.4.4.	Définition des scénarios plausible générer d'une perte de confinement (fuite)	77
Chapitre 4 : Modélisation des effets et simulation		82
4.1	Sélection du phénomène dangereux	82
4.2	Modélisation des effets d'explosion	88

Table des matières

4.2.1	Application du Model de l'équivalent TNT.....	88
4.2.2	Description du Model TNT	88
4.2.3	Application sur le logiciel PHAST	93
Chapitre 5 : Réduction du risque.....		101
5.1	Théorie de la réduction des risque	101
5.2	Système de refroidissement	102
5.2.1	Géométrie du système de déluge	102
5.2.1.1	Protection des sphères et cigares de stockage.....	103
5.2.2	Dimensionnement du système de déluge par quadrillage.....	103
5.2.3	Calcul des besoins en eau.....	106
5.2.4	Application	107
5.3	Disponibilité des mesures de protection	109
5.3.1	Système d'automate.....	110
5.3.2	Système de récupération des eaux	111
Conclusion.....		114
Références bibliographiques		117
Annexes.....		119
Annexe 1 : Echelle de cotation de l'APR.....		120
Annexe 2 : APR Centre emplisseur.....		122
Annexe 3 : Tableaux de la HAZOP		129
Annexe 4 : Echelle de cotation de la HAZOP.....		138
Annexe 5 : les AdD des ENS		139
Annexe 6 : Scenarios d'accidents.....		145
Annexe 7 : Accidentologie lies au stockage de GPL-ARIA		149

Liste de figures

Figure 1- 1: Organigramme de l'entreprise Naftal	16
Figure 1- 2: Activités de C.E Hall d'emplissage (image exclusive)	17
Figure 1- 3: Plan du situation du Centre (Google)	18
Figure 1- 4: Plan de masse du C.E	19
Figure 1- 5: Organigramme du centre emplisseur.....	20
Figure 1- 6 : Zones de dépotage	21
Figure 1- 7 : Zone de stockage de butane.....	22
Figure 1- 8 : Zone de stockage de propane	23
Figure 1- 9 : Principe de déchargement des gaz d'une citerne vers une sphère.....	27
Figure 1- 10 : Principe d'alimentation du Hall d'emplissage en Gaz	27
Figure 1- 11 : Activités du Centre	28
Figure 1- 12 : Coupe d'une sphère.....	28
Figure 1- 13 : Disposition des pipes line GPL du centre CE 021	28
Figure 1- 14 : Répartition des phénomènes observés.....	37
Figure 1- 15 : Causes entrainants des dégâts corporels.....	38
Figure 1- 16 : Processus méthodologique de l'étude	43
Figure 2- 1 : Types de méthode d'analyse des risques.....	48
Figure 2- 2 : Schématisation.....	55
Figure 3- 3 : SADT d'enfutage GPL	60
Figure 3- 4 : Les différents niveaux des sous systèmes fonctionnels.....	61
Figure 2- 5 : SADT de Stockage GPL.....	62
Figure 3- 6 : Image d'une sphère avec accessoires	66
Figure 3 -7 : Schéma de nœud utilisé dans la Méthodes HAZOP.....	68
Figure 3- 8 : Niveaux d'acceptabilités	68
Figure 3- 9 : Phénomène dangereux et leurs causes.....	73
Figure 3-10 : Les différents phénomènes dangereux	76
Figure 3-11 : Nœud papillon pour l'évènement perte de confinement du réservoir	78
Figure 3-12 : Add sur perte de confinement pompe / compresseur	140
Figure 3-13 : Add sur Fuite sur Bride	141
Figure 3-14 : Add Fuite sur vanne de tuyauterie.....	142
Figure 3-15 : Add Fuite sur vanne de sphère	143
Figure 3-16 : Add Fuite sur tuyauterie	144
Figure 4 – 1: Température limite de surchauffe en fonction de la pression.....	84
Figure 4 - 2 : Réservoir rempli d'un gaz liquéfié avec un ciel gazeux sous pression.....	84
Figure 4 - 3 : Différents ondes de pression	85
Figure 4 - 4 : Mécanisme de surchauffe d'une sphère de stockage	85
Figure 4 –5: Conséquences de la combustion du mélange gaz/air avec rayonnement intense	86
Figure 4 - 6 : Le mécanisme de formation de BLEVE dû à un feu externe	87
Figure 4 -7: Abaque du modèle de l'équivalent TNT.....	91
Figure 4 - 8: Les infrastructures trouvant dans le rayon de surpression $P_s = 0,2$	93
Figure 4 - 9: Courbe variation de la surpression en fonction de la distance (PHAST).....	95
Figure 4 - 10: Rayon des différents niveaux de surpression selon PHAST.	96
Figure 4 - 11: Distances des Effets de surpression d'un BLEVE sur la sphère SB3	96
Figure 4 -12: Les installation exposés a la surpression critique en cas d'explosion.....	97

Figure 4 - 13: Les installation exposés a la surpression $P_s=0,14$ bar en cas d'explosion	98
Figure 5- 1: Système de déluge par quadrillage	103
Figure 5- 2: Angle et surface d'application en fonction de la distance	104
Figure 5- 3: Positionnement des rampes et des buses	105
Figure 5- 4 : Rideau d'eau descendant.....	108
Figure 5- 5: Dimension du rideau d'eau	109
Figure 5- 6: Commande d'un système d'arrosage	110
Figure 5- 7: Système de récupération des eaux de refroidissement	111

Liste des tableaux

Tableau 1 - 1: Composition moyenne du GPL utilisé dans le C .E	31
Tableau 1 - 2: Propriétés physique et chimiques des GPL utilisé.....	32
Tableau 1 - 3: Conformité réglementaire et normative du CE.....	35
Tableau 1 - 4 :Accidentologie lies aux accidents de stockage de GPL en Algerie - ARIA	151
Tableau 2 - 1:Déploiement de l'APR.....	50
Tableau 2 - 2 : Type de déviation et mot clé.....	52
Tableau 2 - 3 : Grille des conséquences des dérives	53
Tableau 2 - 4 : Terminologie du nœud papillon.....	56
Tableau 3 - 1:Composition fonctionnelle du CE021	63
Tableau 3 - 2 :Répartition des risques dans la grille de criticité	64
Tableau 3 - 3 : Répartition des niveaux de risque	65
Tableau 3 - 4 : Niveau du risque par rapport aux systèmes	65
Tableau 3 - 5 : Equipement et composantes de la sphère.....	67
Tableau 3 - 6 : Pourcentage de chaque niveau de dérive	69
Tableau 3 - 7 : Pourcentage de des dérives inacceptable par apport au paramètre	69
Tableau 3 - 8 : Intervalles de fréquence de perte	71
Tableau 3 - 9 : Fréquence de perte au niveau des équipements	71
Tableau 3 - 10 : Probabilité d'ignition instantané	73
Tableau 3 - 11 : Source de probabilité d'ignition retardé (temps estimé 1 minute).....	74
Tableau 3 - 12 : Scénarios des accidents.....	79
Tableau 4 - 1: Variation des Ps en fonction du Z extrais de l'abaque du modèle TNT	91
Tableau 4 - 2 : Variation des Ps en fonction du Z extrais de la formule mathématique	92
Tableau 4 - 3 :Seuils des effets de surpression.....	92
Tableau 4 - 4: Les différentes infrastructures touchées par onde de choc destructive.....	92
Tableau 4 - 5: Les surpressions en fonction des distances.....	95
Tableau 4 - 6:Seuil de surpression donnée le logiciel PHAST.	95
Tableau 4 - 7:Installation recensés dans le périmètre du premier cercle	98
Tableau 5- 1 : Nombre de buses en fonction du diamètre et l'angle	105
Tableau 5- 2 : Mode de marche de la pompe	111

Liste des abréviations

- ARIA	Analyse, Recherche et Information sur les Accidents
- AdD	Arbre de défaillance
- AdE	Arbre d'évènement
- APR	Analyse Préliminaire des risques
- BARPI	Bureau d'analyse des risque et pollution industriel
- BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion
- CE	Centre emplisseur de Oued Sly Chlef
- ENPC	Entreprise nationale de plastique et caoutchouc
- ED	Élément dangereux
- ERC	Evénement redouté centrale
- EDD	Étude De Danger
- EHS	Environmental Health and Safety
- ENS	Evénement Non Souhaité
- GPL	Gaz pétrole liquifier
- HAZOP	Hazard and Operability reviews
- ICPE	Installation Classé pour la protection de l'environnement
- INRS	Institut national de recherche et de sécurité
- ISO	International Organization for standardization
- OSAH	Occupational Health and Safety Assessment Series
- NFPA	National Fire Protection Association
- PhD	Phénomène dangereux
- PHAST	Process Hazard Analysis software tool
- SADT	Structured Analysis and Design Technic
- SD	Situation Dangereuse
- SS	Sous système
- TNT	Tri Nitro Toluène
- UVCE	Unconfined Vapor Cloud Explosion

Introduction

La sécurité industrielle est devenue une préoccupation mondiale, dans un monde de plus en plus dépendant de l'industrie. Flixborough, Seveso, Bhopal et Schweizerhalle: derrière ces noms et d'autres, autant de catastrophes industrielles qui ont conduit à dégager la notion d'accident majeur et à rechercher les moyens de prévenir ces accidents ou d'en limiter les conséquences s'ils devaient tout de même se produire car ces derniers engendrent des dégâts dévastateurs sur les biens, les personnes ou l'environnement. Pour faire face à cela, les entreprises mettent en place une démarche de gestion des risques qui consiste à analyser, évaluer, prévenir et réduire les risques d'une installation, autant que technologiquement réalisable et économiquement acceptable, que leurs causes soient intrinsèques aux produits et équipements utilisés, liées aux procédés mis en œuvre ou dues à la proximité d'autres risques d'origine interne ou externe à l'installation [1].

La gestion des risques se base sur un ensemble d'outils et de techniques qui permettent d'estimer et d'évaluer la criticité des risques.

Objectif de cette gestion est la maîtrise des risques inacceptables par la mise en place de moyens et de mesures tant que technique qu'organisationnel afin de réduire leurs criticités à un niveau plus faible jugé raisonnable à atteindre [2].

L'Algérie ne fait pas exception à la règle, car la maîtrise des risques devient un volet incontournable. Cela découle de la prise de conscience des dommages causés par les catastrophes dont on en parle jusqu'à présent et qui ont marqués l'histoire de l'industrie pétrochimique

Le retour d'expérience a démontré que les équipements sous pression posent de sérieux problèmes sécuritaires des installations industriels. le CE 021 ne peut faire exception, la problématique posé quel seront les risques qui peuvent surgir au niveau de ces équipements sous pression ,et l'objectif rechercher est non seulement de rechercher les conséquences de ces risque mais aussi leurs causes .

Le présent travail comporte cinq chapitres dans lesquels nous allons détailler le travail effectué pour maîtriser les risques majeurs au niveau du centre emplisseur (CE) 021 Oued Sly.

Le premier chapitre est essentiel pour le cadrage du projet. Il comportera la problématique

posée ainsi que les objectifs tracés, la méthodologie suivie ainsi qu'une présentation du C E 021 oued Sly Chlef et de ses différentes installations et activités et une description des équipements sous pression.

Le deuxième et le troisième chapitres sont consacrés à la démarche conduite pour la maîtrise des risques majeurs et à l'application des méthodes d'analyse des risques (APR, HAZOP, AdD, Nœud de papillon). A cet effet, différentes bases de données ont été explorées telles que les techniques de l'ingénieur, INRS et Science direct.

Le quatrième et le cinquième chapitre sont consacrés à la modélisation et simulation des effets de surpression et aux solutions adaptées pour la maîtrise des risques.

Chapitre 1

*CONTEXTE GENERALE,
PROBLEMATIQUE ET METHODOLOGIE*

Chapitre 1 : Contexte général, problématique et méthodologie

Les industriels manifestent un grand intérêt dans la sécurisation de leurs installations industrielles et ce, dans le but d'éviter tous dommages sur l'homme, les installations et l'environnement que peut générer un équipement dangereux tel que les équipements sous pression (ESP) dans un terrain d'exploitation.

De ce fait, de nouvelles contraintes réglementaires s'appliquent désormais aux industriels qui sont soumis à la réglementation des installations classées pour la protection de l'environnement (ICPE). Ces derniers doivent en effet, justifier la performance des actions et moyens mis en œuvre pour maîtriser leurs risques majeurs.

Pour respecter cette réglementation, les industriels peuvent appliquer certaines normes de sécurité, en particulier pour justifier la gestion et la maîtrise des systèmes dédiés à la sécurité.

1.1 Historique et présentation du centre empriseur de Oued Sly Chlef

1.1.1 Historique

L'entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers dénommée Naftal (Naft Algérien) est issue de la restructuration de la Sonatrach par le décret n°80/101 du 06 Avril 1980 et mise en place le 01 Janvier 1982, sous la tutelle du ministère de l'énergie et de l'industrie chimique et pétrochimique. L'entreprise Naftal est divisé en trois unités (figure 1-1):

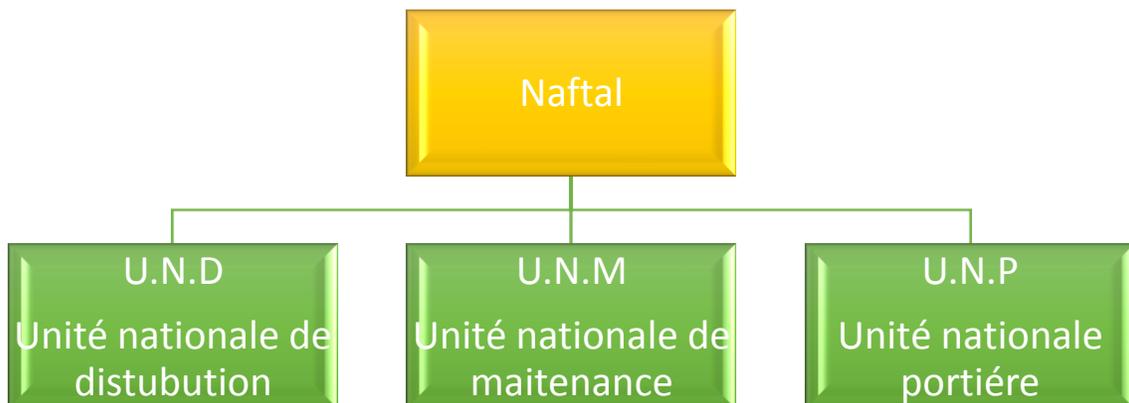


Figure 1-1 : Organigramme de l'entreprise Naftal

L'Unité Nationale de Distribution assure la principale fonction de stockage et de distribution des produits Gaz pétrole liquéfiés (GPL), les carburants, les lubrifiants, les bitumes, et les pneumatiques, elle a été articulée autour des centres de production de GPL et les centres de multi-produit qui se sont ensuite généralisés à travers chaque Wilaya .

L'entreprise Naftal a découpé ses activités en divisions spécialisées par type de produit. District GPL de Chlef est composé d'un centre emplisseur (C.E) qui dispose d'un certain nombre d'installations complexes pouvant engendrer des accidents majeurs ayant des conséquences sur divers cibles humaines, matérielles et environnementales. C'est pour cela que le centre est soumis à une autorisation d'exploitation ministérielle selon le décret exécutif n°06-198 du 31 Mai 2006, définissant la réglementation applicable aux installations et établissements classés pour la protection de l'environnement et cela d'après les rubriques N° 1512 et 1534.

1.1.2 Présentation du centre (CE)

Le C.E est de type a capacité de stockage et champs d'action important, il a été réalisé en 1976 dans le cadre du plan quadriennal (74-77) par une entreprise Espagnole « SAETRAME ». Sa principale activité est le stockage du GPL (propane, butane) ainsi que la fabrication de sirghaz et le remplissage des bouteilles à gaz qui peut aller de 16000 bouteilles par jour ainsi que la commercialisation des produits finis vers les points de vente (figure 1-2).



Figure 1- 2 : Activités de C.E Hall d'emplissage (image exclusive)

1.1.2.1 Implantation géographique du site

Le centre emplisseur Oued Sly-Chlef est implanté dans la zone industrielle Oued Sly, il est limité (figure 1-3) :

- ✓ Au Nord : Unité Sonelgaz ;
- ✓ Au Sud : la voie ferroviaire et la RN4 ;
- ✓ A l'Est : des terres agricoles ;
- ✓ A l'Ouest : les entrepôts ENPC.

Le centre couvre une surface de 10 hectares, dont 6073.29 m² étant la surface bâtie.



Figure 1- 3: Plan de la situation du C.E (Google)

Le C.E est composé de plusieurs installations (figure 1-4) :

- ✓ Un bloc administratif ;
- ✓ Un hall d'emplissage des bouteilles (B03 ,B06,B13 ,P11,et P25) ;
- ✓ Unité d'épreuve ;
- ✓ Poste de dépôtage ;
- ✓ Pomperie GPL(pompes et compresseurs) ;
- ✓ Deux cigares de stockage de propane de capacité de 150 m³ ;
- ✓ Trois sphères pour stockage de butane de capacité totale de 4000 m³ (02 sphères de capacité de 1000 m³ et l'autre de capacité de 2000 m³) ;
- ✓ Une réserve d'eau d'incendie de capacité de 1000 m³ ;

- ✓ Une salle des compresseurs ;
- ✓ Un magasin ;
- ✓ Cellule d'entretien ;
- ✓ Atelier de soudure ;
- ✓ Un pont bascule ;
- ✓ Un parc matériel roulant ;
- ✓ Une pompe gazoil ;
- ✓ Un dispositif d'alerte sonore.

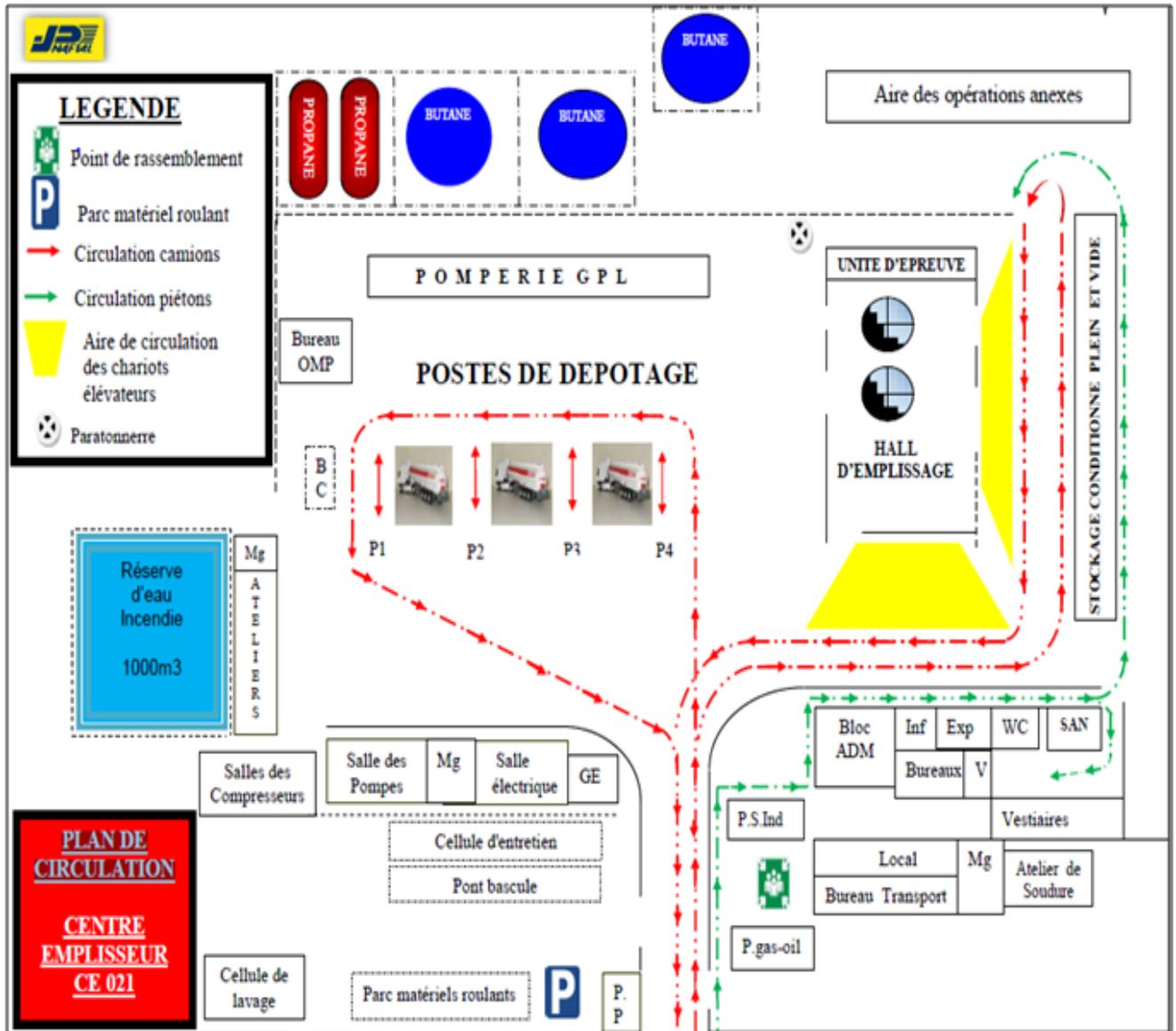


Figure 1- 4 : Plan de masse du C.E (source Naftal)

1.2 Organigramme du centre emplisseur GPL O / Sly Chlef

La composante humaine du centre dispose de plusieurs services et sections qui désignent une organisation bien structurée caractérisé par une diversité de connaissance et de compétence professionnelles (figure1-5).

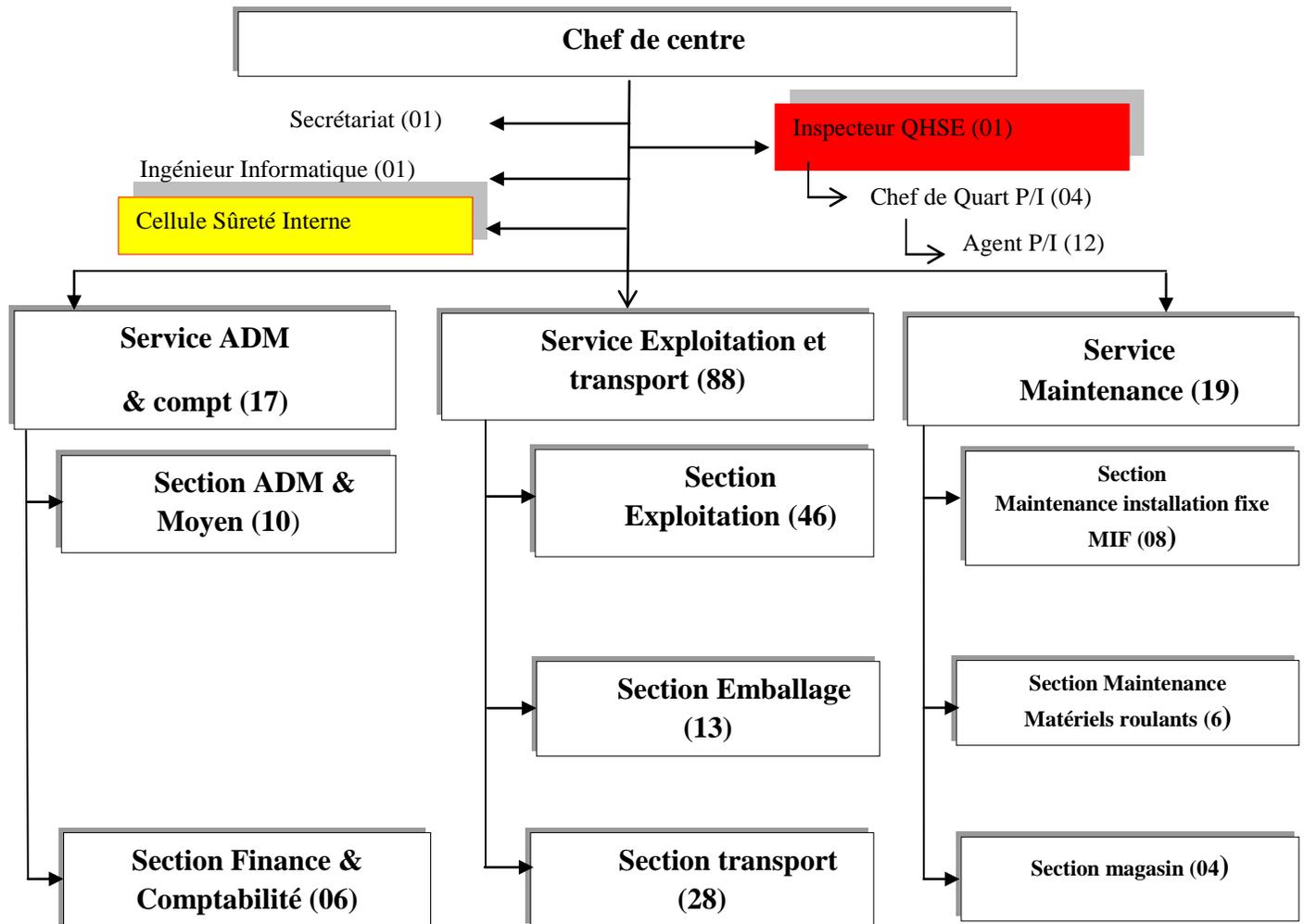


Figure 1- 5 : Organigramme du C. E (source Naftal)

1.3 Description des activités

Les activités du centre sont divisées en trois fonctions essentielles qui sont :

- Réception ;
- Stockage ;
- Expédition du produit fini en bouteilles de gaz.

Pour pouvoir comprendre le processus d'exploitation du CE, nous avons jugé utile d'étudier le fonctionnement technique de ses différentes activités.

1.3.1 Réception

Au sein du centre, le ravitaillement du GPL se fait par le transport dans des camions citerne à partir d'ARZEW (propane et butane). Après le transport de ce produit, l'opération du chargement déchargement se fait au niveau du poste de dépotage à partir des compresseurs à gaz. Dès leurs arrivées sur site, les camions sont contrôlés s'ils sont conformes à la réglementation du transport des matières dangereuses (figure 1-6).



Figure 1-6 : Zones de dépotage

1.3.2 Stockage

Le stockage des produits GPL se fait au niveau des capacités du stockage selon la demande en quantité de propane ou de butane, nous pouvons citer les différents types des capacités de stockage existant :

Le butane est stocké dans des sphères:

- ✓ 02 Sphères d'une capacité unitaire de 1000 m³
- ✓ 01 Sphère d'une capacité de 2000 m³

Le propane est stocké dans des cigares :

- ✓ 02 Cigares dont la capacité unitaire est de 150 m³.

1.3.2.1 Sphères

Les sphères sont largement employées pour des stockages importants de gaz liquéfiés sous forte pression. C'est la forme idéale (sphérique) pour résister à la pression car c'est sur ce type de coque que le niveau des contours de membrane reste le plus faible (figure1-7).

Les principaux constituants des sphères sont classés en quatre accessoires :

- ✓ Les accessoires d'accès : qui regroupent les composants suivants : l'escalier, les trous d'homme et l'échelle intérieure.
- ✓ Les accessoires du contrôle : regroupent les constituants suivants : un indicateur de pression, un indicateur de température et un indicateur de niveau.
- ✓ Les accessoires d'exploitation : ce sont les différentes tubulaires placées sur les parties inférieures et extérieures du réservoir qui communiquent avec l'intérieur du réservoir.
- ✓ Les accessoires de sécurité : ce sont les organes et l'équipement qui assurent la protection du réservoir contre les risques engendrés au niveau de ce dernier.



Figure 1- 7 : Zone de stockage de butane

1.3.2.2 Cigares

Ils sont implantés généralement horizontal. Plus rarement vertical, les équipements rencontrés sur ces types de réservoirs sont identiques aux équipements des sphères (figure1-8).



Figure 1- 8 : Zone de stockage de propane

1.3.3 Hall d'emplissage

Lorsque la phase de stockage des GPL se termine, on passe à la phase de conditionnement des bouteilles c'est - à - dire le remplissage par les carrousels à partir des capacités de stockage à l'aide des pompes. le remplissage des bouteilles se fait de la manière suivante :

- ✓ Une pompe à gaz aspire le gaz liquide de capacité de stockage (sphère ou cigare) à une pression de 3 à 4 bars et refoule ce dernier à une pression de service équivalente à 14 bars vers le hall d'emplissage (carrousel).
- ✓ Cette opération est effectuée à l'aide de deux carrousels qui se composent de 24 bascules et un fut manège qui distribue le gaz vers les postes d'emplissage à l'aide d'une pince.
- ✓ L'opération précédente se fait après le déchargement des bouteilles, l'ouverture du robinet puis la bouteille arrive au carrousel une fois remplie et agit sur la bascule qui déclenche l'emplisseur.
- ✓ Finalement, la fermeture de robinet, le contrôle d'étanchéité et le dépotage des bouteilles pleines.

Après avoir donné une description sur les différentes activités et fonctions, il est utile de présenter les principales caractéristiques des équipements impliqués dans le fonctionnement et aussi la sécurité.

1.3.4 Caractéristiques des principaux équipements

a) Sphères butane

- 3 sphères SB1 à SB3 ;
- Volume 4000 m³ ;
- Pression d'étude : 11.25 bar eff ;
- Pression de service : 5 bar eff.
- Pression d'ouverture des soupapes : 7.5 bar eff.

b) Cigare propane

- 2 cigares CP1, CP2 ;
- Volume 300 m³ ;
- Pression d'étude : 30 bar eff ;
- Pression d'ouverture des soupapes : 20 bar eff.
- Pression d'ouverture des soupapes : 7.5 bar eff.

c) Pompes GPL

Pompes butane - propane

- 6 pompes PS01 – PS06 ;
- Débit : 40 m³/h .

d) Compresseurs GPL

- 3 compresseurs K01, K02, K03 ;
- Débit unitaire : environ 149 m³/h .

Sécurité des équipements

✓ **Compresseurs GPL** : ils sont protégés par :

- Indicateur de pression PI01- PI02-PI03 pour chaque compresseur pour éviter un fonctionnement avec le compresseur isolé à l'aspiration ou au refoulement ;
- Deux Détecteur de gaz XAG (08 – 09) ;
- Deux Détecteur de flamme DF (06 -07) .
- Relais thermique

✓ **Pompes GPL** : elles sont protégées par :

- Indicateur de pression PI01- PI02 pour chaque pompe pour éviter un fonctionnement avec la pompe isolé à l'aspiration ou au refoulement ;
- Deux détecteur de gaz XAG 09 - 10 ;
- Deux détecteur de flamme DF 06 -07- 08 .
- Relais thermique

La sphère vers laquelle le liquide est retourné est choisie par le jeu de vannes pour SB et CP.

- ✓ **Sphères** : sont équipées de :
 - Indicateur et transmetteur de niveau LT01 qui lance un signal analogique sur le niveau vers la salle de contrôle
 - deux capteurs de températures transmetteur TT 01, TT02 qui indiquent la température de la phase liquide qui lance une alarme au niveau de la salle de contrôle ;
 - indicateur de pression PT01 transmetteur qui lance un signal analogique vers la salle de contrôle sur la variation de la pression dans les sphères
 - manomètre de pression MP indique la pression dans les sphères
 - soupapes de sécurité Ss
- ✓ **Soupapes de ligne** : les soupapes installées sur les tuyauteries évacuent le surplus de pression.
- ✓ **Vannes différentielles** : permet le transfert du surplus de pression vers la tuyauterie de retour des sphères
- ✓ **Réseau anti-incendie** : Un réseau maillé alimenté par les pompes incendie P101,P102,P103 permet de fournir de l'eau incendie :
 - Aux couronnes d'arrosage des sphères ;
 - Aux pulvérisateurs en pomperie GPL et aux ilots de chargement ;
 - Aux divers canons à eau et bornes incendie.

Le réseau est maintenu sous pression par la pompe "JOKEY" PJ (soit une pression de 07 bar).

- ✓ **Refroidissement des sphères** : En cas de température extérieure élevée, les sphères peuvent être arrosées par ouverture des vannes VPM propres pour chaque sphère. Ces vannes sont commandées :
 - Localement par commande manuelle.
- ✓ **Isolement des équipements, arrêt d'urgence**
 - 1) Isolement des équipements :

Il est assuré par un système de distributeur hydraulique pour chaque sphère et cigare qui permet la fermeture des clapets , commandées à distance :
 - 2) Arrêt d'urgence :

Un système de boutons poussoirs permet de :

Arrêter les pompes et compresseurs GPL.
- ✓ **Détection GAZ et incendie** :
 - 1)Détecteur de gaz XAG

Ces détecteurs délivrent 3 seuils :

 - Premier seuil : à 20% de concentration GPL/air suivi d'une pré- alarme ;
 - Deuxième seuil : à 30 % de concentration GPL/air suivi d'une alarme.
 - Troisième seuil : à 40 % de concentration GPL /air suivi d'une alarme et arrêt d'urgence

Ils sont installés :

- Deux pour chaque sphère et cigare à proximité: XAG (01 -07);
- Deux en pomperie : XAG (08,09)
- Quatre en poste de dépotage

2) Détecteur d'incendie DF sont installés :

- Aux postes de dépotage (4 détecteurs) ;
- En pomperie (3détecteurs).
- Un Pour chaque sphère, et un pour les deux cigares

Ces détecteurs délivrent des alarmes par zones et provoquent :

- Arrêt d'urgence de l'installation ;
- L'ouverture des vannes d'eau d'incendie correspondantes.

✓ **Bris de glace** : Un système d'alarme par „bris de glace“ ces bris sont installés :

- Dans la zone des sphères : un par sphère provoquant une alarme et arrêt d'urgence
- Dans la pomperie GPL provoquant une alarme et l'ouverture de la vanne incendie ;
- Dans le bâtiment administratif délivrant une alarme.

1.4 Activités

L'approvisionnement en gaz s'effectue par camion citerne , celui-ci après avoir été pesé sur un pont bascule situé à l'entrée du centre , le déchargement de la citerne vers les capacités de stockage s'effectue de la manière suivantes :

- Transfert du gaz butane liquéfié par équilibrage :

Etant donné que la pression du service, dans le camion-citerne (9,2 bar) est supérieure à celle dans le réservoir de stockage (8 bar), une partie de l'opération du transfert peut être réalisé par équilibrage en appliquant le théorème de BERNOULLI, entre deux points

$$(P/\rho g + v^2 / 2g + Z + \Delta H).$$

Equation -1-

- Transfert du gaz liquéfié par compresseur (compresseurs à piston) :

Après avoir réalisé l'égalité de pression dans le camion-citerne et le réservoir de Stockage, le compresseur est mis en action, le rôle de ce dernier sera destiné à :

un compresseur à gaz provoque une diminution de pression, par aspiration du gaz dans le réservoir (la phase gazeuse de la sphère) a une pression $P_1 = 2$ à 3 bars et la comprime au passage en provoquant une augmentation de pression, par refoulement de ce gaz dans le camion –citerne, à une pression $P_2 = 5$ à 6 bars et la refoule par la tuyauterie vers la citerne du camion au niveau de la zone de déchargement, sous l'effet de la pression de gaz ,le liquide est refoulé vers les capacités de stockage sphères et

cigares (figure 1-9).

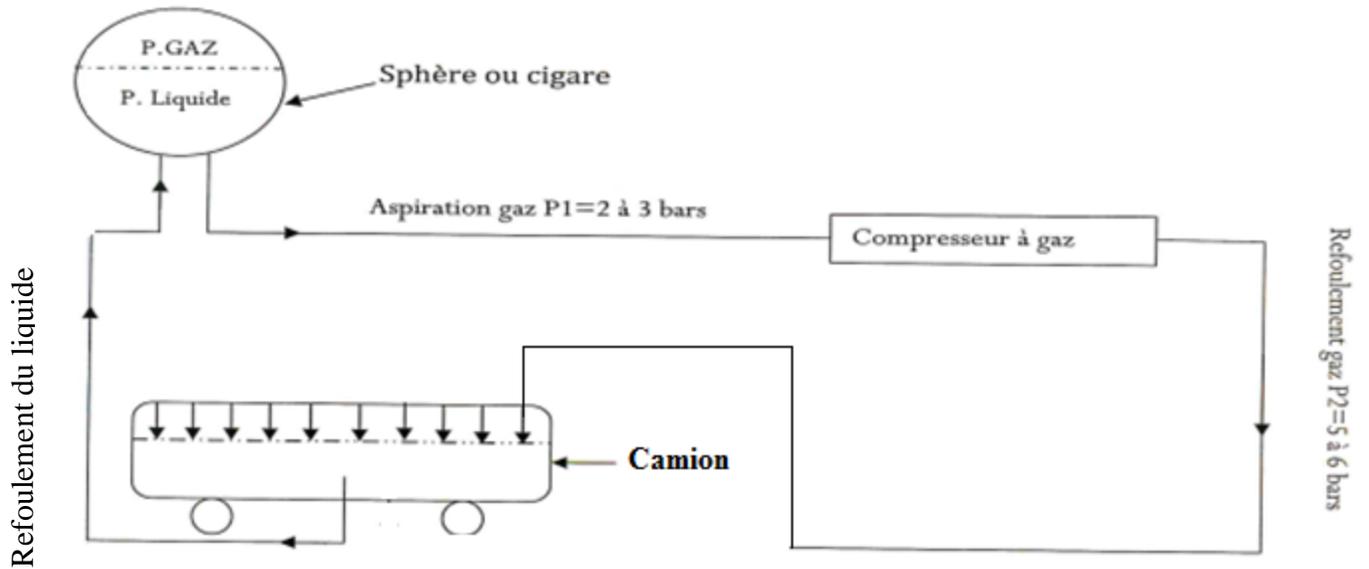


Figure 1- 9 : Principe de déchargement des gaz d'une citerne vers une sphère

Et pour la phase d'emplissage des bouteilles, une pompe à gaz aspire le gaz liquide des capacités de stockage (sphères ou cigares) à une pression $P_3 = 3 \text{ à } 4 \text{ bars}$ et refoule ce dernier à une pression de service $P_4 = 14 \text{ bars}$ vers le hall de l'emplissage (carrousel) où l'emplissage des bouteilles s'effectue (figure 1-10).

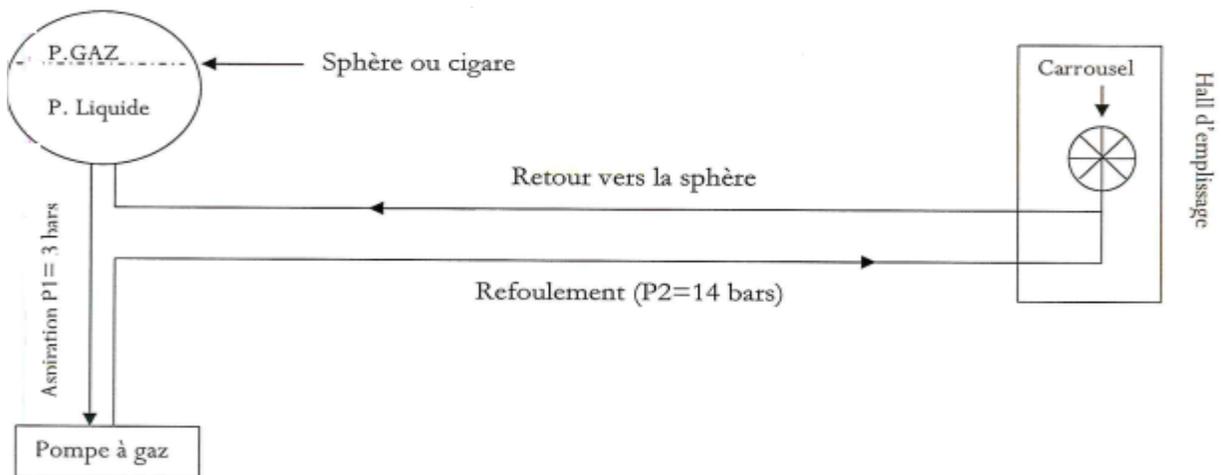


Figure 1- 10 : Principe d'alimentation du Hall d'emplissage en Gaz

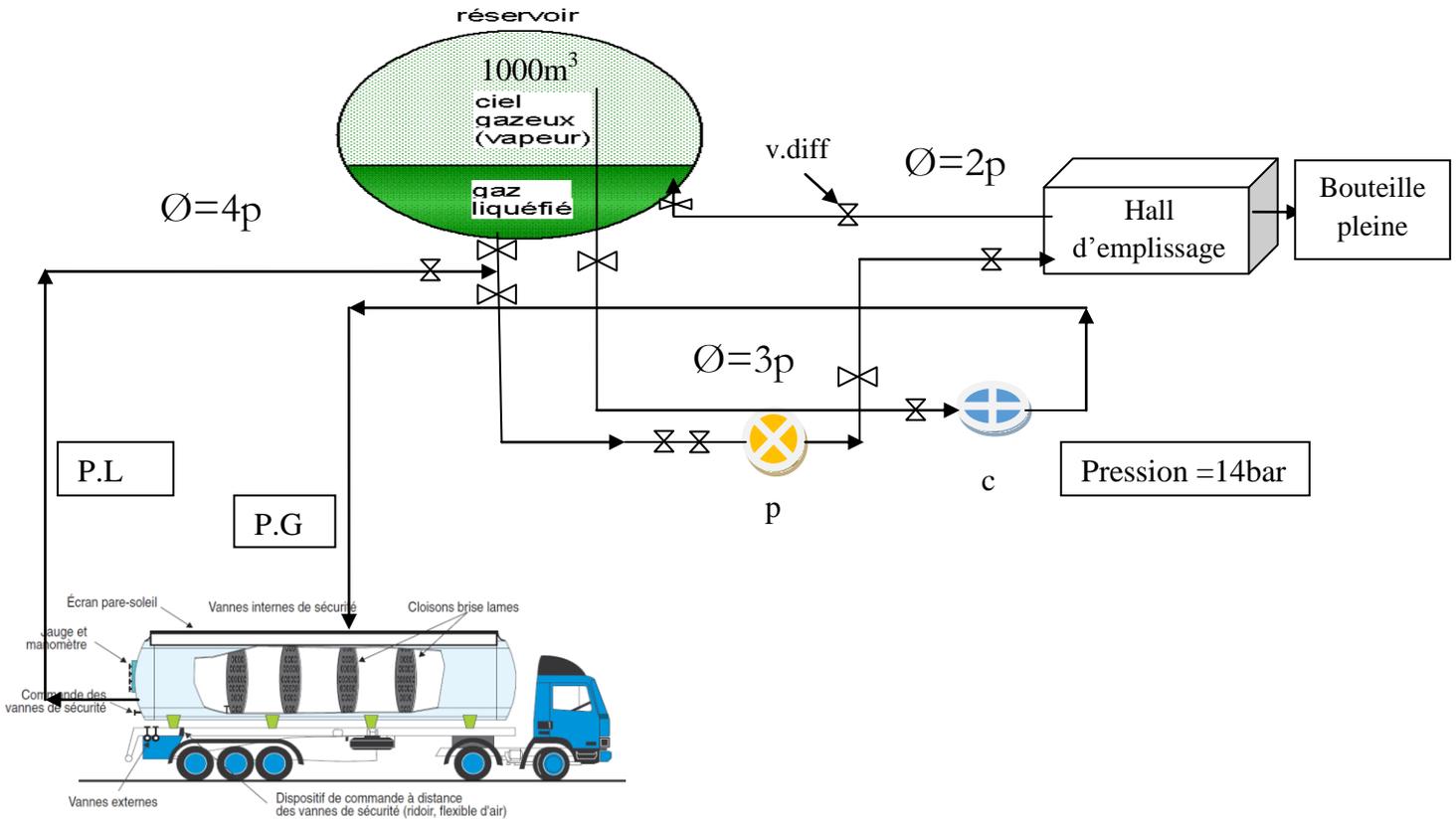


Figure 1- 11 : Activités du Centre.

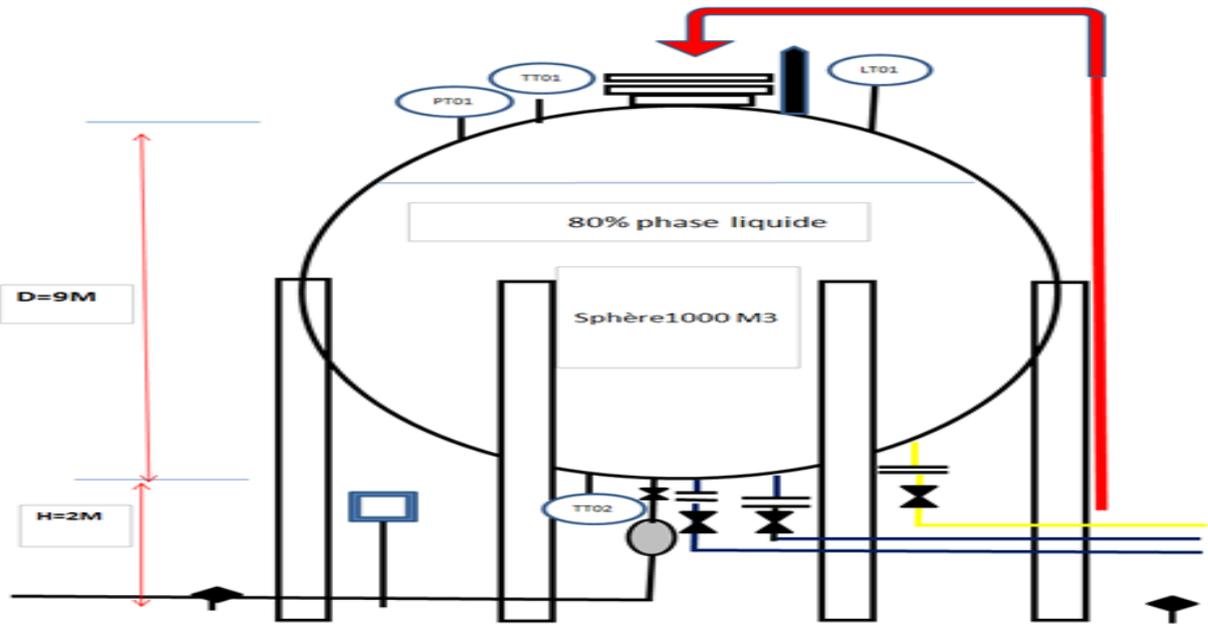


Figure 1-12 : Coupe d'une sphère

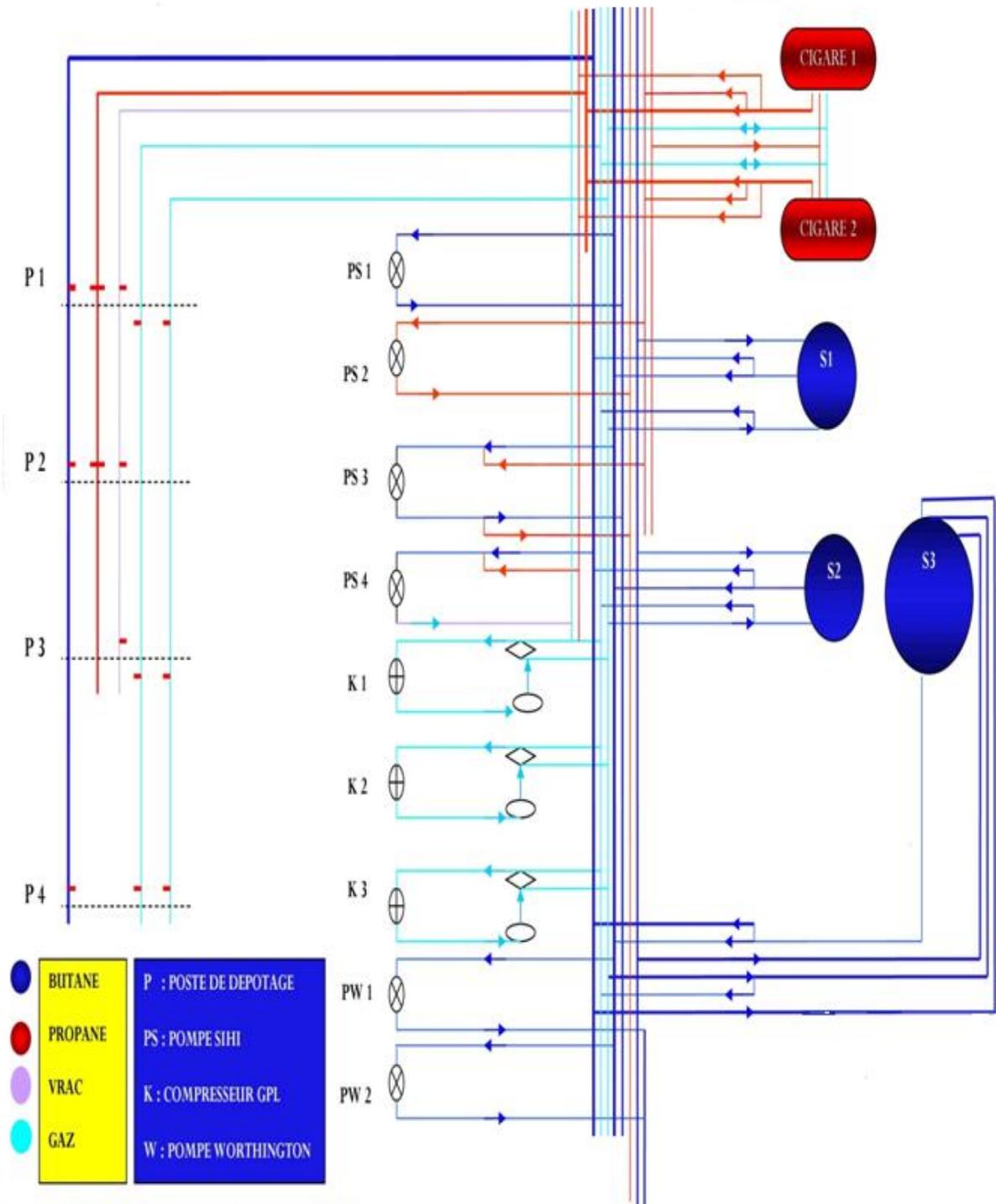


Figure 1- 13 : Disposition des pipes line GPL du centre CE 021

1.5 Origine et propriété GPL

1.5.1 Origine

Le Butane et le Propane, appelés couramment GPL sont des Gaz de Pétrole Liquéfiés. Il s'agit de dérivée du pétrole et du gaz naturel, donc il provient de deux origines :

- ✓ les champs de gaz pour plus de 60%. en moyenne, un champ de gaz naturel fournit près de 90% de méthane (CH₄) mais aussi 5% de propane et 5% d'autres gaz dont le butane.
- ✓ les raffineries de pétrole pour moins de 40%. Lors du raffinage du pétrole brut, le butane et le propane constituent entre 2 et 3 % de l'ensemble des produits obtenus. Ils constituent les coupes les plus légères issues de la distillation du pétrole brut.

Le propane et le butane se différencient l'un de l'autre par la température et la pression auxquelles ils passent de l'état gazeux à l'état liquide. A pression atmosphérique (1,013 bar), le propane devient liquide en dessous de -42°C tandis que le butane passe à cet état dès que la température descend en dessous de 0°C.

L'usage des GPL est aujourd'hui largement répandu en raison de leur facilité de stockage et de transport. Leur distribution a débuté dans des bouteilles dès les années 1930 et s'est étendue avec le développement du stockage en citernes (ou « vrac ») dans les années 1960 [3].

1.5.2 Propriété et caractéristiques du GPL

Le Butane et le Propane partagent de nombreuses caractéristiques :

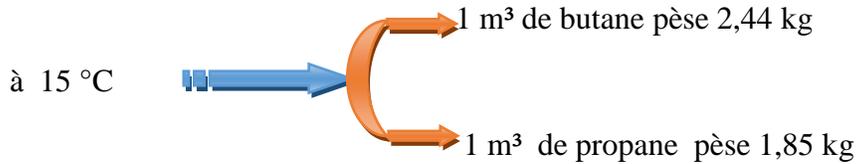
- ✓ incolores ;
- ✓ inodores à l'état naturel (pour des raisons de sécurité, on y ajoute d'un odorisant (mercaptan), qui par son odeur bien caractéristique permet de détecter toute fuite) ;
- ✓ non toxiques et non corrosifs (mais dessoudent le caoutchouc, la graisse et l'huile) ;

Les GPL sont gazeux à pression et température ambiante (1,013 bar et 15°C) et sont les seuls à être se laisser liquéfier sous faible pression (propane à 7,5 et butane à 1,5 bar). Cet état liquide permet de les manipuler, de les transporter et de les stocker dans de faibles volumes. En effet, 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz et 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz.

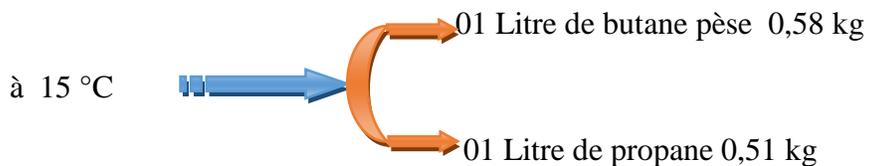
Le GPL étant plus lourd que l'air, contrairement au gaz naturel, il risque, en cas de fuite, de s'accumuler au niveau du sol et dans les parties basses, Cela entraîne un danger d'explosion lorsque l'accumulation forme un mélange GPL/air adéquat et qu'il y a une source d'inflammation. Cela

entraîne également un danger d'asphyxie, puisque le GPL remplace l'air et diminue donc la concentration en oxygène. C'est pour cela qu'on y ajoute du mercaptan [4].

A l'état gazeux ils sont plus lourds que, l'air 1,22 kg ,en cas de fuite ils ont tendance à s'accumuler dans les points bas



A l'état liquide ils sont plus légers que l'eau à 15°C- 01 Litre d'eau pèse 1kg les réservoirs installés sur des terrains inondables doivent être ancrés car ils risqueraient de flotter en cas d'inondation



Néanmoins, ils se distinguent par deux éléments :

- leur pression de liquéfaction (passage de l'état gazeux à l'état liquide) ;
- leur température d'ébullition (à laquelle un liquide se vaporise).

le propane et le butane ne sont pas des produits chimiquement purs mais ils présentent un mélange composé de plusieurs produits hydrocarbures comme est indiqué sur le tableau suivant :

Tableau 1-1 : Composition moyenne du GPL utilisé dans le C.E

Butane	% en poids	Propane	% en poids
Ethane C ₂ H ₆	Traces	Méthane CH ₄	Traces
Propane C ₃ H ₈	18 , 00	Ethane C ₂ H ₆	3 , 20
Normale butane nC ₄ H ₁₀	48 , 80	Propane C ₃ H ₈	96 , 30
Iso -Butane1 C ₄ H ₁₂	22 , 50	Normale butane nC ₄ H ₁₀	0 , 30
Pentane C ₅ H ₁₂	0 , 70	Iso -Butane1 C ₄ H ₁₂	0 , 20
TOTAL	100		100

Tableau 1 - 2: Propriétés physique et chimiques des GPL utilisé.

Caractéristiques	Butane commercial	Propane commercial
Nom chimique	Butane	Propane
Formule empirique	C ₄ H ₁₀	C ₃ H ₈
Composition de la substance	83% C et 17% H	82% C et 18% H
Masse volumique moyenne :	0,58 Kg/dm ³	0,51 Kg/dm ³
- A l'état liquide à 15°C	2,44 Kg/m ³	1,87 Kg/m ³
- A l'état gazeux de 15°C et 1013 mbar	2,07	1,56
Densité par rapport à l'air	-0,5 °C	-42 °C
Température d'ébullition à 1013 mbar	0,8 bar	5,2 bar
Pression de vapeur relative	1,7 bar	7,5 bar
-A -5 °C		
-A +15 °C		
Pouvoir comburivore	29,5 m ³ /m ³	24,8 m ³ /m ³
Limite d'inflammabilité dans l'air		
-Inférieure	1,8%	2,4%
-Supérieure	8,8 %	9,3%
Composition théorique des produits d'une combustion neutre (au condensée)		
-CO ₂	14%	13,7%
-N ₂	86%	86,3%
Température d'auto-inflammation	510 °C	490 °C
Vitesse de combustion	30 cm/sec	30 cm/sec
Température de décomposition	400-435 °C	425-460 °C

D'après le tableau on peut dire que le gaz manipulé sont hautement inflammables en raison de leur faible limite inférieure d'inflammabilité ce qui augmente la probabilité d'avoir des incendies à la présence d'une simple source de chaleur, cette matière combustible est causé par les fuites de GPL .

✓ Limite d'inflammabilité

Les gaz GPL sont inflammables dans des limites faibles, la combustion n'est possible que si le mélange (air + carburant) est réalisé suivant certaines proportions comprises entre ces limites.

Les vapeurs des GPL constituent donc avec l'air un mélange inflammable et dangereux. Leur domaine d'inflammabilité dans l'air à 20°C et sous 1 atm varie de 2 à 10 % (% volumique).

Ce mélange est détonnant au contact d'une source de chaleur (flamme ou étincelle). Une fourchette plus restreinte que les autres gaz.

A titre de comparaison, la plage d'inflammabilité dans l'air intervient entre :

- 4 et 75 % dans le cas de l'hydrogène ;
- 2,5 et 80 % dans le cas de l'acétylène ;
- 5 et 15 % dans le cas du gaz naturel.

✓ **Influence des gaz GPL sur certaines matières**

Les gaz GPL n'ont aucune action corrosive sur les métaux, ils n'attaquent donc pas les récipients qui les contiennent, par contre ils dissolvent certaines substances comme l'huile, la graisse, les vernis et provoquent un gonflement important du caoutchouc naturel.

Dans une installation fonctionnant au GPL, les joints, les membranes et les conduites souples doivent être fabriquées en caoutchouc synthétique. D'autre part il faut éviter de mettre les GPL en présence des huiles et des graisses

✓ **Cadre réglementaire et normatif**

L'activité industrielle est susceptible de générer des dangers aussi bien pour l'homme que pour son environnement ; par conséquent il a été nécessaire de mettre en place un cadre légal afin de connaître et prévenir les risques de ces activités.

L'Algérie a, depuis l'indépendance, adopté de nombreux textes (ordonnances, lois, décrets et arrêté) en matière de risque, de sécurité et de la protection de l'environnement, elle a également adhéré à plusieurs conventions internationales.

Dans ce qui suit, nous allons rapporter la réglementation applicable aux installations à haut risque industriel dites classées pour la protection de l'environnement qui sont définies selon la réglementation comme étant, toute unité technique fixe dans laquelle interviennent une ou plusieurs activités figurant dans la nomenclature réglementaire des installations classées dont fait partie le Centre employeur 021 [5].

✓ **Réglementation Algérienne**

- **Décret n°85-232 du 25 Août 1985,**
Relatif à la prévention des risques de catastrophes qui a pour but de mettre en œuvre les mesures et normes réglementaires et techniques de nature à éliminer les risques susceptibles de mettre en danger la sécurité des personnes, des biens et de l'environnement ou à réduire les effets [6].
- **Décret exécutif n° 03-451 du 1 Décembre 2003**
Définit les règles de sécurité applicables aux activités portant sur les matières et produits chimiques dangereux ainsi que les récipients de gaz sous pression [6].
- **Loi n° 03-10 du 19 Juillet 2003**
Relative à la protection de l'environnement dans le cadre du développement durable. La loi a pour objet de définir les règles de protection de l'environnement dans le cadre du développement durable [6].

- **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 [6].
- **Décret exécutif n°06-198 du 31 Mai 2006**
définissant la réglementation applicable aux installations et établissements classés pour la protection de l'environnement qui a pour objet de définir les régimes d'autorisation et de déclaration d'exploitation des établissements classés, leurs modalités de délivrance, de suspension et de retrait, ainsi que les conditions et modalités de leur contrôle[6].
- **Décret exécutif n° 07-144 du 19 Mai 2007**
fixant la nomenclature des installations classées pour la protection de l'environnement.
- **Décret exécutif n° 09-335 du 20 Octobre 2009** fixant les modalités d'élaboration et de mise en œuvre des plans internes d'intervention par les exploitants des installations industrielles[6].
- **Décret exécutif n° 15-71 du 11février 2015**
Fixant les modalités d'élaboration et d'adoption des plans particuliers d'intervention pour les installations ou ouvrage[6]
- **Décret exécutif n°14-349 du 8 décembre 2014**
fixant les conditions de mise en conformité des installations et des équipements relevant des activités hydrocarbures [6].
- ✓ **Réglementation Européennes**
 - **Directive n°89/391/CEE**
du conseil des communautés européennes du 12 juin 1989, dite « directive cadre », définit les principes fondamentaux de la protection des travailleurs. Elle a placé l'évaluation des risques au sommet de la hiérarchie des principes généraux de prévention.
 - **Directive n°96/82/CEE (directive SEVESO II)** du 9 décembre 1996
concernant la maîtrise des dangers liés aux accidents majeurs impliquant des substances dangereuses. Cette directive a pour objet la prévention des accidents majeurs impliquant des substances dangereuses et la limitation de leurs conséquences afin d'assurer de façon cohérente et efficace des niveaux de protection élevés.

✓ **Normes internationales**

Les normes internationales ont évolué dans un autre sens, car elles étaient préoccupées de certification, et ont plutôt progressé pas à pas.

Le système de management de la qualité ISO 9001 a servi de base à la mise en œuvre d'un système de gestion de l'environnement ISO 14001 qui traite des pollutions accidentelles et continues,

mais est peu orienté vers la gestion des risques.

La gestion de la santé et de la sécurité a été élaborée en suivant le modèle ISO 14001 pour aboutir à la spécification OHSAS 18001 qui est définie comme étant un ensemble d'éléments interdépendants destinés à établir des politiques et des objectifs de santé-sécurité au travail et à les réaliser en mettant en place les moyens et les mesures nécessaires.

✓ **Conformité du centre 021 aux prescriptions réglementaires et normative**

Le tableau ci-dessous résume la conformité du C.E 021 aux prescriptions réglementaires et normative nationale et européennes.

Tableau 1 - 3: Conformité réglementaire et normative du CE

Réglementation	Désignation	Situation du Centre	
		Conforme	Non conforme
Réglementation applicable aux installations classées pour la protection de l'environnement(ICPE)	-décret exécutif n° 06-198 -décret exécutif n° 07-144	OUI OUI	
Réglementation relative à l'hygiène, la sécurité et la médecine de travail	-Loi n° 88-07	OUI	
Réglementation relative à la protection de l'environnement	-Loi n° 03-10		
Réglementation relative à la gestion des risques majeurs et des catastrophes dans le cadres du développement durable	-Loi n° 04-20 -décret n°85-231 -décret n°85-232 -décret n°09-335	OUI	
Réglementation relative à la gestion des installations relevant à l'activité des hydrocarbures	-décret 14-349	OUI	
Normes	-ISO 9001 -ISO 14001 -OHSAS 18001	NON NON NON	Mise en conformité en cours

1.6. Retour d'expériences sur les accidents impliquant des stockages de GPL

Le GPL a une longue histoire, marquée par des progrès technologiques mais également par des accidents majeurs qui ont notamment fait évoluer les techniques et pratiques autour du GPL. La survenue de ces incidents et accidents est fortement liée à la combinaison des caractéristiques physico-chimiques du GPL considéré comme un sous-produit de l'Industrie pétrochimique sans valeur ajoutée, qui représente un gaz inflammable et explosif et aux équipements sous pression utilisés pour le stockage de ce dernier, et qui peuvent engendrer des phénomènes dangereux [7].

Les accidents majeurs du secteur du GPL, tels que ceux présentés dans les tableaux ci-dessous ont considérablement fait évoluer les technologies et pratiques d'exploitation, grâce à un retour d'expérience qui consiste en l'analyse des faits passés et de leur contexte pour réutiliser la connaissance qui en découle, car cette dernière constitue une banque de données très importante pour l'identification des sources de dangers ainsi qu'à l'attribution des probabilités de leurs apparitions, et le choix de la politique de maîtrise pour l'événement considéré [8].

Dès son utilisation dans les années 1930 et même jusqu'aux années 1960 avec l'accident de Feyzin en France, les industriels ont été amenés à développer et formaliser leurs connaissances sur les phénomènes et à améliorer le niveau de sécurité des installations GPL que ce soit au sein de leur groupe ou au sein d'associations professionnelles [8].

Les réglementations nationales ont également tiré les leçons de ces accidents majeurs, et ils ont basé leur recherche sur les équipements utilisés dans ce genre d'installation ayant des activités de stockage, de chargement et de déchargement de GPL (dépôts, relais vrac et centres remplisseurs), et principalement les Équipements Sous Pression (ESP).

1.6.1. Accidentologie source BARPI base de données ARIA

Les accidents G.P.L concernant les opérations de chargement ou déchargement et le stockage sont présentés à partir des comptes rendus d'accidents G.P.L présentés en annexe 7 et provenant de la base de données **Analyse, Recherche et Information sur les Accidents (ARIA)** du bureau d'analyse des **risques et pollutions industrielles (BARPI)** du Ministère de l'Aménagement du Territoire et de l'Environnement français, Direction de la Prévention des Pollution et des Risques (Service de l'Environnement Industriel).

L'analyse statistique des accidents survenus selon la base de données ARIA sur 247 événements dont la plupart proviennent du BARPI dans la période avant le 04-01-2016, a montré que la majorité des événements sont enregistrés sur **des équipements sous pression** et le dysfonctionnement de leurs équipements de sécurité et de régulation et de mesures et les phénomènes observés sont classés en quatre catégories :

- ✓ Fuite en phase gazeuse sans inflammation,
- ✓ Fuite en phase liquide (GPL) épandage du liquide sur le sol

- ✓ Incendie ou feu de torche,
- ✓ Explosion de gaz ou de vapeur UVCE suivi par un (BLEVE d'une capacité).

Il est à noter que les deux premiers phénomènes peuvent être des événements précurseurs des deux derniers, qui sont les phénomènes majeurs, nous remarquerons que le phénomène principale qui caractérise les accidents lors des opérations des GPL est **la fuite**, suivie d'un allumage du nuage formé ce qui donne dans la majorité des cas l'apparition d'effet de surpression ou de boule de feu, les deux phénomènes incendie et explosion se sont des phénomènes associés.

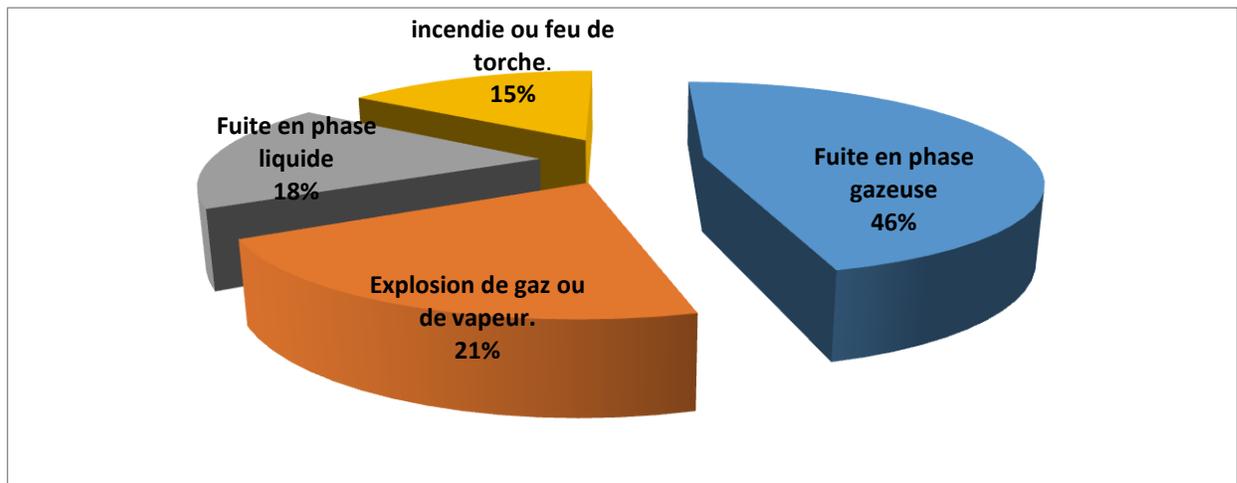


Figure 1-14 : Répartition des phénomènes observés

1.6.2. Gravité des accidents

A l'examen des données, la gravité des accidents a été appréciée de manière générale en deux classes :

- ✓ Accident n'entraînant pas de dommage corporel (dommage matériels).
- ✓ accident ayant entraîné des dommages corporels (blessure ou la mort).

Dans 75% des cas, les accidents n'ont pas entraîné de dommages corporels, par contre les 25% des cas recensés et qui ont entraîné des dégâts corporels c'était les conséquences des phénomènes représentés dans la figure(1-15).

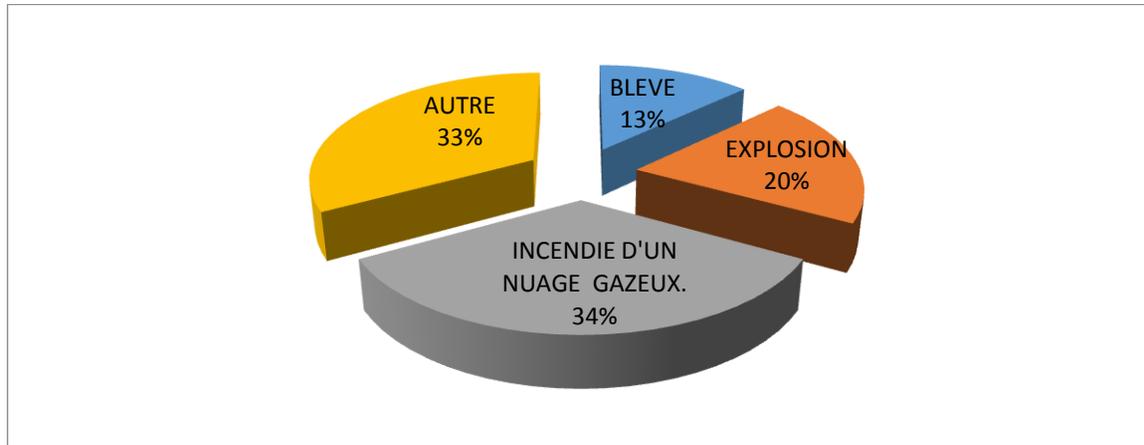


Figure 1- 15 : Causes entrainants des dégâts corporels.

1.6.3. Causes des accidents

Un accident, même s'il se généralise parfois à toute une zone a en générale pour origine une action ou une défaillance d'un équipement précis,

Concernant les causes et circonstances des accidents présentés nous avons retenu quatre familles de causes et circonstances considérées à savoir :

- ✓ Erreur humaine (non respect des consignes et manque de formation) ;
- ✓ Défaillance organe d'une capacité de stockage (citerne mobile, sphères , cigare) ;
- ✓ Défaillance organe de raccordement ;
- ✓ rupture (joint, vanne, canalisation).

1.7. Equipements sous pression (E.S.P)

Les **équipements sous pression** présentent un potentiel de danger du fait de la quantité d'énergie stockée sous forme pneumatique. Ce danger est d'autant plus important que le fluide contenu sous pression est lui-même intrinsèquement dangereux (inflammable, toxique, etc.), ils sont présents partout dans notre quotidien : extincteurs, réservoirs de GPL, bouteilles d'oxygène,etc.

- ✓ **Décret exécutif n° 90-245** du 18 Août 1990 portant réglementation des appareils à pression de gaz : Le présent règlement fixe les exigences auxquelles doivent répondre la construction, l'installation et l'exploitation des appareils à pression de gaz.
- ✓ **Décret exécutif n° 90-246** du 18 Août 1990 portant réglementation des appareils à pression de vapeur: Le présent règlement fixe les exigences auxquelles doivent répondre la construction, l'installation et l'exploitation des chaudières, des canalisations de vapeur et des récipients de vapeur

Sont soumis à l'ensemble des dispositions:

- ✓ **Appareils sous pression fixes** : Lorsque les deux conditions suivantes sont simultanément remplies :
 - La pression effective de la phase gazeuse peut excéder quatre (4) bars;
 - Le produit de la pression effective maximale(P) exprimée en bars, par la contenance(V) exprimée en litres, excède le nombre quatre vingt (80).

$$P \times V = 80$$

- ✓ **Appareils mobiles de gaz sous pression** : si la pression effective de la phase gazeuse peut excéder quatre (4) bars;
- ✓ **Compresseurs de gaz** si La pression effective de refoulement du dernier étage peut excéder dix (10) bars;
- ✓ **Canalisations de gaz** lorsque les trois (3) conditions suivantes sont simultanément remplies :
 - Diamètre intérieur supérieur à quatre vingt (80) millimètres;
 - Pression effective maximale en service supérieure à dix (10) bars;
 - Produit du diamètre(D) par la pression maximale(P), exprimée dans les unités ci-dessus, supérieur au nombre mille cinq cent (1500);

$$D \times P_{MAX} > 1500$$

- ✓ **Extincteurs d'incendie** avec une contenance supérieure à cinq (5) litres, mises sous pression au moment du fonctionnement lorsque les deux conditions suivantes sont

simultanément remplies:

- La pression effective peut excéder quatre (4) bars;
- Le produit de la pression (P) effective maximale exprimée en bars par la contenance (V) exprimée en litres, excède le nombre quatre vingt (80);

$$P \times V = 80$$

- ✓ **Les générateurs, les récipients et canalisations d'acétylène** , lorsque la pression effective peut excéder un bar et demi (1,5) quelque soit le volume intérieur

Ne sont pas soumis aux dispositions du présent règlement les équipements ci-dessus lorsqu'ils sont destinés :

- aux bâtiments marins ou tout autre moyen flottant,
- aux réacteurs nucléaires.

1.8. Problématique et objectifs

Dans cette section nous allons poser notre problématique propre aux ESP en général et plus particulièrement aux capacités de stockage du CE et nous fixerons les objectifs.

1.8.1. Problématique

L'industrie pétrolière et gazière se classe parmi les industries les plus dangereuses du fait qu'elle dispose d'installations à haut risque qui représentent un danger potentiel sur leurs terrains d'exploitation et de leur environnement.

A l'instar de ces industries, NAFTAL (centre d'emplisseur GPL) possède une politique de gestion des risques stricte afin d'éviter tout dommage qui puisse porter atteinte aux personnes, à l'économie, à l'environnement et à l'image de marque de l'entreprise.

Le centre a connu un incident 03/07/2003 CHLEF (centre emplisseur CHLEF) : Déversement important du produit, les joints de raccordement du bras de chargement de la citerne ont cédé, l'accident est dû à la déchirure du joint, au mauvais fonctionnement du clapet et à un mauvais serrage des boucles causé par le fournisseur des gaz liquéfiés, Cette négligence aurait pu coûter cher à l'entreprise .

Suite à cet incident, le service sécurité du C.E 021 a soulevé la nécessité de revoir l'étude de danger dans laquelle ce scénario n'a pas été identifié et d'apporter tous manquements en matière de

prévention permettant d'assurer la sécurisation du l'établissement et de toutes les autres installations présentes dans le centre. À partir de là découle le besoin de l'entreprise qui est la maîtrise des risques majeurs au sein du centre.

Aussi les questions posées par les responsables : Sommes-nous suffisamment protégés contre les risques d'explosion au niveau des équipements sous pression ? Quel est la démarche et les outils adéquats pour une meilleure maîtrise de risque au niveau des équipements sous pression ?

Le centre emplisseur Oued Sly Chlef de NAFTAL dispose un certain nombre d'installations complexes pouvant engendrer des accidents majeurs ayant des conséquences sur divers cibles humaines, matérielles et environnementales. C'est pour cela que le centre est soumis à une autorisation d'exploitation ministérielle selon le décret exécutif n°06-198 définissant la réglementation applicable aux installations et établissements classés pour la protection de l'environnement et cela d'après les rubriques N° 1512 et 1534.

En effet, le C.E est un site à risque majeur à cause de sa capacité de stockage et de la nature de ses produits stockés (Butane, propane et ainsi que la fabrication de sirghaz et le remplissage des bouteilles à gaz) inflammables et explosives.

L'étude de l'accidentologie liée à l'activité de stockage du GPL dans le monde et en Algérie nous a permis de tirer plusieurs enseignements, parmi les plus importants, nous pouvons retenir l'influence de la température et du mode de sollicitation (vitesse d'augmentation de la pression) sur le seuil de rupture d'une enceinte (équipements sous pression) qui, une fois survenu, peut provoquer un dégagement de flux thermique et de surpression allant jusqu'à des centaines de mètres du lieu de rupture.

Vu le caractère majeur des accidents qui peuvent découler du Centre et en tenant compte de l'environnement du site, nous sommes dans l'obligation de **vérifier l'efficacité de ses moyens de sécurité afin de les mettre à jour vis-à-vis de nouvelles techniques de prévention, protection et d'intervention pour mieux gérer les situations de risque majeur et d'assurer en même temps une sureté de fonctionnement optimale.**

Notre travaille a comme objectif la maitrise des risques majeurs au niveau du centre emplisseur Oued Sly Chlef centre de stockage du GPL (propane, butane) .

1.8.2. Objectifs de l'étude

L'objectif général constitue un outil primordial pour le cadrage du projet. Pour cela nous nous sommes fixés un certain nombre d'objectifs spécifiques à réaliser dans l'ordre chronologique afin d'atteindre l'objectif général qui est la maîtrise des risques majeurs au niveau du CE021.

L'objectif général de notre travail est donc : l'établissement d'une démarche adéquate d'analyse des risques pour une meilleure maîtrise de ces derniers avec une proposition de solutions techniques.

Les objectifs spécifiques sont :

- ✓ Analyse fonctionnelle du CE « diagramme Structured Analysis and Design Technic SADT »
- ✓ Identification des équipements à haut risque présents dans le centre ;
- ✓ Application des différentes méthodes d'analyses;
- ✓ Définition des scénarios d'accidents ;
- ✓ Modélisation des phénomènes dangereux ;
- ✓ Réduction des risques par des mesures techniques de prévention et de protection.

1.8.3. Méthodologie

La méthodologie suivit, pour atteindre l'objectif général de cette étude, reprend parfaitement quelques enchainement du processus méthodologique de maîtrise des risques majeurs donné par la norme ISO 3100. Les principales étapes sont :

- Étape 1 : Identification des systèmes critiques.

Cette étape définit le système sur lequel portera l'étude. Elle comprend :

- ✓ L'analyse fonctionnelle des systèmes qui consiste en un découpage fonctionnel des systèmes en sous-systèmes pour faciliter l'analyse préliminaire des risques (S-A-D-T) ;
- ✓ Analyse préliminaire du risque (APR) : identification des risques au niveau de chaque système étudié afin de trouver le système qui présente le plus de risque dans le centre.

- Étape 2 : Identification et estimation des facteurs de risque

Cette étape constitue l'étape d'analyse des risque dans sa globalité puisque c'est durant cette dernière que nous allons appliquer les méthodes d'analyse qui permettent de compléter l'APR, et ce, dans le but d'arriver à faire ressortir tous les scénarios plausibles susceptible de se produire ont utilisons les outils suivantes :

- ✓ **HAZOP** est la méthodes qui traite les dérives certains paramètres des systèmes thermo-hydrauliques, tel-que (débit, température, pression, niveau, concentration, etc.) , et l'analyse de leurs causes et conséquences ;
- ✓ **Arbre De Défaillance (Add)** identification des combinaisons de causes qui pourraient être à l'origine d'un évènement non souhaité ;
- ✓ **Nœud de papillon pour les événements les plus critiques (ERC)** ;
- ✓ **Modélisation des effets** à l'aide du logiciel PHAST des phénomènes dangereux les plus probables;
- ✓ **Étape 3 : Évaluation du risque ;**
- ✓ **Étape 4 : Réduction de risque** par la mise en place des solutions .

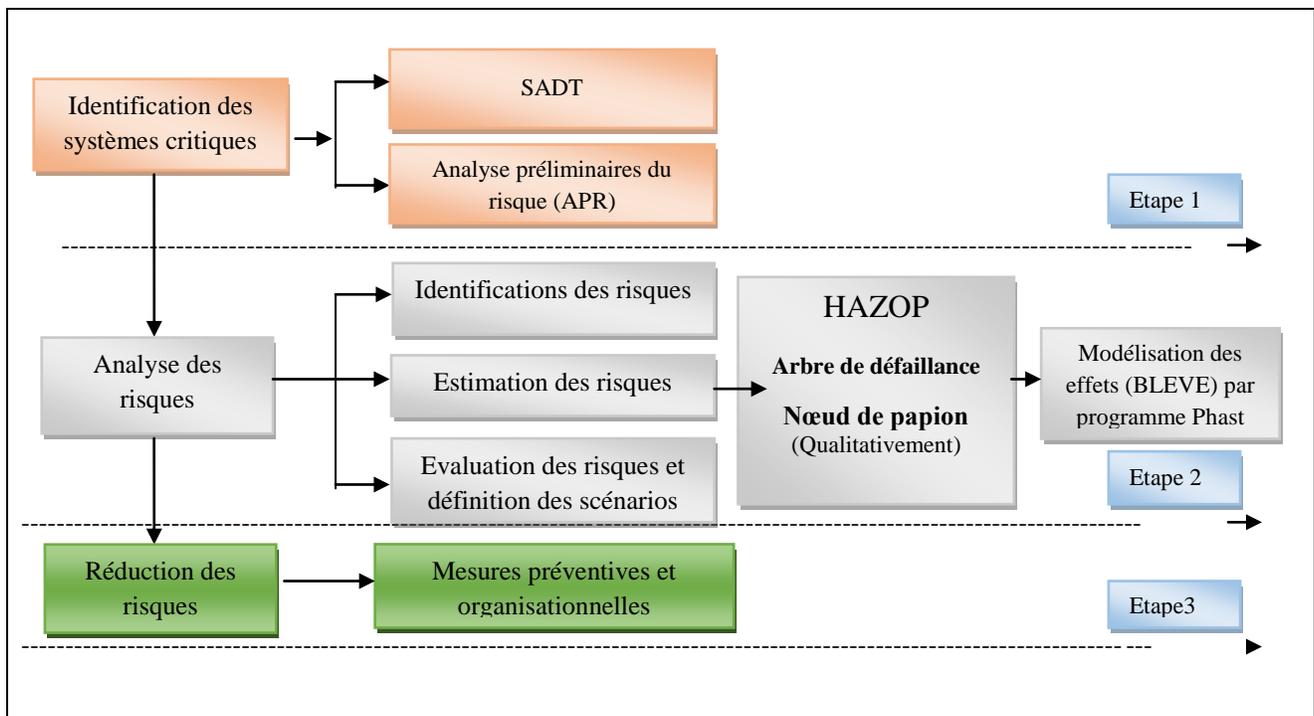


Figure 1- 16 : Processus méthodologique de l'étude

Ce chapitre nous a permis de situer la problématique posée dans son contexte et une méthodologie est proposée pour l'analyse et la maîtrise des risques au niveau du centre d'emplisseur 021 de Oued Sly .

Le chapitre suivant sera consacré aux aspects théoriques entourant les méthodes et outils d'analyse et de maîtrise.

Chapitre 2

MAÎTRISE DES RISQUES ET LEURS OUTILS

Chapitre 2 : Maîtrise des risques et leurs outils

Dans le présent chapitre, nous allons mettre en avant l'explication du processus de maîtrise des risques suivit dans notre étude ainsi que les outils d'analyse utilisés dans chaque étape.

2.1. Définition du risque majeur industriel

Selon Haroun TAZIEFF le risque majeur (RM) est la menace sur l'homme et son environnement direct, sur ses installations, la menace dont la gravité est telle que la société se trouve absolument dépassée par l'immensité du désastre [9].

Le risque majeur(RM) est aussi la possibilité d'un événement d'origine naturelle ou anthropique, dont les effets peuvent mettre en jeu un grand nombre de personnes, occasionner des dommages importants et dépasser les capacités de réaction de la société.

L'existence d'un risque majeur est liée :

D'une part, à la présence d'un événement qui est la manifestation d'un phénomène naturel ou anthropique. D'autre part, à l'existence d'enjeux qui représentent l'ensemble des personnes et des biens (ayant une valeur monétaire ou non monétaire) pouvant être affectés par un phénomène. Les conséquences d'un risque majeur sur les enjeux se mesurent en termes de vulnérabilité.

Un risque majeur est caractérisé par sa faible fréquence et par son énorme gravité d'une manière à déclencher une situation de crise après sa survenu. Quoique, les conséquences des risques majeurs peuvent être catastrophiques, reste les effets, ainsi que les modes de gestion et de prévention de ces événements sont très différents [10].

D'après la loi cadre algérienne 04-20 portant sur la prévention des risques majeurs et la gestion des catastrophes, le risque majeur est défini comme toute menace probable pour l'homme et son environnement pouvant survenir du fait d'aléas naturels exceptionnels et/ou du fait d'activités humaines [11].

2.2. Maîtrise des risques

Dans la norme [ISO/CEI, 2002], le management des risques est défini comme étant l'ensemble des activités coordonnées visant à diriger et piloter un organisme vis-à-vis du risque. Le management du risque inclut typiquement l'appréciation du risque, le traitement du risque, l'acceptation du risque et la communication relative au risque.

Selon la norme [ISO/CEI, 2002], la maîtrise du risque est une action de mise en œuvre des décisions de management du risque. La maîtrise du risque peut impliquer la surveillance, la réévaluation et la mise en conformité avec les décisions.

La maîtrise des risques est un processus conduisant à évaluer et choisir l'une des différentes possibilités de réduction des risques. C'est d'une manière générale l'ensemble des actions de mise en œuvre des décisions de la gestion des risques visant à les ramener sous le seuil d'acceptabilité [12].

La démarche de maîtrise des risques s'inscrit dans une perspective plus globale de gestion des risques, définie comme un processus régulier, continu et coordonné, intégré à l'ensemble de l'organisation, qui permet l'identification, le contrôle, l'évaluation des risques et des situations à risques, qui ont causés ou qui auraient pu causer des dommages aux personnes, aux installations et à l'environnement.

2.3. Démarche de maîtrise des risques

La démarche de notre étude sera utile pour arriver à maîtriser l'ensemble des risques et de pouvoir répondre à notre problématique.

2.3.1. Appréciation des risques

L'appréciation du risque est le processus global d'identification, d'analyse et d'évaluation du risque. Elle comprend plusieurs étapes comme est indiqués dans la figure 1-14 .

2.3.1.1. Identification des risques

Durant cette étape nous allons identifier les risques ainsi que leurs causes et conséquences potentielles. Cette étape a pour objectif de dresser une liste exhaustive des risques basés sur les événements susceptibles de provoquer, de stimuler, d'empêcher, de gêner, d'accélérer ou de retarder l'atteinte des objectifs. Il est important d'identifier les risques associés au fait de ne pas saisir une opportunité. L'identification du risque comporte l'examen d'un large éventail de conséquences, même si la source ou la cause du risque peuvent ne pas être évidentes. Tout en identifiant ce qui peut se produire, il est nécessaire d'examiner les causes possibles et les scénarios des conséquences éventuelles. Dans ce volet, les principales sources de danger et les scénarios d'accident doivent être recensés et identifiés afin de mener une analyse efficace et d'atteindre les objectifs voulus en matière de maîtrise des risques.

L'identification des risques permet d'utiliser des outils et des techniques adaptés à ses objectifs et ses aptitudes, et aux risques auxquels il est exposé. Il est essentiel que les informations utilisées pour l'identification des risques soient pertinentes et se basent sur la connaissance des experts et sur le retour d'expérience.

2.3.1.2. Analyse de risque

L'analyse des risques occupe une place centrale dans le processus de maîtrise des risques. Cette étape permet de fournir des données pour évaluer les risques et prendre la décision de les traiter ou

non. Elle sert aussi pour le choix des stratégies et des méthodes de traitement les plus appropriées.

Une fois le danger est identifié, le risque associé doit être effectué pour passer à l'estimation. Cette dernière peut être qualitative, semi- quantitative et/ ou quantitative en terme de probabilité de son occurrence et de la gravité de ses conséquences sur les personnes, les biens et l'environnement.

L'estimation d'un risque se définit comme un : « Processus utilisé pour affecter des valeurs à la probabilité et aux conséquences d'un risque. L'estimation du risque peut considérer le coût, les avantages, les préoccupations des parties prenantes, et d'autres variables requises selon le cas pour l'évaluation du risque ».

2.3.1.3. Évaluation du risque

Après avoir estimé le risque, nous devons le comparer aux critères d'acceptabilité établis au préalable par l'entreprise concernée. Cette évaluation permet de prendre une décision sur l'acceptabilité ou non de chaque risque, c'est-à-dire, déterminé s'il convient d'accepter le risque tel qu'il est ou bien de le réduire en mettant en place des mesures supplémentaires de maîtrise.

2.3.1.4. Réduction du risque

Cette étape consiste à mettre en œuvre les différentes mesures et barrières de prévention et de protection afin de réduire l'intensité du phénomène (réduction potentielle de danger, atténuation des conséquences) et à diminuer la probabilité d'occurrence par la mise en place de barrières visant à prévenir les accidents. Outre les améliorations techniques et de fiabilité d'équipements, la prévention passe aussi par une meilleure prise en compte des facteurs de risque liés à l'organisation et aux personnes. Le choix des actions préventives à engager est effectué en comparant les coûts de leur mise en œuvre avec les coûts des conséquences de risque, en tenant compte de leur probabilité d'apparition. Un suivi régulier de l'évolution des risques est recommandé dans la démarche du management des risques afin de contrôler et d'assurer la pertinence des actions préventives engagées et de corriger les dispositions prévues [13].

De manière très générale, les mesures de maîtrise des risques se répartissent en :

- Mesures ou barrières de prévention : mesure visant à éviter ou limiter la probabilité d'un événement indésirable, en amont du phénomène dangereux ;
- Mesures ou barrières de protection : mesure visant à limiter les conséquences sur les cibles potentielles par diminution de la vulnérabilité.

2.4. Outils d'analyse des risques

Dans cette partie, nous allons décrire brièvement les principales méthodes utilisées dans notre démarche d'analyse des risques établies dans le cadre de la maîtrise des risques au niveau du centre . Les méthodes d'analyse des risques utilisées se divisent en deux catégories comme le montre la figure 2-1 :

- ✓ Méthodes qualitatives ;
- ✓ Méthodes quantitatives.

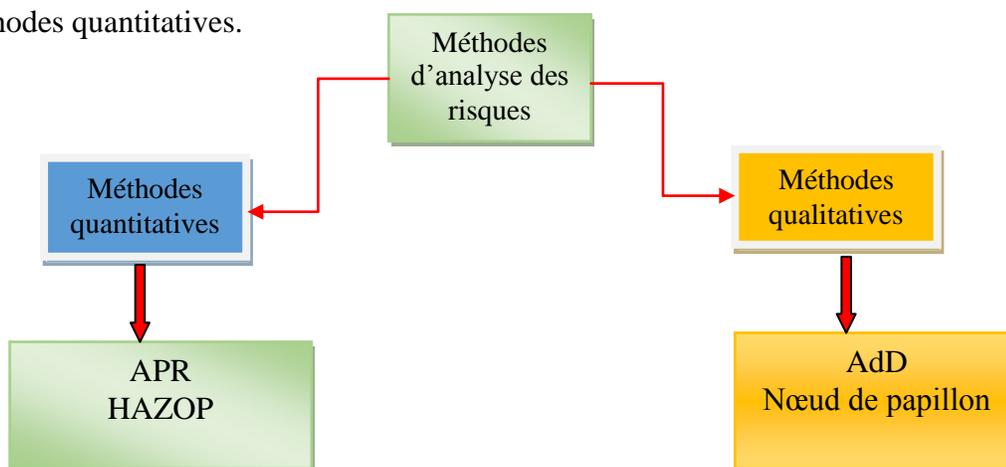


Figure 2-1 : Types de méthode d'analyse des risques.

2.4.1. Méthodes qualitatives

L'analyse qualitative des risques constitue un préalable à toutes autres analyses. En effet elle permet la bonne compréhension et connaissance systématique du système étudié et de ses composants. Pour une bonne évaluation qualitative du risque cette approche ne s'appuie pas explicitement sur les données chiffrées, mais elle se réfère à des observations pertinentes sur l'état du système et surtout sur le retour d'expérience (REX) et les jugements d'expert. Cette approche nécessite alors une très bonne connaissance des différents paramètres et causes liés au système étudié. Dans quelques études de dangers, cette approche peut être suffisante pour atteindre les objectifs voulus si elle est bien menée et justifiée [14].

L'APR et la HAZOP qui font partie de nombreux outils d'analyse et d'évaluation des risques à caractère qualitatif, ces méthodes sont détaillées dans ce qui suit :

2.4.1.1. Analyse Préliminaire des Risques (APR)

Selon la norme [CEI-300-3-9, 2015], « L'APR est une technique d'identification et d'analyse de la fréquence du danger qui peut être utilisée lors des phases amont de la conception pour identifier les dangers et évaluer leur criticité ».

✓ **Domaine d'application**

L'APR est applicable à tout type d'installation et comme son nom l'indique, c'est une méthode généralement utilisée afin d'identifier les risques au stade préliminaire de la conception d'une installation ou d'un projet. Cette méthode est aussi appliquée dans le cadre des études de danger car elle ne nécessite pas une connaissance approfondie de l'installation étudiée [13].

En ce sens, cette méthode s'avère pertinente dans les situations suivantes:

- La phase conception d'une installation complexe ;
- La phase exploitation d'une installation complexe ;
- La phase conception/exploitation d'une installation Simple.

✓ **Principe de l'APR**

L'APR s'occupe dans un premier temps de recenser les éléments dangereux relatifs au système étudiée et cela après avoir effectué une décomposition fonctionnelle de ce dernier en sous-système. Ces éléments dangereux peuvent être [13] :

- Un produit ou un gaz dangereux (inflammable, explosive....etc), mélange de produit ou de gaz dangereux susceptible de provoquer un phénomène dangereux ;
- Des équipements dangereux, par exemple : bac de stockage, pompe, soupape...etc ;
- Des opérations dangereuses, par exemple : chauffage, revêtement avec une flamme chaude, traitement acide.

Pour chaque élément dangereux préalablement recensé, l'APR vise à identifier une ou plusieurs situations dangereuses susceptibles de se produire en présence d'une source de danger ou d'un élément causant la situation dangereuse.

Cette dernière peut engendrer un évènement non souhaité lorsqu'elle sera suivie d'un évènement initiateur ou un élément causant un évènement non souhaité.

Pour chaque situation dangereuse, il faut envisager les causes susceptibles de provoquer des évènements non souhaités et les conséquences qui découlent de leur apparition. Ensuite l'APR est appelée à identifier les sécurités existantes sur le sous-système étudié, si ces dernières sont jugés insuffisantes pour réduire le risque à un niveau acceptable, des propositions d'amélioration doivent être envisagées.

✓ **Étapes du déroulement de l'APR**

Schématiquement, la méthode que l'on classe en principe parmi les méthodes inductives, consiste à déterminer les accidents potentiels que peuvent provoquer les évènements non souhaités.

Le support utilisé pour la mise en œuvre de la méthode est un tableau proposé par l'équipe de travail et qui constitue le produit de l'APR [15].

Nous avons choisi le modèle donnée dans le tableau 2-1 comme un tableau d'APR lors du déploiement de la méthode :

Tableau 2-1 : Déploiement de l'APR

Sous-système	Élément Dangereux	Évènement Non souhaités	Cause	Conséquence	P	G	C	Mesure de prévention	P'	Mesure de protection	G'	C'	N° Risque
--------------	-------------------	-------------------------	-------	-------------	---	---	---	----------------------	----	----------------------	----	----	-----------

En se basant sur le retour d'expérience et les connaissances des experts, chaque sous-système identifié dans la phase de décomposition fonctionnelle a été revu, et les situations dangereuses ont été examinées de manière systématique.

À partir de ce tableau, nous avons adopté une démarche systématique sous la forme suivante :

Étape 1 : Décomposition fonctionnelle de chaque système

L'APR s'appuie au début sur la décomposition fonctionnelle du système étudié en sous-système détaillé ce qui permet de faire ressortir toutes les parties qui peuvent être à l'origine d'un évènement non souhaité.

Étape 2 : Énumération des éléments dangereux (ED)

À partir de cette décomposition, nous allons énumérer les éléments dangereux qui constituent un danger pour le système. Ce dernier peut être un équipement ou un produit approprié au sous-système.

Étape 3 : Identification des situations dangereuses (SD)

Durant cette étape, nous allons nous baser sur le retour d'expérience et la connaissance des experts pour identifier les situations dangereuses réelles qui se rapprochent du sous-système en question.

Étape 4 : Identification d'un évènement non souhaité (ENS)

Après l'apparition de chaque situation dangereuse en présence d'un évènement initiateur résulte un évènement non souhaité susceptible d'infliger un dommage à des cibles vivantes ou matérielles.

Étape 5 : Détermination des causes et conséquences

L'énumération des causes susceptibles de provoquer directement une situation dangereuse et un évènement non souhaité est un élément essentiel pour faire ressortir les conséquences qui découlent de l'apparition d'un évènement non souhaité.

Étape 6 : Évaluation du risque par calcul de la criticité (C)

Cette étape permet d'attribuer la probabilité d'occurrence (P) de l'évènement non souhaité et la gravité de ses conséquences (G), sans prise en compte des barrières de sécurité existantes et en

utilisant les échelles de cotation qui ont été validés en équipe. Cela permet ensuite de calculer la criticité (C) à l'aide de la grille de criticité et voir dans quel niveau elle est positionnée (risque acceptable, tolérable, inacceptable).

Étape 7 : Réévaluation du risque par calcul de la criticité (C')

La réévaluation du risque se fait après avoir mis en place des mesures de prévention et de protection adéquates et conformes qui permettent de réduire la première évaluation de la gravité et la probabilité d'apparition d'un événement non souhaité jusqu'à un niveau acceptable ou tolérable. Cette réévaluation permet de nous assurer le niveau de confiance des barrières de sécurité en considérant aussi leur indépendance, leur capacité de réalisation ou efficacité du temps de réponse.

Étape 8 : Proposition

Proposition donnée sous forme de mesures sécuritaire pour améliorer la maîtrise des risques.

En dernier, si tous les enchainements ont été étudiés, le choix d'un nouvel ED pour le même sous système s'impose, sinon lorsque tous les ED approprié au sous-système ont été examinés, il faut procéder au choix d'un nouveau sous-système ou d'un système.

Étape 9 : Classification des risques

Classification des risques identifiés sur la grille de criticité, afin de positionner les risques dans leur niveau approprié. Ces grilles permettent de faire apparaître les risques inacceptables et critiques qui doivent être traités par des approches spécifiques.

2.4.1.2. Méthode HAZOP(Hazard and Operability)

La méthode HAZOP est une méthode d'analyse de risque inductive et très structurée dont l'objectif est l'identification exhaustive des risques à priori, c'est-à-dire avant que les incidents ne surviennent même si aucun historique d'incidents n'existe.[16]

✓ Historique et domaine d'application

L'entreprise britannique Imperial Chemical Industries (ICI) développa dans le début des années 1970 une méthodologie des revues de sécurité, appelées Hazard and Operability reviews (HAZOP), qui a rendu possible l'identification d'un plus grand nombre de risques en faisant appel à une méthode systématique d'analyse par une ou plusieurs équipes de travail.

Cette technique s'est développée au sein de l'industrie chimique et pétrochimique après l'explosion catastrophique, en 1974, d'un nuage de 40 tonnes de cyclohexane à Flixborough en Grande-Bretagne qui fit 28 morts et 89 blessés

Par la suite, l'Union des Industries Chimiques (UIC) a publié en 1980 une version française de cette méthode dans son cahier de sécurité n°2 intitulé « Etude de sécurité sur schéma de circulation des fluides ».

La méthode fut par la suite adoptée par la majorité des industriels de la chimie, de la pétrochimie et du raffinage.

La méthode HAZOP est un outil formalisé, systémique et semi-empirique utilisé et développé depuis quarante ans pour analyser les risques potentiels associés à l'exploitation d'une installation industrielle. Elle permet d'apprécier le niveau de dangerosité d'une installation. Elle conduit à l'élimination ou la diminution des risques techniques à la source, en améliorant :

- la protection du personnel d'exploitation ;
- la protection de l'environnement et des populations avoisinantes ;
- la sécurité, l'opérabilité, la maintenabilité, la fiabilité et l'intégrité physique de l'outil de protection.

✓ **Principe**

La méthode HAZOP s'appuie sur la description détaillée des installations et des procédés. L'équipe de revue HAZOP examine chaque élément particulier (système par système, circuit par circuit, ligne par ligne, appareil par appareil, ect) afin de considérer d'une manière systématique les dérives possibles, grâce à la combinaison entre les mots-clés (Pas de, Plus de, Moins de, Trop de) et les paramètres définis au cours de la conception, en vue de décider si une situation dangereuse peut en résulter et d'en identifier les causes et les conséquences.

Mot-clé + Paramètre = Dérive

La norme CEI 61882 propose des exemples de mots-clés dont l'usage est particulièrement courant. Ces mots-clés sont repris dans le tableau ci-dessous, inspiré du Tableau 2-2 de la norme précitée.

Tableau 2 - 2 : Type de déviation et mot clé.

Type de déviation	Mot-clé	Exemple d'interprétation
Négative	Ne pas faire	Aucune partie de l'intention n'est remplie
Modification quantitative	Plus	Augmentation quantitative
	Moins	Diminution quantitative
Modification qualitative	En plus de	Présence d'impuretés – Exécution simultanée d'une autre opération / étape
	Partie de	Une partie seulement de l'intention est réalisée
Substitution	Inverse	S'applique à l'inversion de l'écoulement dans les canalisations ou à l'inversion des réactions chimiques
	Autre que	Un résultat différent de l'intention originale est obtenu
Temps	Plus tôt	Un événement se produit avant l'heure prévue
	Plus tard	Un événement se produit après l'heure prévue
Ordre séquence	Avant	Un événement se produit trop tôt dans une séquence
	Après	Un événement se produit tard tôt dans une séquence

Dans ce qui suit, nous allons appliquer la méthode HAZOP pour plus de compréhension des évènements en amont de l'accident majeur

L'intérêt de l'application de la méthode HAZOP, c'est qu'elle fournit une étude de base plus technique permettant de recenser les différentes causes et conséquences des scénarios d'accidents plausibles élaborés précédemment par APR . Cette dernière nous a permis dans un premier temps d'identifier la totalité des scénarios d'accidents plausibles mais aussi les plus dangereux et les plus redondant (feu de torche, feu de nappe, UVCE et BLEVE) et de déterminer leurs lieux de survenance (Zone de chargement , pomperie et sphères) ;

Cette méthode est particulièrement utile pour l'examen de systèmes thermo-hydrauliques, pour lesquels certains paramètres (débit, température, pression, niveau, concentration, etc.) sont particulièrement importants pour la sécurité de l'installation ;

Notre étude HAZOP doit nous conduire à des résultats qui nous permettent une meilleure compréhension de la nature des risques et de la manière dont ils peuvent être contrôlés. Elle permet aussi de recenser les différentes barrières de sécurité existantes pouvant empêcher ces accidents ;

Les tableaux suivants traitent plusieurs scénarios à l'aide de la méthode HAZOP sur la zone préalablement identifiés la plus critique lors de l'application de L'APR. Donc, la méthode HAZOP associe un mot clé à un paramètre pour ressortir une déviation, à partir de cette dernière, nous identifions ses causes et nous déterminons ces conséquences tout en valorisant les moyens de sécurité existants pouvant empêcher l'apparition de la déviation.

Afin de justifier le niveau des dérives dans les tableaux HAZOP qui vont suivre, nous avons mis en place la grille du tableau 2-3 suivante :

Tableau 2 - 3 : Grille des conséquences des dérives

Niveau	Conséquences des dérives
Acceptable	<ul style="list-style-type: none">- Premiers secours ;- Feu de stade initial ou dommages mineurs à la propriété ;- L'interruption d'activité à court terme sans engendrer de coût pour l'entreprise.
Critique	<ul style="list-style-type: none">- Blessure enregistrée ;- Accident qui entraîne l'interruption d'activité qui engendre des dommages et des coûts pour l'entreprise et qui déclenche un PII.
Inacceptable	<ul style="list-style-type: none">- Blessure d'un employé ou plus qui nécessitent leurs admission à l'hôpital ;- Pollution atmosphérique, incendie, explosion et de déversement ou rejet ;- Accident qui a de l'impact sur la communauté et sur l'environnement et qui déclenche un plan ORSEC- Accident qui entraîne l'interruption d'activité de plusieurs jours voir des mois et une perte économique colossale pour l'entreprise.

2.4.1.3. Arbre d'évènement (AdE)

L'analyse par arbre d'Évènements est une technique d'identification et d'analyse de la fréquence des dangers moyennant un raisonnement inductif pour convertir différents événements initiateurs en conséquences éventuelles relatives au fonctionnement ou à la défaillance des dispositifs techniques/humains/organisationnels de sécurité [13].

À l'inverse de l'analyse par Arbre de Défaillances, l'analyse par Arbre d'Évènements suppose la défaillance d'un composant ou d'une partie du système et s'attache à déterminer les événements qui en découlent.

L'analyse par Arbre d'Évènements (AdE) se déroule en plusieurs étapes :

- Considération d'un événement initiateur ;
- Identification des fonctions de sécurité prévues pour contrôler son évolution ;
- Construction de l'arbre ;
- Description et exploitation des séquences d'évènements identifiées ;
- Il serait plus pertinent d'élaborer un Arbre d'Évènements à l'issue d'une première analyse identifiant les accidents potentiels à l'image de l'APR.

Les fonctions de sécurité doivent être assurées par des barrières ayant pour objectif d'empêcher le processus de matérialisation d'un accident provoqué par un événement initiateur.

La construction de l'arbre consiste à envisager soit le bon fonctionnement soit le dysfonctionnement de la première fonction de sécurité en partant de l'évènement initiateur.

La suite de la méthode consiste à examiner le développement de chaque branche en considérant systématiquement le fonctionnement ou la défaillance de la fonction de sécurité jusqu'à l'atteinte d'un accident potentiel. La propagation des probabilités d'occurrence des événements initiateurs permet de calculer la probabilité de l'évènement redouté.

2.4.1.4. Nœud papillon

Le nœud papillon est une approche de type arborescente qui permet de montrer clairement la relation entre les menaces et les conséquences [17].

Le véritable avantage du nœud papillon est le fait qu'elle offre une visualisation concrète des scénarios d'accidents c'est pour cette raison qu'elle est structurée d'une façon à positionner un grand nombre de cause et de conséquence d'une manière schématisée allant des causes initiales jusqu'aux conséquences. De plus, cet outil met en valeur l'action des barrières de sécurité s'opposant à ces scénarios d'accidents et permet d'apporter une démonstration renforcée de la maîtrise des risques.

La méthode NP est un outil qui combine l'arbre (AdD)et l'arbre (AdE).

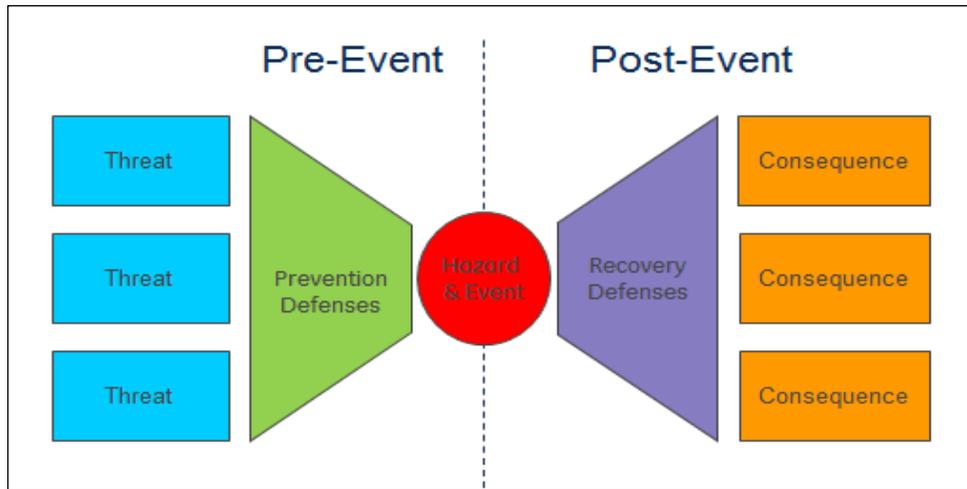


Figure 2- 2 : Schématisation du nœud de papillon

la démarche de la méthode du nœud papillon se déroule comme suit :

Étape 1 : elle permet de définir le phénomène dangereux associé à un évènement dangereux déterminé au préalable par l'une des méthodes d'identification comme l'APR.

Étape 2 : elle détermine les causes qui pourraient être susceptibles de provoquer l'apparition de l'évènement dangereux. Cette étape nécessite la construction du côté gauche en arbre de défaillance (menaces) dont lequel les barrières de prévention existantes seront positionnées d'une manière structurée. Le rôle de chaque défense (barrière de prévention) est de prévenir une menace (cause).

Étape 3 : elle s'intéresse à la partie droite qui concerne la construction de l'arbre d'évènement, ce dernier permet de répertorié toutes les conséquences susceptibles de se produire suite à l'apparition de l'évènement dangereux. Entre l'évènement dangereux et la conséquence se classe les barrières de protection existantes pour ce type de cas.

La terminologie de la méthode nœud papillon est donnée dans le tableau 2-4 :

Tableau 2 - 4 : Terminologie du nœud papillon.

Terme	Définition
Danger (<i>Hazard</i>)	C'est le potentiel de causer des dommages et tout ce qui est source de danger (les risques de blessures, pertes, dommages ou interruption d'activités).
Évènement dangereux (<i>Hazard Event</i>)	Un évènement dans le temps qui décrit la perte de contrôle sur un danger.
Menace (<i>Threat</i>)	Tout ce qui va potentiellement causer le danger de produire un évènement dangereux.
Défenses de prévention (<i>Prevention Defenses</i>)	Moyens de contrôle (barrières de prévention) sur la menace (par exemple : la conception / ingénierie, Instrumentation, procédures, programmes de PM).
Conséquence	Tout ce qui est causé par la survenance de l'évènement dangereux.
Défenses de protection (<i>Protection Defenses</i>)	Moyens de réduction et/ou d'atténuation des conséquences de l'évènement dangereux (par exemple : les soupapes, arrêt d'urgence).
Échec des défenses (<i>Defense Impairments</i>)	Défaillances ou faiblesses au niveau des défenses.

Chapitre 3

APPLICATION DES METHODES D'ANALYSE DES RISQUES

Chapitre 3: Application des méthodes d'analyse des risques

L'étape analyse des risques constitue le cœur de la démarche de maîtrise de risque sur laquelle nous allons nous baser pour définir les scénarios critiques qui doivent être maîtrisés, car connaître le risque auquel nous sommes confrontés permettra de s'en prémunir de son existence.

Dans ce chapitre nous allons aborder l'analyse de risque dans toute sa globalité. Il sera donc exposé tout détail sur les résultats obtenus après l'application des méthodes d'analyse (,APR, HAZOP, ADD, NÆUD de papillon) et ce, dans le but :

- D'identifier le système critique ;
- D'identifier les risques critiques ;
- D'estimer les facteurs de risque ;
- De définir les scénarios plausibles.

3.1. Identification du système critique

Durant cette étape, nous allons procéder à un découpage fonctionnel des systèmes présents dans le centre d'emplisseur 021 afin d'aller en profondeur et en détail dans l'étude préliminaire car cette étape permet de connaître tous les sous-systèmes qui entrent dans le fonctionnement du système. Ensuite nous allons déployer une APR globale pour tous les systèmes afin de déterminer lequel doit faire objet d'une étude détaillée avec des méthodes d'analyse des risques complémentaires.

3.1.1. Décomposition fonctionnelle des différents systèmes par «diagramme SADT»

La méthode SADT (Structured Analysis and Design Technic) est une méthode graphique qui démarre du général pour arriver au particulier. On va l'appliquer pour décrire le système et le décomposer et définir ses principales fonctions ainsi que les interactions entre elles .

3.1.1.1. Origine de la méthode

La SADT est une méthode développée pour Softech par Doug Ross en 1977, d'origine américaine, puis introduite en France à l'année 1982 par Michel Galinier. Elle se répandit vers la fin des années 1980 comme l'un des outils standards de description graphique d'un système complexe par analyse fonctionnelle descendante.

3.1.1.2. Représentation graphique

Une fonction est modélisée par une boîte (ou un module) qui est située dans son contexte avec d'autres boîtes et reliée par des flèches de relation. Ces flèches représentent les contraintes de liaisons entre boîtes

- **Fonction** : est caractérisée par une action sur des matières d'œuvres en entrées. La fonction globale définie par le niveau A-0.
- **Dispositif de la fonction** : est l'élément physique qui réalise la fonction.
- **Matière d'œuvre en entrée** : est la matière d'œuvre modifiée par la fonction considérée.
- **Matière d'œuvre sortante** : est la matière d'œuvre munie de sa valeur ajoutée. S'ajoute aux matières d'œuvres sortantes.
- **Données de contrôle** : elles sont les paramètres qui déclenchent ou modifient la réalisation de la fonction. Elles s'agissent de quatre catégories :
 - R : Paramètre de réglage.
 - C : Paramètre de configuration.
 - E : Données d'exploitation/consigne de fonctionnement.
 - W : Mise en énergie ou présence de matière d'œuvre.

3.1.1.3. Étapes de la création d'un modèle

Choisir le but et les objectifs d'analyse : Le principe but de l'analyse fonctionnelle SADT est de donner une description du système, le décomposer et identifier ses fonctions ainsi que les principales interactions entre elles.

Créer le contexte général et le premier actigramme de la décomposition des activités.

Au début, on crée un diagramme A-0 qui représente le contexte général et la finalité du système

Ce niveau A-0 se décompose en n modules A1, A2,...,An, qui construit le niveau A0, etc..., et à partir des données frontières du diagramme A-0.

Continuer la décomposition des activités du modèle sur quelques niveaux, Le processus de décomposition se poursuit de sorte que chaque diagramme de niveau inférieur représente et définit les sous-fonctions du système ainsi que les relations entre eux.

Avantages de SADT

SADT permet de donner une clarification et une décomposition analytique de la complexité d'un système.

- Gain du temps
- Diagramme intemporel

La décomposition fonctionnelle est une recherche des sous-systèmes fonctionnels, dans le but de faire ressortir toutes les entités qui contribuent dans le fonctionnement du système.

Les détails de tous les éléments entrant et sortant du système et du sous-système, ainsi que les équipements relatifs à chaque sous-système sont donnés en annexe 1.

Le tableau de l'annexe 1 représente les différents procédés considérés comme système présent dans le centre de maintenance. Chaque système comporte plusieurs sous-systèmes fonctionnels.

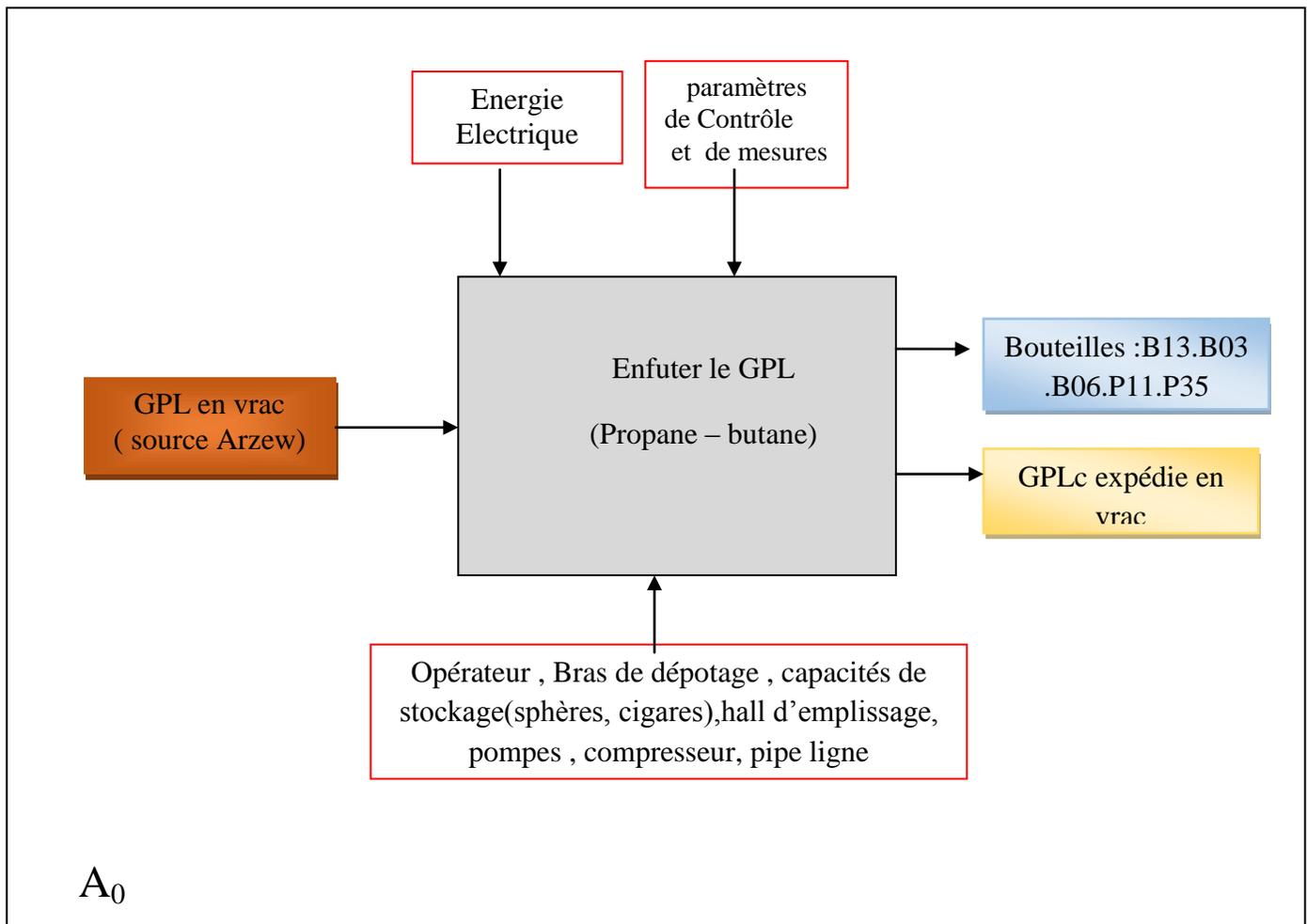


Figure 3-3: SADT d'enfutage GPL

A₀

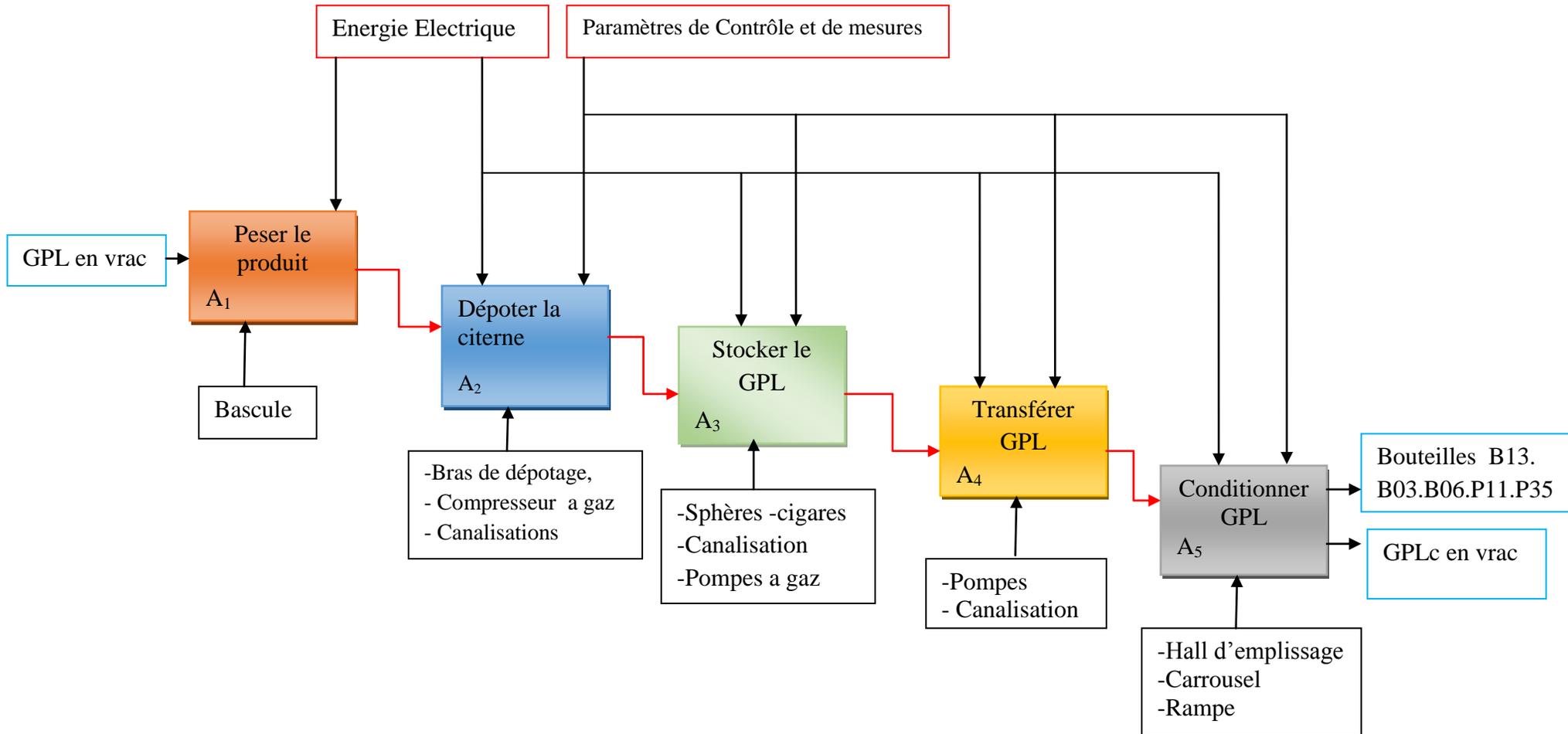


Figure 3-4 : Sous systèmes fonctionnels

A₃

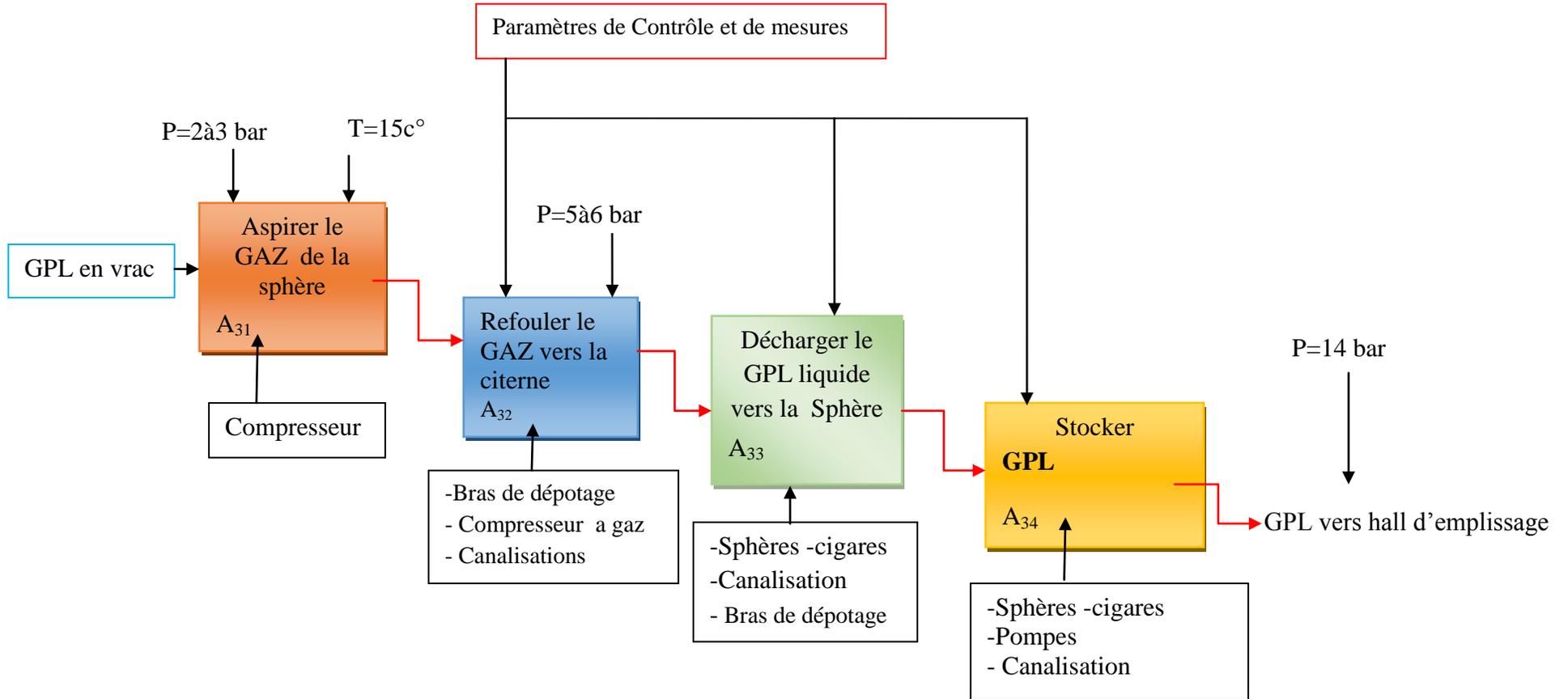


Figure 2- 5 : SADT de Stockage GPL

3.1.1.4. Décomposition fonctionnelle (équipement et composants)

Le centre CE021 est décomposé en plusieurs système et sous système selon son activités comme est indiqué sur le tableau suivant :

Tableau 3-1 : Composition fonctionnelle du CE021

N°	Système	Sous système	Equipements	Composants
1	Dépotage	Poste de déchargement /chargement	- Bras de dépotage mixte (butane – propane)	-Indicateur de pression
			- bras vrac	-soupapes
			Bras butane	-Vannes
			Canalisation	-couronne d'incendie
			- systèmes de détection	Flamme , fuite
			- réseaux incendie	Couronne
2	Stockage	Sphères ,cigares et canalisations	Deux cigares 150 M ³	Vannes de purge
			Deux sphères 1000M ³	Clapets hydraulique
			Une sphère 2000 M ³	Soupapes
			Canalisation	Q = (6 ,4,3,2)P''
			Système de contrôle des paramètres	PT< 6 bar, 15C° < TT < 45C° 15% < LT < 85%
			- systèmes de détection	Flamme , fuite
			- réseaux incendie	Couronne
3	Pomperie	Compresseurs, pompes ,et canalisation	K01,K02,K03	-vannes,
			PS1 ,PS2,PS3,PS4	-vannes différentiels
			Canalisation	-jeux de vannes -soupapes
			- systèmes de détection	Q = (4,3,2)P'' Flamme, fuite
4	Emplissage	-Deux circuits d'emplissage butane -Circuit emplissage propane	Deux carrousels, convoyeurs, palettiseurs, Détecteur d'étanchéités	48 bascules(butane)
			Bascules d'emplissage	3 bascule (propane)
			Circuit d'alimentation des bascules	Vanne, clapet anti retour, vanne différentiel
			Canalisation	Q = (3,2)P''
			- systèmes de détection	Flamme , Fuite
			réseaux incendie	Deux rampe

3.2.1 Analyse préliminaire des risques (APR)

Les échelles de cotation en probabilité et en gravité que nous avons utilisées pour le déploiement de l'APR ont été validées avec l'équipe du département HSE du CE. Les tableaux sont représentés dans l'annexe 1.

Plusieurs grilles de criticité existent dans la littérature scientifique. Nous pouvons les recensés selon les différentes approches : qualitatives, semi quantitatives, quantitatives. Ainsi, l'APR se propose d'utiliser d'avantage l'approche qualitative.

Nous avons adopté une grille de criticité à deux chiffres (probabilité et gravité), afin de cibler nos actions de maîtrise. Ce sont, également les échelles utilisées par l'INRIS dans le cadre des études de danger [18].

3.2.1.1 Hiérarchisation des risques dans la matrice de criticité

Nous avons effectué l'analyse préliminaire des risques à l'état exploitation de toutes les installations, et ce, dans le but de définir les systèmes les plus critiques.

À partir du résultat obtenu dans les tableaux d'APR données dans l'annexe 2, nous avons pu hiérarchiser les risques de chaque système dans une grille de trois niveaux distincts.

Les différentes grilles qui représentent les niveaux de tous les risques identifiés lors de l'analyse préliminaire du risque (APR) pour chaque système étudié sont données dans l'annexe 3:

3.2.1.2 Résultat de l'APR

APR nous a permis de mettre en lumière des éléments ou des situations nécessitant une attention plus particulière

Les scénarios de gravité inacceptable ont été atténués en réduisant leur probabilité d'occurrence du fait de mesure de maîtrise de risque existant. La gravité des conséquences ne peut être changée, quelque scénarios sont restés critiques comme est indiquée sur le tableau suivant :

Tableau 3-2 : Répartition des risques dans la grille de criticité

Gravité 4		R ₂₁ - R ₂₂ - R ₂₅ - R ₂₆ - R ₂₇ - R ₃₄		
Gravité 3	R ₁₁ - R ₁₂ -R ₃₂ - R ₃₃ - R ₄₁ - R ₄₂ -	R ₂₃ - R ₃₁ - R ₃₅ - R ₄₃		
Gravité 2	R ₄₄		R ₂₈ - R ₂₄ - R ₂₃	
Gravité 1				
	Fréquence 1	Fréquence 2	Fréquence 3	Fréquence 4

Le tableau 3-3 résume le pourcentage du niveau de risque selon chaque système étudié dans l'APR en fonction des niveaux de risque

Tableau 3 - 3 : Répartition des niveaux de risque

	Risque totale	Risque Acceptable	Risque Critique	Risque inacceptable
Nombres des risques	20	7	7	6
Pourcentages des risques %	100%	35%	35%	30%

Les pourcentages de chaque niveau de risque relatifs à toutes les installations étudiées dans l'APR sont donnés dans le tableau 3-3. Le résultat nous indique les installations qui présentent des risques critiques et cela même après mise en place des mesures de prévention et de protection.

Tableau 3 - 4 : Niveau du risque par rapport aux systèmes

Systemes	Risques	Risque acceptable %	Risque critique %	Risque inacceptable %
Dépotage du produit		66,66	33,33	0
Stockage et canalisation.		0	37.5	62.50
Transfert vers hall d'emplissage		40	40	20
Emplissage et ré-epreuve des bouteilles.		75	25	0

- Interprétation des résultats de l'APR

Selon le résultat de la répartition des risques critiques présents dans chaque installation étudiée par l'APR. Nous remarquons que la zone de stockage (sphère et cigare) représente plus de la moitié des risques critiques enregistrés avec 62,50% et cela s'explique par rapport au produit stocké sous pression et qui représente un combustible très inflammable, la sphère et le cigare sont les équipements critique de l'installation du centre

Ainsi que ces résultats ont montrés que la plupart des risques critique inacceptable ont comme cause la fuite, ces fuites étudiées se sont produites a cause d'une augmentation de pression sur les réservoirs de stockage et sur leur accessoires (vannes, instruments, soupapes, etc.).

Elle a montrée aussi que la perte de confinement et la rupture du réservoir sont les conséquences communes entre les scénarios déterminé et qu'elles peuvent conduire à une catastrophe, et que les causes de survenances de ce dernier est reparti sur deux groupes de causes :

- ✓ Agressions externes,
- ✓ Erreurs opératoires
- ✓ Défaillances des équipements
- ✓ Défaillances mécaniques.
- ✓ Défaillances sur des soupapes
- ✓ les premières causes de fuites provenant des accessoires
- ✓ Les vannes et les piquages sont ensuite mis en cause

Et sur la nature du produit stocké et la variation de ces paramètres physiques car les Gaz de Pétrole Liquéfiés (appellation courante du butane, du propane et de leurs mélanges) ,cette appellation « GPL » est réservée à ces deux produits car ce sont des substances gazeuses à 15°C, liquéfiables à faible pression (entre 1,7 et 7,5bar).

Ces deux substances sont inflammables et ont une classification harmonisée , cette classification s'appuie sur leurs limites d'inflammabilité inférieures et supérieures :

- ✓ pour le butane : comprises entre 1,8% et 8,8% à 20°C ;
- ✓ pour le propane : comprises entre 2,4% et 9,3% à 20°C.

la totalité des accidents étudiés montre que les principales causes de survenance d'un phénomène dangereux résultent d'une augmentation de pression provoquant une fuite (au niveau d'un équipement de l'installation ou d'un équipement relié au réservoir),

pour mieux comprendre cette variation et son effet sur la survenance des accidents il nous a conduit à appliquer des méthodes d'analyses de risque complémentaires comme la méthode HAZOP , afin d'identifier les scénarios les plus critiques et comprendre leurs causes d'apparition au niveau du système le plus critique (sphère de stockage) .

3.2. Définition du système critique : sphère de stockage

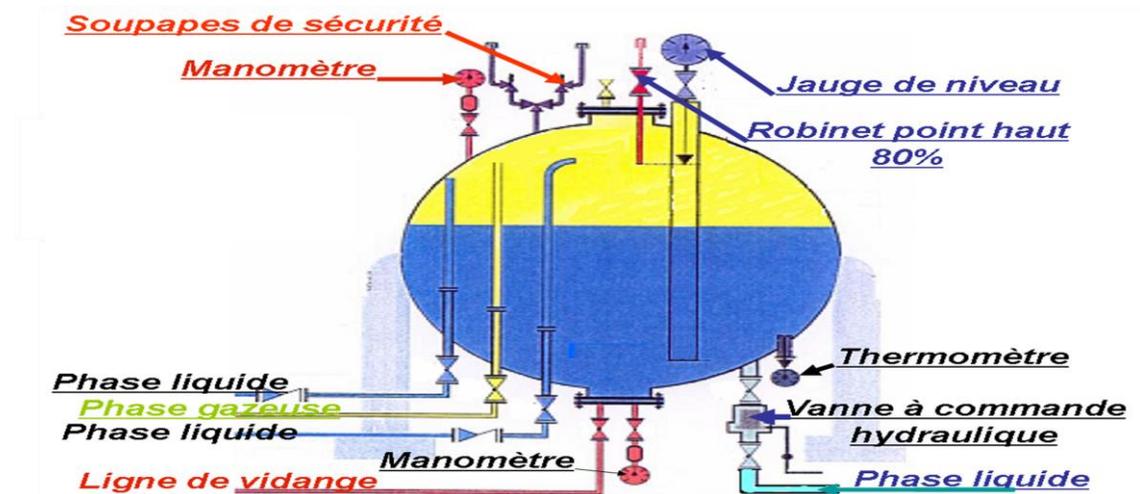


Figure 3- 6: Image d'une sphère avec accessoires

3.3. Analyse fonctionnelle de la sphere

Nous avons décomposé la sphere de stockage GPL pour mieux comprendre son fonctionnement et afin de faciliter l'analyse de son dysfonctionnement par d'autres méthodes .

Tableau 3 - 5 : Equipement et composantes de la sphere

Système	Sous système	Equipement	Composant entité
Sphere	Circuit d'alimentation	Pompe de transfert de GPL vers hall d'emplissage	Pompes PS01-PS02 -PS03-PS04
		Vanne d'alimentation et régulation débit	Vanne
		Canalisation de GPL	Conduite Q=(2-3-4-6)'' selon la phase du produit
	Stockage	Spheres de 2000 m ³ remplis à 80%	Sphere en acier
			Vanne de purge
			Clapet hydraulique
	Contrôle des paramètres	Circuit de régulation Pression- niveau- température	Indicateur de pression PT
			Soupape de sécurité PSV
			Indicateur transmetteur de niveau LT
			Indicateur de température TT

3.4. Identification et estimation des facteurs de risque

L'APR ayant montré que l'installation présentant plus de risque critique au niveau de la zone de stockage et précisément la sphere de stockage, l'appel à la méthode HAZOP s'avère nécessaire pour compléter l'analyse.

3.4.1. Résultat de la HAZOP

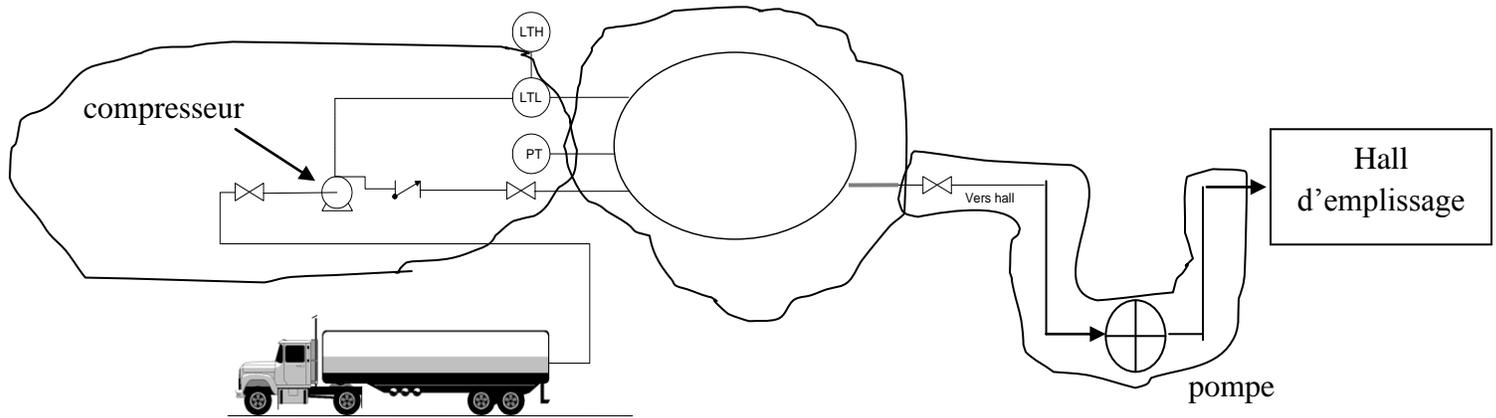


Figure 3 - 7 : Schéma de nœud utilisé dans la Méthodes HAZOP

L'étude HAZOP nous a permis d'identifier les différentes dérives qui peuvent exister lors des trois phases de manipulation des GPL (remplissage, stockage, expédition vers le hall) et qui engendrent des accidents plus ou moins graves. qui ont pour origine différentes causes directes ou même indirectes, provoquant des conséquences importantes, dont des pertes humaines et économiques. Les résultats obtenus des niveaux d'acceptabilités sont illustrés dans la figure 3-8

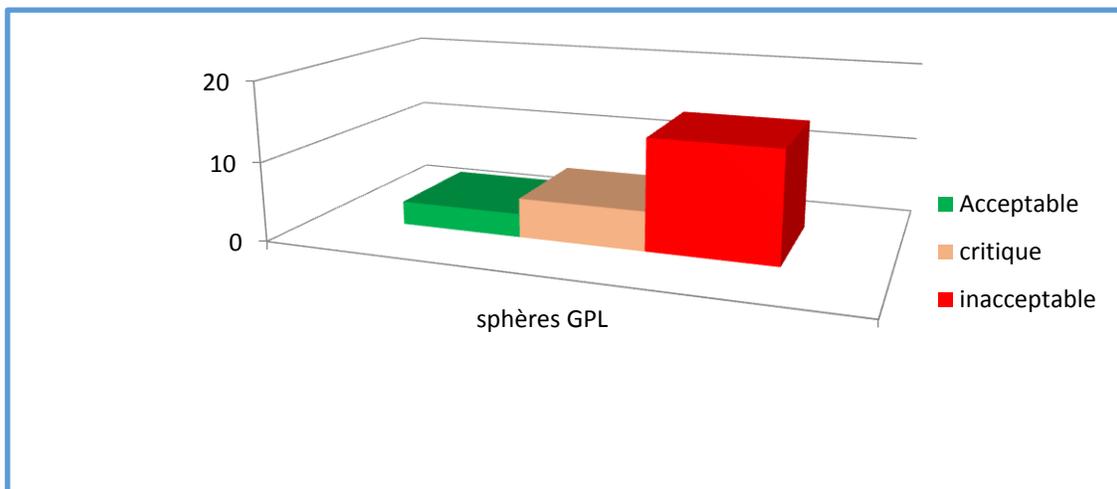


Figure 3- 8 : Niveaux d'acceptabilités

Le tableau 3-6 nous donne le pourcentage de chaque niveau de risque présent dans la sphère.

Tableau 3 - 6 : Pourcentage de chaque niveau de dérive

pourcentage / Gravité	Nombres des dérives	Pourcentages des risques %
Dérive totale	36	100
Dérive acceptable	6	16,66
Dérive Critique	10	27,77
Dérive inacceptable	20	55,57

Le tableau 3-7 : nous donne le pourcentage des dérives par apport au paramètre

Tableau 3 - 7 : Pourcentage de des dérives inacceptable par apport au paramètre

pourcentage / Paramètre	Nombres des dérives	Pourcentages des risques %
Dérive totale	20	100 %
Température	2	10,00 %
Niveau	6	30,00 %
Pression	10	50,00 %
Débit	2	10,00 %

✓ **Interprétation des résultats**

Nous remarquons que les dérives inacceptables enregistré présentent 55,57% des dérives totale et plus de 50,00% des dérives inacceptable sont liés au variation de la pression, qui a était la cause de survenance de deux principaux événement qui sont la perte de confinement et la rupture instantané de la sphère causé par la surpression.

La plupart des fuites étudiées se sont produites sur le réservoir lui-même et sur les accessoires (vannes, instruments, soupapes, etc.).

Parmi les accidents qui se sont produites sur les réservoirs, les causes les plus courantes sont, par ordre décroissant, les agressions externes, les erreurs opératoires et les défaillances mécaniques.

Les défaillances sur des soupapes sont les premières causes de fuites provenant des accessoires. Les vannes et les piquages sont ensuite mis en cause.

Cette section nous a permis à partir de la première étape d'analyse (APR), d'identifier les événements redoutés et les zones les plus critiques du C.E 021, qui sont : la fuite et la rupture dans les sphères de stockage, par ailleurs nous avons constaté dans la deuxième étape, lors de l'emploi de la méthode HAZOP, que la majorité des scénarios ont pour causes perte de confinement au niveau des sphères de stockage et qu'ils sont toujours suivis par d'autres phénomènes dangereux.

De ce fait, nous avons été amené à appliquer la méthode d'arbres de défaillance AdD sur l'événement redouté pour regrouper l'ensemble des événements initiateurs ainsi que leurs combinaisons qui sont responsables sur l'apparition des événements redoutés centraux et qui sont la cause du phénomène dangereux et cela a été possible en analysant les causes et les événements initiateurs des méthodes utilisés précédemment.

On a jugé que les événements redouté central responsables et qui sont causes d'apparition des accidents majeurs sont :

- ✓ perte de confinement sur réservoir
- ✓ perte de confinement sur pompes ou compresseur
- ✓ fuite sur vanne de réservoir
- ✓ fuite sur bride d'une vanne
- ✓ fuite sur tuyauterie

3.4.2. Arbre de défaillance (AdD)

Nous utilisons les modes de défaillance qui ont pour causes l'apparition des événements redoutés identifiées dans l'APR pour l'élaboration de l'arbre de défaillance pour chaque événement non souhaité retenu avec une plus grande criticité.

La probabilité de défaillance est calculée pour chaque évènement non souhaité dans le but de faire apparaître les évènements les plus probables par le guide source :

(DRA 71 - Panorama des sources de données utilisées dans les analyses quantitatives des risques rapport DRA-12-124789-07543A, INERIS, 2012). Source INIRIS

Dans ce contexte, les valeurs proposées dans ce guide sont à utiliser avec précaution en tant que valeurs indicatives permettant d'alimenter une analyse critique constructive de valeurs obtenues à partir d'un retour d'expérience, d'avis d'experts, de groupes de travail et d'analyses qualitatives.

Pour chaque équipement considéré, sont présentés des intervalles de classes de fréquences de perte de confinement. Ces intervalles sont issus de l'analyse d'une vingtaine de sources de données différentes.

Les intervalles de classes de fréquence de perte de confinement et rupture utilisent l'échelle suivante :

Formule de base : $F_x = 10^{-(x+1)} / an < \text{fréquence} < 10^{-x} / an$

Tableau 3 - 8 : Intervalles de fréquence de perte

Fréquence	intervalles	Valeur de probabilité
F₁	$10^{-2} / \text{an} < \text{fréquence} < 10^{-1} / \text{an}$	1 fois tout les 10 à 100 an
F₂	$10^{-3} / \text{an} < \text{fréquence} < 10^{-2} / \text{an}$	1 fois tout les 100 à 1000 an
F₃	$10^{-4} / \text{an} < \text{fréquence} < 10^{-3} / \text{an}$	1 fois tout les 1000 à 10000 an

Tableau 3 - 9 : Fréquence de perte au niveau des équipements

Equipement	Fréquence de probabilité	
	Rupture	Fuite
Réservoir	$F_4 - F_5$	
Vanne réservoir		$F_4 - F_5$
Tuyauterie	$F_4 - F_5$	$F_3 - F_6$
Vanne tuyauterie		$F_2 - F_3$
Bride		$F_3 - F_5$
Pompes	$F_3 - F_4$	$F_2 - F_6$
Compresseur	$F_2 - F_4$	$F_2 - F_4$

Nous avons remarquer que la probabilités d'occurrence des évènements redoutés centrales(ER_C) sont donnés dans une plage de valeur et pour cela nous avons choisis une valeur moyenne a titre indicative .

Les Arbres de défaillances sont représentés dans les figures 3-12 à 3-17 en annexe 5 :

- 1^{ere} perte de confinement réservoir ;
- 2^{eme} perte de confinement pompe ;
- 3^{éme} fuite sur bride ;
- 4^{éme} fuite vanne d'une tuyauterie ;
- 5^{éme} fuite vanne de sphère ;
- 6^{éme} fuite sur tuyauterie relie a la sphère.

Interprétation des résultats (AdD)

D'après les arbres de défaillances réalisés pour chaque événement non souhaité, nous concluons que tous les événements sont liés à la fuite et qui ont des probabilités très proches et pour cette raison nous allons nous intéresser plus à l'événement redouté central qui est la perte de confinement du réservoir avec une probabilité de $0,5 \times 10^{-4}$ dans la suite de l'étude.

3.4.3. Arbre d'évènement (AdE)

Suite à un ERC choisi de type rejet de produit inflammable, plusieurs phénomènes dangereux sont susceptibles de se produire :

- ✓ le jet enflammé ou le feu de nappe ;
- ✓ le BLEVE ;
- ✓ la dispersion atmosphérique ;
- ✓ le VCE ou l'UVCE ;
- ✓ le flash fire ;
- ✓ la boule de feu.

Pour pouvoir quantifier l'occurrence de certains de ces phénomènes, il est nécessaire de distinguer l'inflammation immédiate de l'inflammation retardée

L'inflammation de la fuite au près d'une source d'ignition, peut se produire:

Soit immédiatement: il y a alors création de feu de nappe.

Soit de manière retardée: dans ce cas, la fuite peut conduire à :

- ✓ Un UVCE (Unconfined Vapour Cloud Explosion)
- ✓ flash fire (feu éclair)
- ✓ Dans le cas où le nuage ne rencontre aucune source d'ignition, la fuite conduit au phénomène de dispersion atmosphérique.

Les principales causes d'une fuite

À l'aide des données obtenues dans les arbres de défaillances élaborés, on a tiré quatre causes qui se répètent à chaque fois et qui peuvent conduire à une fuite :

- ✓ Agression externe et interne tel que la corrosion et choc mécanique ;
- ✓ Défaillance mécanique ;
- ✓ Erreur Humaine et opératoire : puisque la majorité des activités se fait manuellement, le système n'est pas automatisé à la gestion de l'opération. On cite à titre d'exemple l'opérateur qui peut oublier facilement d'ouvrir ou de fermer une vanne lors des opérations de maintenance ou de purge ;
- ✓ Suppression due à un sur-emplissage ou effet dominos et défaillances des équipements de sécurité (soupape, détecteur de pressionetc.)

Dans ce schéma on représente un regroupement des phénomènes dangereux et leurs causes initiatrices

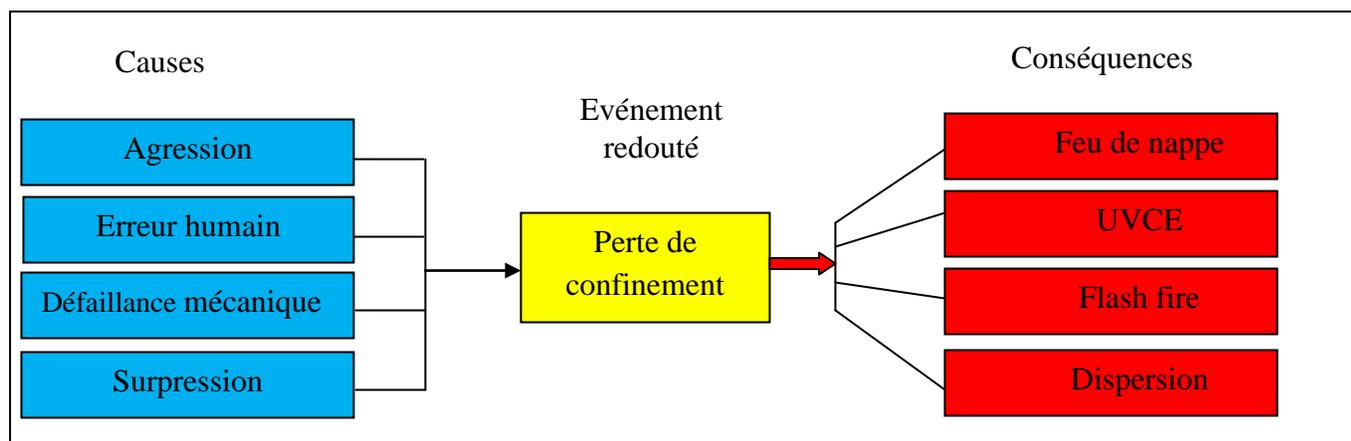


Figure 3 - 9: Phénomène dangereux et leurs causes

L'AdE permet de montrer la succession d'événements secondaires qui peuvent mener à un phénomène dangereux. Cette méthode permet de calculer la probabilité d'apparition des phénomènes dangereux.

Probabilité d'inflammation

Toute inflammation qui n'est pas immédiate (au sens propre) est dite retardée. Il faut cependant faire attention lors de l'utilisation de la probabilité d'inflammation retardée lors de la quantification. En effet, inflammation immédiate et retardée ne sont pas des événements indépendants mais consécutifs, l'inflammation retardée ne pouvant se produire que si l'inflammation immédiate n'a pas eu lieu.

L'inflammation immédiate, l'inflammation retardée est essentiellement gouvernée par les caractéristiques de l'environnement du rejet, en particulier le nombre et le type de sources d'inflammation présentes dans la zone d'inflammabilité du rejet, et par l'efficacité de ces sources d'inflammation. Les caractéristiques du produit sont bien sûr, comme pour l'inflammation immédiate, des paramètres à prendre en compte.

Le tableau suivant représente des probabilités d'inflammation instantané recommandées par le « purple book » :

Tableau 3 - 10 : Probabilité d'ignition instantané

source		Probabilité selon la substances		
Continué	Instantané	Liquide	Gaz(faible réactivité)	Gaz (moyenne/fort réactivité)
< 10 kg/s	<1000 kg	0,065	0,02	0,2
10-100 kg/s	1000-10000 kg/s	0,065	0,04	0,5
> 100 kg/s	> 10000 kg/s	0,065	0,09	0,7

On remarque que pour les liquides quelques soit la quantité de rejet la probabilité d'inflammation instantané est la même 0,065

Pour le rejet en phase gazeux la probabilité varie selon la quantité et réactivité du gaz , pour notre cas le butane est considéré comme un gaz moyenne réactivité , et on va choisir pour notre calcul la probabilité qui correspond a une quantité inférieure a 10 kg /s pour un rejet continue ou <1000 kg pour un rejet instantané

Probabilité d'ignition retardé

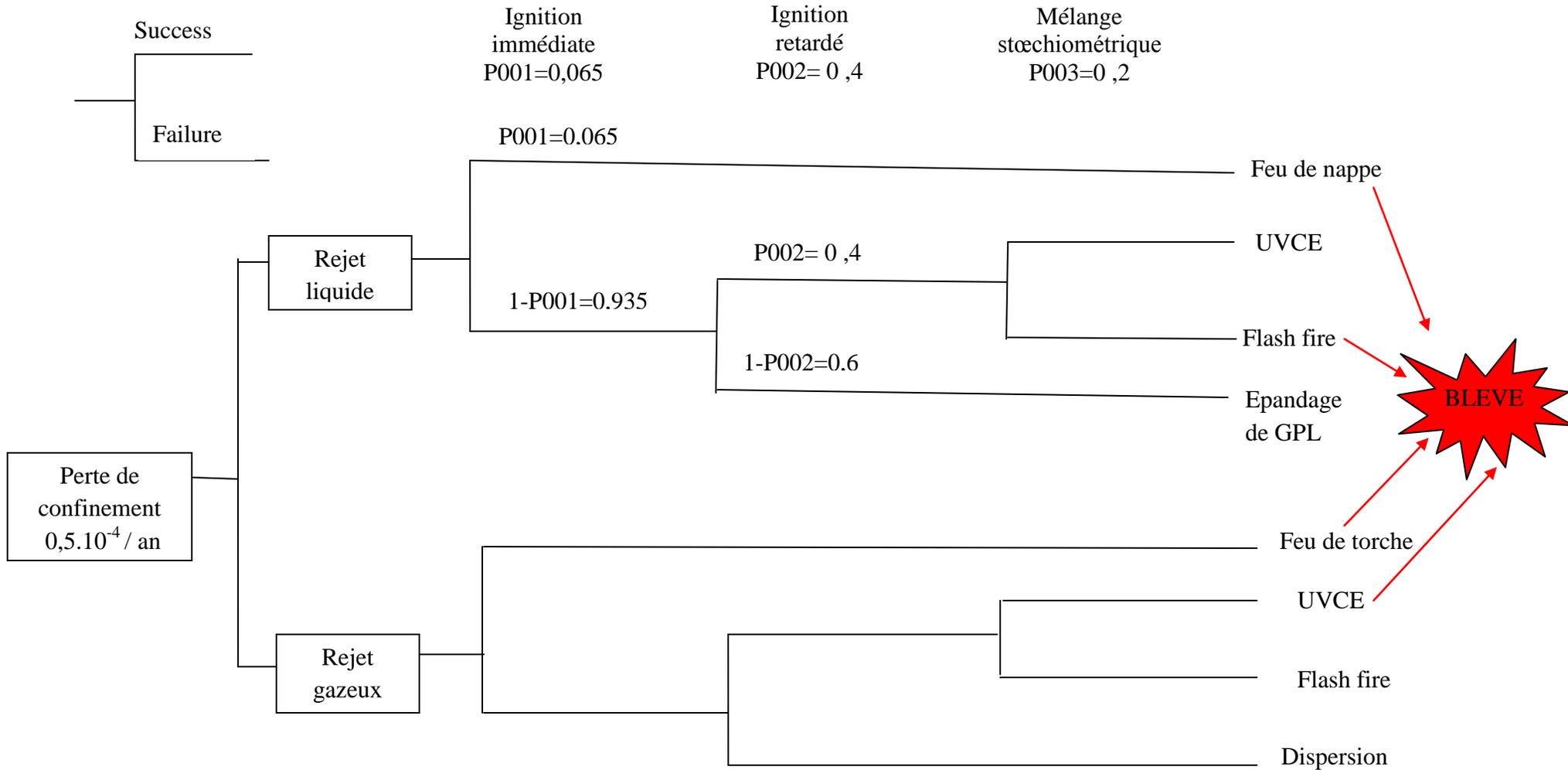
Le tableau (3-11) suivant représente les probabilités d'ignition en une minute cité dans (Purple book) avec un ajustement relative aux sources qui existent dans le site et son environnement

Tableau 3 - 11 : Source de probabilité d'ignition retardé (temps estimé 1 minute)

Source	Probabilité d'ignition
Source Ponctuelle	
Véhicule	0,3
Compresseur à l'extérieur	0,4
Pompe à l'extérieur	0,4
Source Linéaire	
Route	0,06
Chemin de fer	0,011
Source de population	
Résidentiel	0,01 par personne
Force (employées)	0,01 par personne
Le personnel existe dans l'entreprise avec les différentes catégories est environ 40 personne	

Analyse des accidents et les avis d'experts a montré que la **négligence humain** dans l'application des mesures de sécurité est la source principale des ignitions d'inflammabilité dans un site industriel et qu' une zone « classée ATEX » signifie qu'une étude spécifique a été réalisée et que du matériel adapté a été mis en place ; pour cela on l'a pris comme choix pour notre calcul de probabilité d'apparition des phénomènes dangereux.

Application de l'arbre d'événement pour la perte de confinement



Le calcul de la probabilité d'apparition des phénomènes dangereux pour la perte de confinement :

✓ **Rejet liquide**

$$P(\text{Feu de nappe}) = (0,5 \times 10^{-4}) \times P001 = 0,032 \times 10^{-4}$$

$$P(\text{UVCE}) = (0,5 \times 10^{-4}) \times (1-P001) \times P002 \times P003 = 0,935 \times 0,4 \times 0,2 = 0,038 \times 10^{-4}$$

$$P(\text{Flash fire}) = (0,5 \times 10^{-4}) \times (1-P001) \times P002 \times (1-P003) = 0,935 \times 0,6 \times 0,8 = 0,224 \times 10^{-4}$$

$$P(\text{Epanchage du GPL}) = (0,5 \times 10^{-4}) \times (1-P001) \times (1-P002) = 0,935 \times 0,6 = 0,28 \times 10^{-4}$$

✓ **Rejet gazeux**

$$P(\text{Feu de torche}) = 0,1 \times 10^{-4}$$

$$P(\text{UVCE}) = 0,032 \times 10^{-4}$$

$$P(\text{flash fire}) = 0,128 \times 10^{-4}$$

$$P(\text{dispersion}) = 0,24 \times 10^{-4}$$

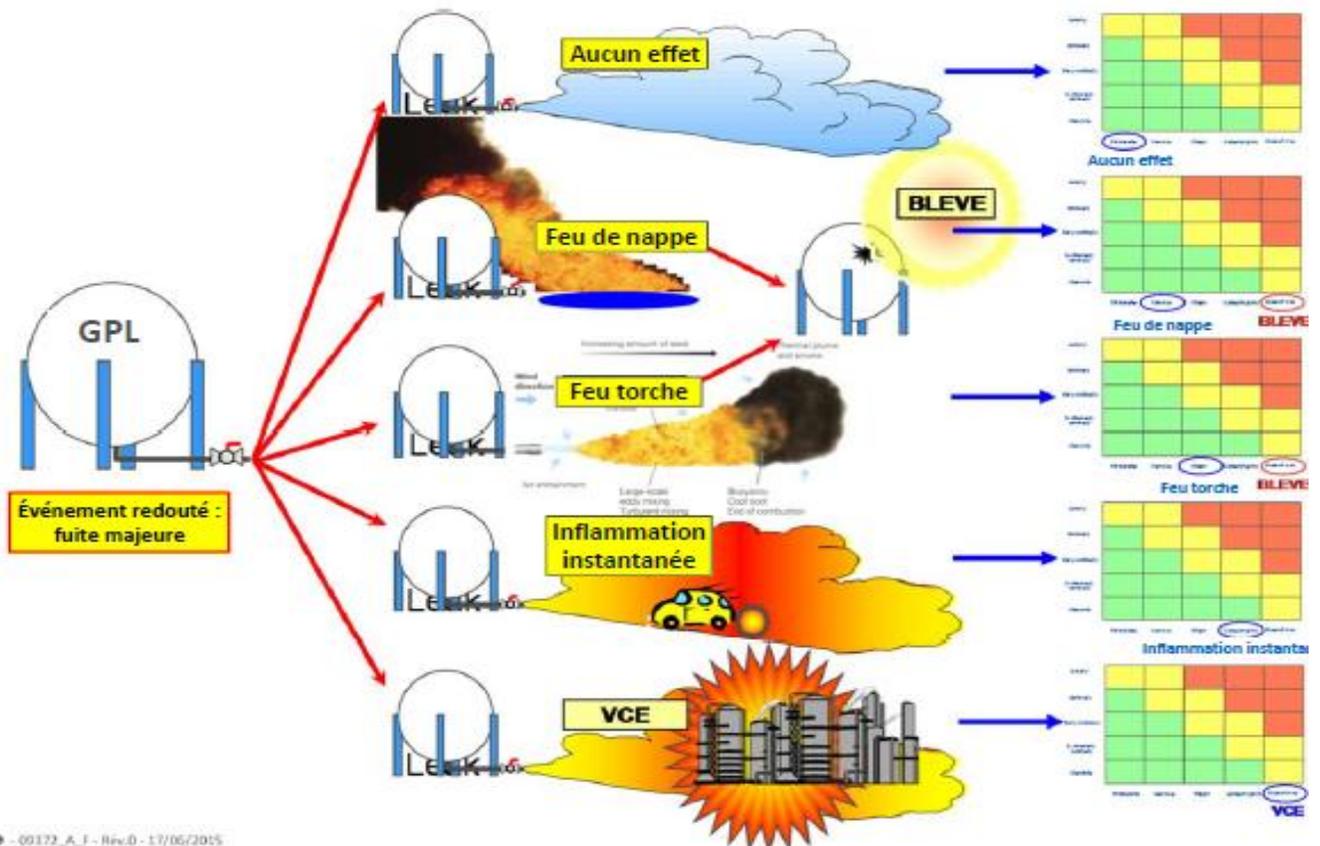


Figure 3-10: Les différents phénomènes dangereux

Interprétation des résultats

Après calcul des probabilités d'apparition des phénomènes dangereux de l'évènement non souhaité retenu pour la méthode ADE, nous avons obtenu deux phénomènes les plus probables qui sont l'épandage du GPL et la dispersion atmosphérique du gaz, alors que les phénomènes dangereux et qui présentent une gravité majeure c'est UVCE (explosion), feu de nappe et feu de torche et qui sont la cause d'un BLEVE, car ils sont considérés des effets dominos provoquant un excès de pression interne ou une agression externe de l'enveloppe du réservoir.

3.4.4. Définition des scénarios plausibles générés d'une perte de confinement (fuite)

Chaque chemin du nœud – papillon à partir d'un événement déclencheur particulier (ou cause) jusqu'à l'évènement redouté central et de cet événement jusqu'à sa conséquence particulière représente un scénario d'accident.

À l'aide de la méthode nœud papillon, nous schématisons les scénarios relatifs aux évènements non souhaités sur lesquels un arbre de défaillance et un arbre d'évènement sont établis.

Les figures 3-18 à 3-29 présentent la schématisation du scénario suivant le Nœud Papillon de perte de confinement au niveau du réservoir (Annexe 6)

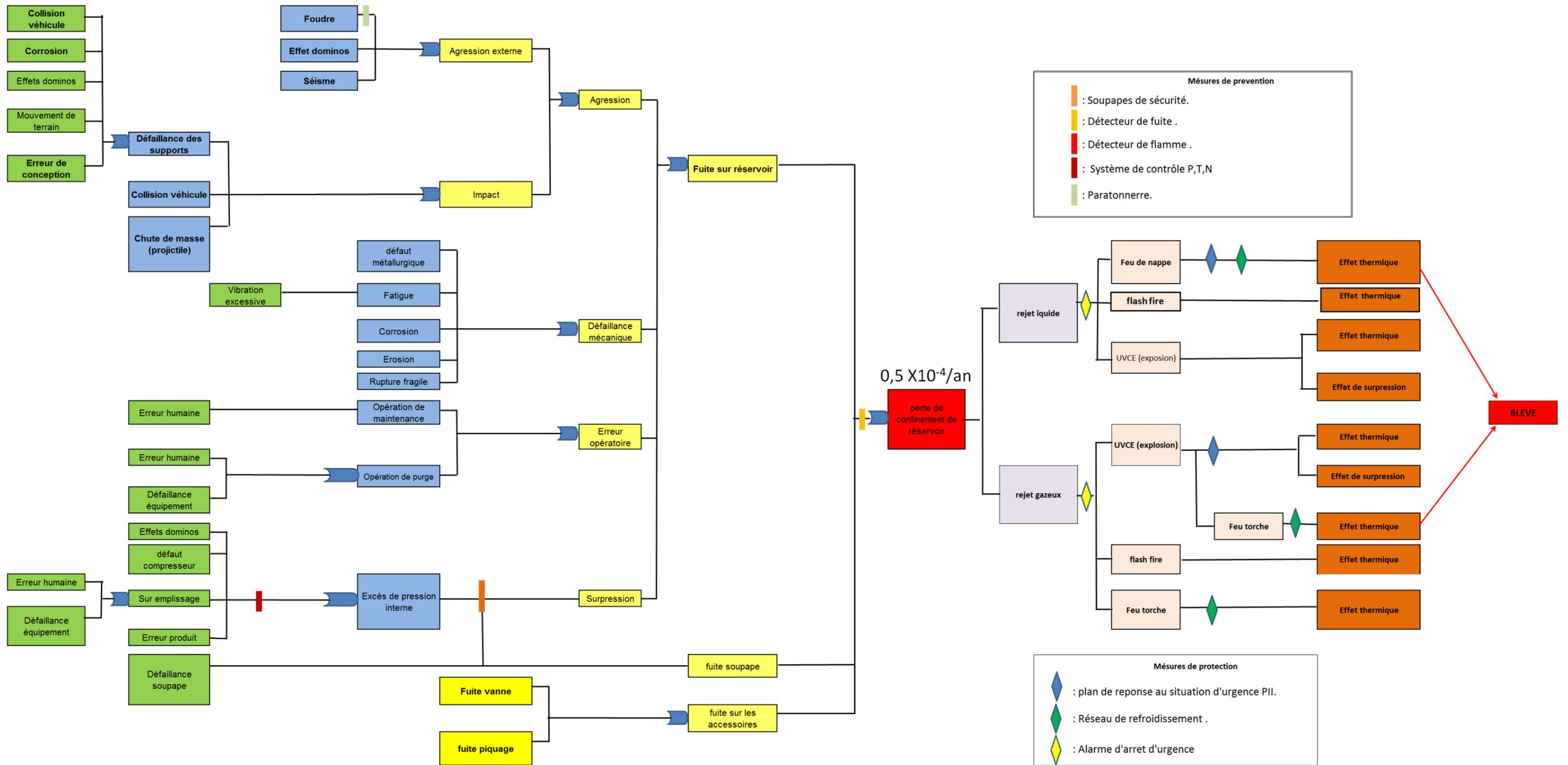


Figure 3- 11 :Nœud papillon pour l'évènement perte de confinement du réservoir

Nous remarquons que le nœud papillons nous a permis de visualiser clairement l'enchaînement possible d'apparition des phénomènes dangereux à partir de l'événement redouté (Fuite) et de leur causes avec les mesures de sécurité (prévention et protection) existantes et de schématisé 12 scénarios par la logique arborescente (Annexe 6) en présence d'une surpression et une source d'inflammation sont enregistré dans le tableau 3- 12

Tableau 3 - 12 : Scénarios des accidents

N° Scénarios	Cause	ER _C	Conséquence
01	Surpression et blocage ou faible débits des soupapes	Perte de confinement	Feu de torche ou UVCE → BLEVE
02	Surpression avec corrosion ou usure de la canalisation	Rupture de la canalisation et perte de confinement	Formation d'un nuage UVCE → BLEVE
03	Surpression avec corrosion ou usure de la vanne d'alimentation	Rupture de la vanne et Fuite	Feu de gaz → BLEVE
04	Surpression a cause de la fermeture intempestive de la vanne	Rupture de la vanne et Fuite	Formation nuage gazeux UVCE → BLEVE
05	Surpression a cause de la fermeture intempestive de la vanne	Rupture de la vanne	feu de torche
06	Usure d'un joint sur bride	Fuite	Feu de gaz → BLEVE
07	Sur emplissage a Cause de la défaillance de la pompe provoquant une surpression	Perte de confinement	Formation nuage gazeux UVCE → BLEVE
08	Surpression a cause d'inversion du produit	Perte de confinement	Formation nuage gazeux UVCE → BLEVE
09	Erreur humain, niveau du liquide très bas	Rupture de la pompe	Feu de gaz
10	Flux thermique , faible débit ou blocage des soupapes	Surpression dans la sphère	Eclatement de la sphère → BLEVE
11	Effondrement due a la Corrosion /usure des pieds de la sphère	Epanchage du GPL	Feu de nappe
12	Mauvaise formation des opérateurs	Négligence	Accidents et la panique

Les principaux résultats obtenus dans ce chapitre sont :

- ✓ L'évènement non souhaité le plus probable : perte de confinement du réservoir , ou la fuite
- ✓ Le phénomène dangereux: UVCE et Feu de torche ;
- ✓ La visualisation de 12 scénarios par la logique arborescente ;

Ce résultat est insuffisant pour estimer notre risque car il nous fournit seulement les fréquences sans aucune information sur les gravités. Le prochain chapitre sera consacré à l'étude de la gravité du phénomène le plus probable et sera dédié à la modélisation et à la simulation des effets de l' explosion .

Chapitre 4

MODELISATION DES EFFETS ET EVALUATION DES RISQUES

Chapitre 4 : Modélisation des effets et simulation

Les effets d'un phénomène dangereux se propagent sur le long de l'étendue en détruisant tout ce qui se trouve sur le chemin. Les conséquences de ces effets sont parfois destructives pour les structures et mortelles pour les personnes. Pour cela il est primordial de connaître les effets qui pourraient être émis par un phénomène dangereux généré par une installation afin de mettre en place des mesures adéquates pour s'en prévenir.

Dans le présent chapitre nous allons utiliser le logiciel PHAST pour modéliser les effets du phénomène dangereux retenu dans le chapitre précédent qui est UVCE suivi d'un BLEVE

4.1 Sélection du phénomène dangereux

Du fait du caractère très inflammable du GPL, les phénomènes accidentels les plus probables sont des explosions et/ou des incendies. Ces accidents ont tous une cinétique rapide, c'est-à-dire qu'ils surviennent et se développent instantanément.

Tous les stockages de gaz liquéfiés sous pression sont susceptibles d'être le siège de phénomène d'explosion de type BLEVE comme nous l'avons bien constaté lors de l'étude détaillée de l'analyse des risques et la schématisation des scénarios .

Pour étudier ce phénomène là, nous allons modéliser ces effets à l'aide du logiciel PHAST et des modèles mathématiques pour pouvoir comparé entre les deux résultats et prendre les distances d'effets les plus grandes pour des fins de haut niveau de sécurité.

De ce fait, nous allons dans ce qui suit décrire ce phénomène avant de le modéliser pour recenser sa gravité à partir des distances atteintes par les flux dégagés lors de l'éclatement des sphères .

4.1.1. Rappel théorique du phénomène « BLEVE »

Une explosion est un type de combustion ou de surpression violente qui met en œuvre des réactions chimiques et des phénomènes dynamiques inhérents aux écoulements de fluide. Elle se crée une expansion rapide du mélange accompagnée de phénomènes soniques.

Donc, c'est une évolution rapide d'un système avec libération d'énergie qui peut avoir une origine physique ou chimique avec production d'effets mécaniques et/ou thermiques.

On distingue deux types d'explosion qui génèrent une énergie d'origine physique :

- la rupture d'un récipient pressurisé par un gaz (BLEVE Froid) ;
- la vaporisation brutale d'un liquide surchauffé (BLEVE Chaud).

Le type d'explosion correspondant à une énergie libérée d'origine chimique :

- l'explosion d'une ATEX, atmosphère explosive (UVCE) ;

4.1.2. Description du BLEVE

Le BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion) ou explosion de vapeur en expansion par ébullition d'un liquide est le scénario d'accident majeur le plus redouté pour les réservoirs de gaz liquéfiés. Il peut-être défini comme la vaporisation violente à caractère explosif consécutive à la rupture d'un réservoir contenant un liquide à une température significativement supérieure à sa température d'ébullition à la pression atmosphérique [19].

Tous les stockages de gaz liquéfiés sous pression sont susceptibles d'être le siège d'un BLEVE. En effet, le BLEVE est associé avant tout à un changement d'état à caractère explosif, et non à une réaction de combustion. Aussi, il n'est pas nécessaire que le produit concerné soit inflammable pour parler de BLEVE.

Les effets d'un BLEVE sur l'environnement se manifestent généralement de trois manières :

- **Effets de surpression** : propagation d'une onde de choc ;
- **Effets missiles** : projection de fragments à des distances parfois très importantes ;
- **Effets thermiques** : dans le cas d'un BLEVE de gaz liquéfié inflammable, rayonnement de la boule de feu.

Les principales causes d'un BLEVE qui ont été identifiées, dont deux sont liées à des agressions externes :

- **Agression mécanique** : Un réservoir ayant subi une corrosion est plus faible qu'un réservoir neuf, il suffit que la température excède les 35°C pour qu'elle survienne ;
- **Agression thermique** : le feu de torche, feu de nappe ou hausse de la température durant l'été peut causer un "BLEVE" si le réservoir de GPL est mal entretenu ;
- **Sur -remplissage du réservoir**

Il y'a deux types de BLEVE :

La théorie du BLEVE fait appel à la notion de température limite de surchauffe (TLS). Considérons, comme la figure (4-1) le montre, le point A d'un gaz pur à l'équilibre thermodynamique qui passe au point B à travers la courbe de vapeur saturante lorsqu'on lui fournit de la chaleur.

Par dépressurisation brutale, le point B passe au point E en restant, au moins momentanément, surchauffé, à l'état liquide avant de se vaporiser plus ou moins rapidement. En revanche, un gaz dont l'état est représenté par le point C de la courbe de tension de vapeur saturante, qui est dépressurisé brutalement à la pression atmosphérique (point D) subit une vaporisation homogène, rapide et totale à caractère explosif, car il ne peut subsister à l'état liquide à une température supérieure à sa température limite de surchauffe [20].

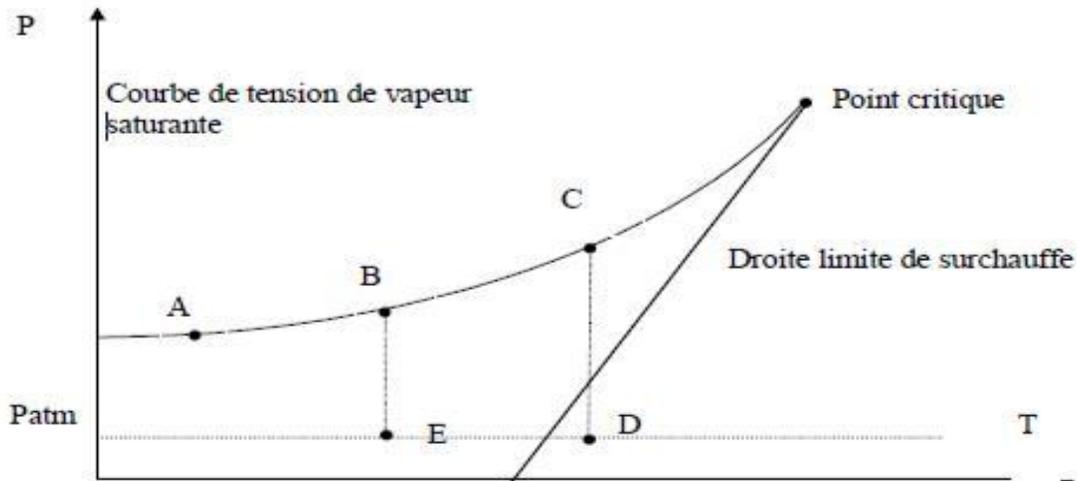


Figure 4 - 1: Température limite de surchauffe en fonction de la pression

La notion de BLEVE froid ou chaud se réfère uniquement à la température limite de surchauffe (TLS) du produit :

- la transformation B-E, qui se produit en dessous de la température limite de surchauffe à pression atmosphérique, est généralement appelée « BLEVE froid ».
- la transformation C-D, qui se produit au-dessus de la température limite de surchauffe à pression atmosphérique, est généralement appelée « BLEVE chaud ».

Pour la pratique, la formule de Reid établie à partir de l'équation d'état de Redlich-Kwung donne la température limite de surchauffe à la pression atmosphérique en fonction de la température critique du produit : $TLS = 0,895.T_c$ (K).

4.1.2.1. BLEVE Froid

Le BLEVE se produit avec un réservoir qui contient un liquide sous pression, liquide qui, s'il n'était pas sous pression, serait à l'état gazeux ; le réservoir n'est jamais complètement rempli, il y a un «ciel gazeux» qui maintient cette pression.

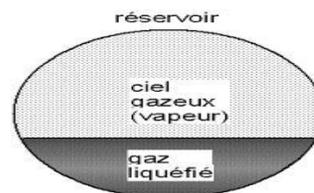


Figure 4 - 2 : Réservoir rempli d'un gaz liquéfié avec un ciel gazeux sous pression

Le BLEVE froid survient lorsque le réservoir qui contient le liquide se rompt à cause d'un choc, à une mauvaise manipulation, ou à une fragilisation.

Lorsqu' une fissure se crée, la pression de l'air, qui était à pression atmosphérique, passe brusquement à la pression du réservoir, il y a donc une première onde de surpression, un «bang». Puis, le gaz s'échappe par cette fissure, sous la forme d'un jet. La pression baisse donc rapidement dans le réservoir, le liquide se met à bouillir, non pas sous l'effet de la chaleur, mais sous l'effet de la chute de pression. Puisque le liquide bout, il se transforme rapidement en gaz, et la pression augmente de manière très importante dans le réservoir. Cette pressurisation catastrophique provoque la propagation de la fissure puis la rupture totale du réservoir avec une deuxième onde de surpression, c'est le BLEVE froid [4].

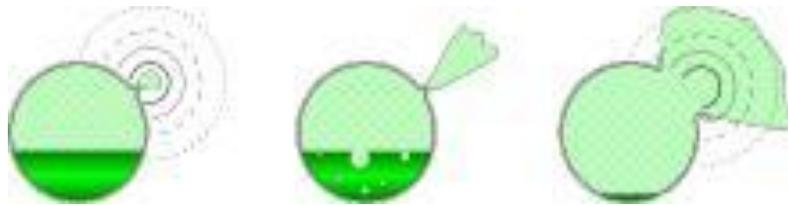


Figure 4 - 3 : Différents ondes de pression

4.1.2.2. BLEVE Chaud

Dans les cas les plus graves, la rupture du réservoir est due à un échauffement par un feu extérieur. Sous l'effet de la chaleur, le liquide dans le réservoir se met à bouillir, la pression dans le réservoir augmente ; le gaz s'échappe alors par une soupape de sécurité (qui joue le rôle d'une fissure permettant de retarder l'accident et de laisser plus de temps aux secours pour évacuer et combattre le sinistre), pouvant produire à cette occasion un jet de feu. Par conséquence, le niveau du liquide baisse dans le réservoir.

Comme le gaz conduit moins la chaleur que le liquide, la partie de la paroi du réservoir qui se trouve au-dessus du liquide s'échauffe de manière très importante tandis que dans la partie basse, la chaleur de la paroi est évacuée de l'autre coté par la convection du liquide. La paroi surchauffée s'affaiblit, puis finit par se rompre en provoquant l'accident.

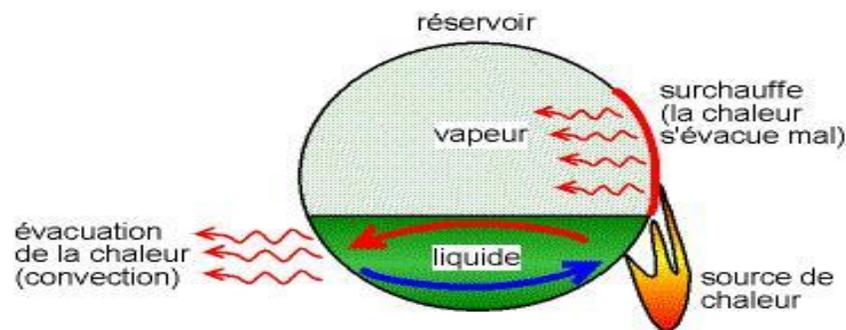


Figure 4 - 4 : Mécanisme de surchauffe d'une sphère de stockage

Lorsque la paroi se rompt, il y a :

- Une onde de surpression, due à la libération du gaz suite à la rupture du réservoir ;
- L'apparition d'une boule de feu : si le gaz qui s'échappe est inflammable. Il se mélange avec l'air et peut s'enflammer instantanément sous l'effet de la chaleur ou d'une étincelle ;
- Lorsque le gaz s'échappe, il y aura une diminution de pression dans le réservoir ce qui permet au reste du liquide de bouillir et de venir alimenter la boule de feu. Il y a donc une énorme chaleur libérée.

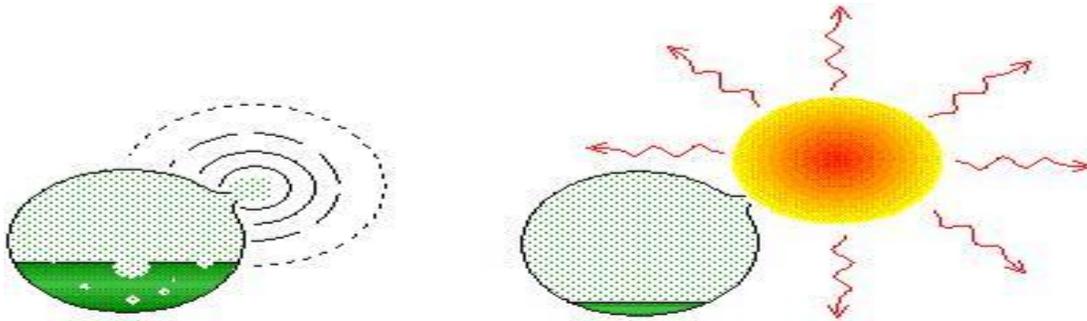


Figure 4-5 : Conséquences de la combustion du mélange gaz/air avec rayonnement intense

4.1.3. Régimes d'explosion

On distingue deux régimes d'explosion [21] :

✓ **Déflagration**

On parle de déflagration lorsque le front de flamme se déplace plus lentement que l'onde de choc. La vitesse du front de flamme est subsonique c'est-à-dire inférieur à la vitesse du son, soit 340 m/s.

✓ **Détonation**

L'onde de choc et le front de flamme sont confondus, ce qui a pour conséquence :

- Une augmentation considérable de la pression (suivi d'une dépression) ;
- Un déplacement de volume d'air très important ;
- Un bruit très élevé.

La vitesse de détonation est supersonique, donc supérieur à 340 m/s.

Les vitesses de détonation sont plutôt de l'ordre de plusieurs km/s.

c- Chronologie d'un BLEVE

Dans les cas les plus graves, la rupture du réservoir est la résultante d'un incendie enveloppant le réservoir de stockage. Ainsi il paraît utile de noter que lorsqu'un réservoir est exposé au flux thermique d'un incendie, il se produit une augmentation de la pression intérieure de ce réservoir et une diminution de la phase liquide (par ébullition).

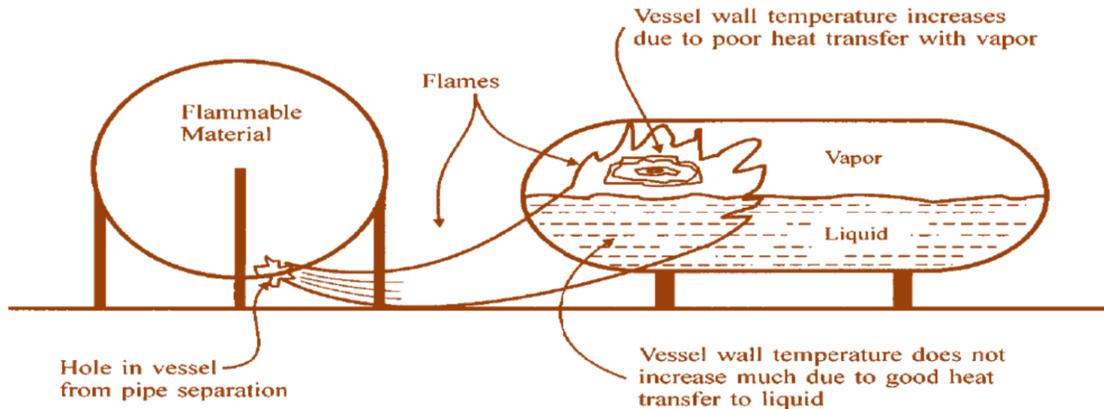


Figure 4 - 6 : Mécanisme de formation de BLEVE dû à un feu externe

De plus la résistance du réservoir diminue (à 400°C, l'acier perd 30% de sa résistance à 700°C, il perd 90% de sa résistance). Ainsi, la rupture initiale se produit généralement sur la partie du réservoir en contact avec le ciel gazeux. En effet, cette partie est susceptible de s'échauffer plus rapidement que la partie du réservoir en contact avec le liquide et les propriétés mécaniques de l'enveloppe s'y dégradent donc d'autant plus vite.

Lorsque la pression intérieure est supérieure à ce que peut supporter le réservoir, le contenant se rompt et une fissure se crée. Au niveau de cette fissure, la pression de l'air, qui était à pression atmosphérique environ 1 bar, passe brusquement à la pression du réservoir (5bars pour le butane par exemple), il y a donc une première onde de surpression, une détonation.

Puis, le gaz s'échappe par cette fissure, sous la forme d'un jet. La pression baisse donc rapidement dans le réservoir, le liquide se met à bouillir violemment, non pas sous l'effet de la chaleur, mais sous l'effet de la chute de pression. Puisque le liquide bout, il se transforme rapidement en gaz, et la pression augmente de manière très importante dans le réservoir. Par ailleurs, le jet de gaz peut entraîner des gouttelettes (aérosol), qui viennent gêner l'échappement du gaz et contribuent ainsi à la

montée en pression. Cette repressurisation catastrophique provoque la propagation de la fissure puis la rupture totale du réservoir avec une deuxième onde de surpression (bien plus importante que la première) et la projection d'éclats métalliques c'est le BLEVE .Le gaz libéré se mélange à l'air ; s'il s'agit d'un gaz inflammable, il peut former une boule de feu.

4.2 Modélisation des effets d'explosion

Les effets d'une explosion sont caractérisés principalement par une onde de pression de forte intensité mais de courte durée, qui se propage dans l'environnement et balaye tout sur son passage. L'onde peut avoir des effets directs sur les individus et indirects lors de l'effondrement des structures. Les effets d'une explosion sont désastreux, en particulier si celle-ci a lieu dans le cas d'un équipement dans un site industriel, ce qui conduit à l'amplification des phénomènes initiateurs par effet domino.

Dans le cadre du développement de la sécurité industrielle, il nous est très tôt apparu la nécessité de caractériser les effets des explosions malgré leur complexité apparente.

La modélisation des effets des surpressions d'une explosion, se fait par plusieurs méthodes de calcul.

- ✓ Modèle de l'équivalent TNT ;
- ✓ Modèle Multi-énergie ou TNO ;
- ✓ Modèle de Strehlow-Baker, du nom de ses principaux auteurs,
- ✓ Modèle CAM (Conjestion Assessment Model), proposé par Shell ;
- ✓ Modèle CFD (Computational Fluid Mechanics)

Remarque:

Les modèles TNT, TNO et CAM sont implémentés dans le logiciel PHAST Le Logiciel FLACS (FLame ACceleration Simulator) utilise le modèle CFD

Dans notre cas, nous avons choisi d'appliquer le modèle TNT afin d'obtenir l'étendu des effets de surpressions aux alentours de l'explosion.

4.2.1 Application du Modèle de l'équivalent TNT

4.2.2 Description du Modèle TNT

Ce modèle d'origine militaire est le plus ancien au monde pour prévoir les conséquences de tout type d'explosion accidentelle. Il repose sur l'hypothèse selon laquelle, il doit être possible de reproduire le champ de surpression qui est engendré par une explosion donnée (de gaz, d'un explosif condensé, ...), en faisant exploser du TNT. Ainsi, l'équivalent TNT d'un mélange gazeux explosible, correspond à la masse de TNT qui en s'explosant engendrerait le même champ de surpressions que celui engendré par l'explosion d'un 1kg du mélange explosible considéré. Cet équivalent TNT, noté par la suite M_{TNT} , est

calculée au moyen de la relation ci-après :

Selon cette méthode, la puissance de l'explosion du nuage de vapeur équivaut à une masse équivalente de TNT (trinitrotoluène) qui produirait la même explosif en puissance.

La surpression est donnée par l'expression analytique suivante :

$$P_s = \frac{80\,800 \left(1 + \left[\frac{Z}{4.5} \right]^2 \right)}{\sqrt{1 + \left[\frac{Z}{0.048} \right]^2} \sqrt{1 + \left[\frac{Z}{0.32} \right]^2} \sqrt{1 + \left[\frac{Z}{1.35} \right]^2}} \quad \text{Equation 2}$$

- Premièrement, on évalue la masse du gaz inflammable dans le nuage M_G avec des concentrations entre les limites inférieure et supérieure d'inflammabilité (LSI et LII) , afin d'obtenir la valeur de M_{TNT} ; cette dernière est donnée par la relation suivante :

$$M_{TNT} = \frac{f_E \Delta H_c M_G}{\Delta H_{TNT}} \quad \text{Equation 3}$$

Puis calculer la distance réduite Z qui est on fonction de M_{TNT} et x

où x est la distance du centre de l'explosion en mètre (m) avec $Z = \frac{x}{M_{TNT}^{1/3}}$

Dans le calcul ci-dessus on se place dans des conditions majorants et on considère que la totalité du liquide restant dans le réservoir au moment de la rupture, se vaporise.

- Calcule de la masse du liquide M_G en (kg) :

des Donnés : $V_{\text{sphère}} = 2000 \text{ m}^3$; $\rho_{\text{butane liquide}} = 580 \text{ kg/m}^3$ $\rho_{\text{butane gaz}} = 2,44 \text{ kg/ m}^3$

Puisque par mesure de sécurité, généralement la sphère doit être remplie à 80% Donc

La masse totale du butane à l'état liquide est :

$$M_T = 2000 \times 0,8 \times 580$$

$$M_T = 928000 \text{ kg}$$

mais pour être plus proche à la réalité on peut considéré que ce n'est pas la masse totale qui participe à la réaction ou l'explosion ; on peut prendre par exemple le $(1/50)^{\text{ème}}$ de la masse totale qui fuitée dans l'air et participée à la réaction d'explosion ça dépend du débit et la duré de la fuite.

donc

$$M_G = 928000 / 50 = 18560 \text{ kg}$$

Cette masse M_G est par conséquent multipliée par la chaleur de combustion pour obtenir l'énergie de combustion totale disponible. Cette énergie est multipliée par un paramètre (entre 0.01 et 0.1), qui tient compte de la non-idéalité de l'explosion, puis divisée par la chaleur de combustion de TNT, afin d'obtenir la masse TNT équivalente.

La masse TNT qui est utilisée pour le calcul de l'onde de choc à une distance spécifique de la source.

- calcule la masse équivalente :

$$M_{TNT} = \frac{f_E \Delta H_c M_G}{\Delta H_{TNT}}$$

avec $\Delta H_{TNT} = 4\,760 \text{ kJ/kg}$ et $\Delta H_c (\text{butane}) = 45\,700 \text{ kJ/kg}$

On prend le paramètre f_E égale à la moyenne de deux valeurs 0.01 et 0.1 donc $f_E = 0.05$

A. N

$$M_{TNT} = (0.05 \times 45\,700 \times 18\,560) / 4\,760 = 8\,909 \text{ kg}$$

- calcule la distance réduite Z ou $Z = \frac{x}{M_{TNT}^{1/3}}$

A.N $Z = x / (8\,909^{1/3}) = x / 20.15$ donc $Z = 0.049 x$

- les valeurs de P_s (Kpa) est calculées soit par l'expression analytique, ou à travers le diagramme empirique de Brasie et de Simpson (figure 4-7).

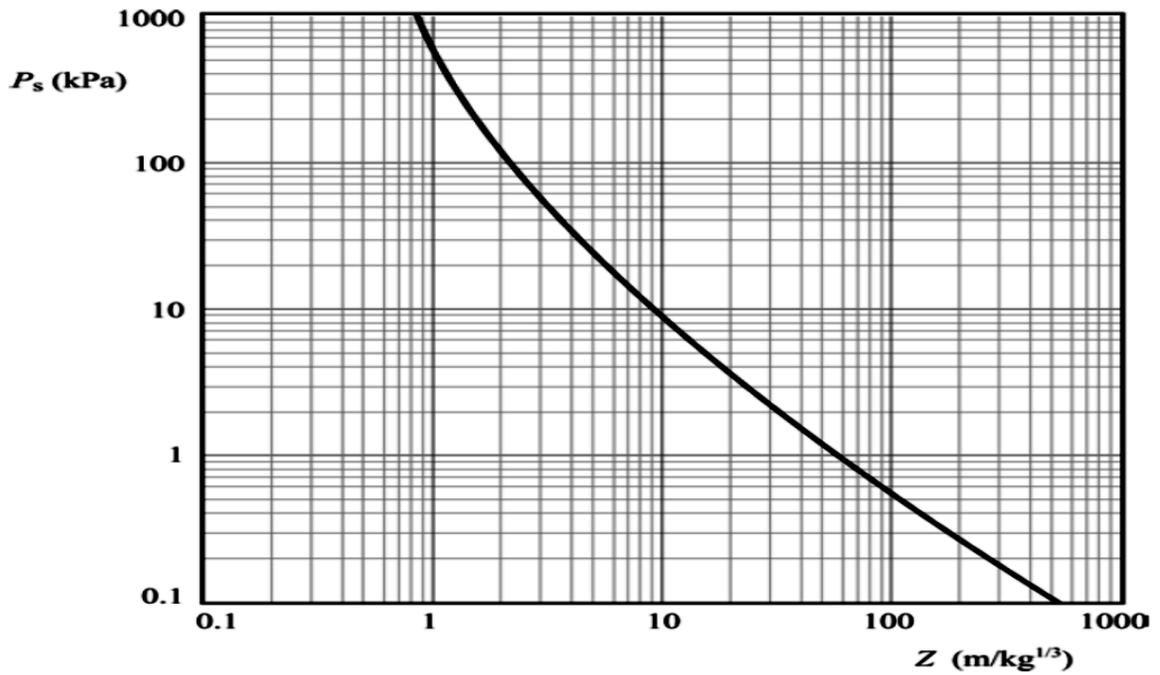


Figure 4 - 7: Abaque du modèle de l'équivalent TNT

Résultat

les résultats de la variation des pressions sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau 4 -1: Variation des P_s en fonction du Z extrais de l'abaque du modèle TNT

x (m)	0	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
z	0,00	4,82	9,65	14,47	19,29	24,12	28,94	33,77	38,59	43,41	48,24
P_s (bar)	808,00	0,25	0,10	0,06	0,05	0,04	0,03	0,028	0,02	0,02	0,019

Tableau 4 -2 : Variation des Ps en fonction du Z extrais de la formule mathématique

X(m)	10	50	100	500	1000	5000	10000
Z(m)	0.49	2.45	4.9	24.5	49	245	490
P _s (bar)	-----	0.70	0.25	0,039	0.017	0.002	0.001

Tableau 4 - 3 : Seuils des effets de surpression

En mbars	Effets sur les structures	Effets sur l'homme
20	Seuil des destructions significatives des vitres	Seuils des effets délimitant la zone des effets indirects par bris de vitre sur l'homme
50	Seuil des dégâts légers sur les structures	Seuil des effets irréversibles délimitant la « zone de dangers significatifs pour le vie humaine »
140	Seuil des dégâts graves sur les structures	Seuil des effets létaux délimitant la « zone des dangers graves pour la vie humaines »
200	Seuil des effets domino	Seuil des effets létaux significatifs délimitant la « zone des dangers très graves pour la vie humaine »
300	Seuil des dégâts très graves sur les structures	_____

Interprétation des résultats

On remarque que les résultats obtenus par le calcul mathématique ou l'abaque du modèle TNT malgré un certain décalage des valeurs , ont montré que l'effet destructive de l'onde de choc est localise a un rayon de 100 m alors que pour l'effet significatives qui correspond a une surpression de 0,02 bar est localise sur une distance de 700 m

Les zones trouvées dans le champ de l'onde de surpression destructive 0,2 bar

Tableau 4 - 4 : Infrastructures touchées par onde de choc destructive

La surpression	Infrastructure
0 ,2 bar sur un rayon de 100 m	Les cigares – les sphères – le hall d'emplissage – local de maintenance – route dans la zone – lieu de stockage bouteille mise a la réforme .



Figure 4 - 8 : Infrastructures trouvant dans le rayon de surpression $P_s = 0,2$

L'inconvénient de l'utilisation de la méthode TNT par le PHAST est d'avoir des valeurs de surpression limité a 1 bar , alors on a choisis la méthode multi énergie TNO pour la modélisation avec le logiciel PHAST dans la partie qui ce suit ,

4.2.3 Application sur le logiciel PHAST

PHAST (Process Hazard Analysis software tool) qui peut se traduire par Outil logiciel d'analyse de risque de procédé, est le plus connu et compréhensif des logiciels d'analyse de risques de procédé dans le monde.

PHAST examine la progression d'un accident potentiel depuis la libération de l'énergie jusqu'au plus loin point de dispersion utilisant des modèles d'épandage et évaporation de fluides d'un réservoir, et les effets inflammables et toxiques des substances et des gaz.

L'outil d'analyse des conséquences est pris comme standard industriel d'analyse des risques d'inflammabilité, incendie, explosion et toxicité, et est utilisé par près de 800 organisations dans le monde, ce logiciel est développé continuellement depuis 30 ans.

Pour atteindre les objectifs de la gestion des risques, il faut avoir une connaissance approfondie des dangers présents dans l'installation, le PHAST est l'outil rapide et précis dans

l'évaluation des menaces et phénomènes dangereux générés par les différents types de danger.

Avantages de l'utilisation du logiciel PHAST

- ✓ Faciliter l'élaboration et la mise en œuvre des évaluations des risques pour des fins d'études de danger ;
- ✓ Faciliter les études pour la réduction des coûts en termes de pertes et d'assurances ;
- ✓ Permettre l'optimisation de la conception du site et des procédés ;
- ✓ Aider l'industrie à se conformer à la législation ;
- ✓ Permettre la détermination des niveaux de gravité en tenant compte des conséquences.

Pour la modélisation des conséquences

- Il améliore la compréhension des dangers potentiels par les utilisateurs ;
- Les mises à jour régulières du logiciel incorporent les expériences et les expertises les plus récentes dans l'industrie.

Nous avons simulé et modélisé les effets du phénomène de BLEVE sur la sphère de Butane SB3 qui représente la plus grande capacité de stockage avec un volume de 2000 m³, car cette dernière peut être la cause et la source de danger des d'effets dominos important et très dévastateur pour toute l'établissement en cas d'explosion .

La modélisation nécessite les paramètres suivants :

- Le volume ou la masse de GPL contenu dans la sphère ;
- La température et la pression de rupture de la sphère ;
- Les conditions météorologiques : la vitesse et direction de vent, la température de la région et l'humidité (contenue dans l'étude de dangers 2005).

Dans notre cas, nous avons collecté les données utiles pour l'application du modèle TNO sur le logiciel PHAST.

Les données nécessaires à la réalisation de cette simulation sont :

- Volume de la sphère 2000 m³ ;
- Taux de remplissage à 80% de Butane
- Volume du combustible (2000 x 0,8)= 1600 m³
- Pression de service est de 6 bar
- Une pression d'éclatement > 7 bar pression de tarage des soupapes et une température de rupture de 50°C ;
- Catégorie 5/D , Vitesse de vent 5m/s en direction sud ouest et classe de climat D;
- Température de la région 20 °C ;
- Hauteur élévation de la sphère est de H= 2m
- les autres données pour l'application sont pris par défaut (valeur du logiciel)

les résultats obtenue sont présentés dans une plage [0,1000] avec un pas de 10 .

Résultats obtenus à l'aide du logiciel PHAST sur la Sphère de Butane SB3

Le rapport du logiciel PHAST nous a fourni le tableau 4-5 :

Tableau 4 - 5 : Les surpressions en fonction des distances

Surpression (bar)	19,7	2,66	0,73	0,31	0,21	0,15	0,13	0,09	0,08	0,07	0,06	0,03	0,02	0,01	
Distance (m)	0	111	194	305	390	499	530	694	777	916	999	2030	2540		

La courbe représentative de ce nuage de point est présentée dans la figure 4-9 :

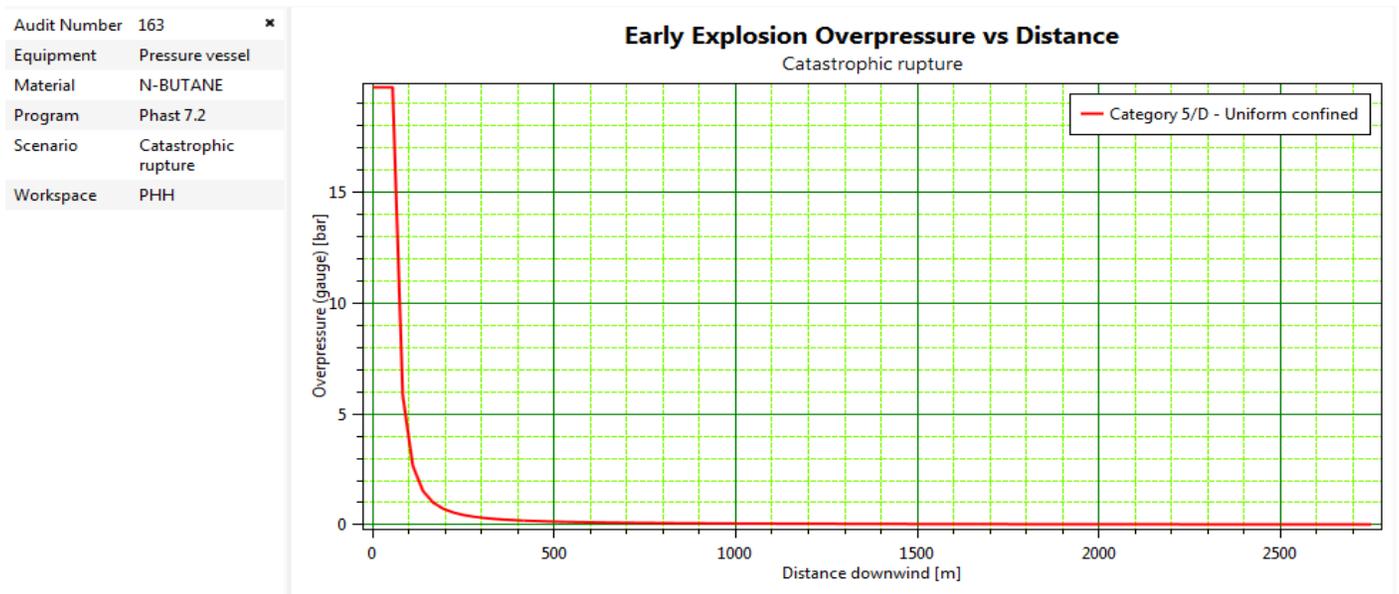


Figure 4-9 : Courbe variation de la surpression en fonction de la distance (PHAST)

Les seuils critiques de surpressions données par le logiciel PHAST sont dans le tableau 4-6:

Tableau 4 - 6 : Seuil de surpression donnée le logiciel PHAST

Surpression (bar)	Distance (m)
0.21	390
0.14	530
0.02	2540

La figure 4-10 illustre les rayons associés à des seuils critiques de surpression P :

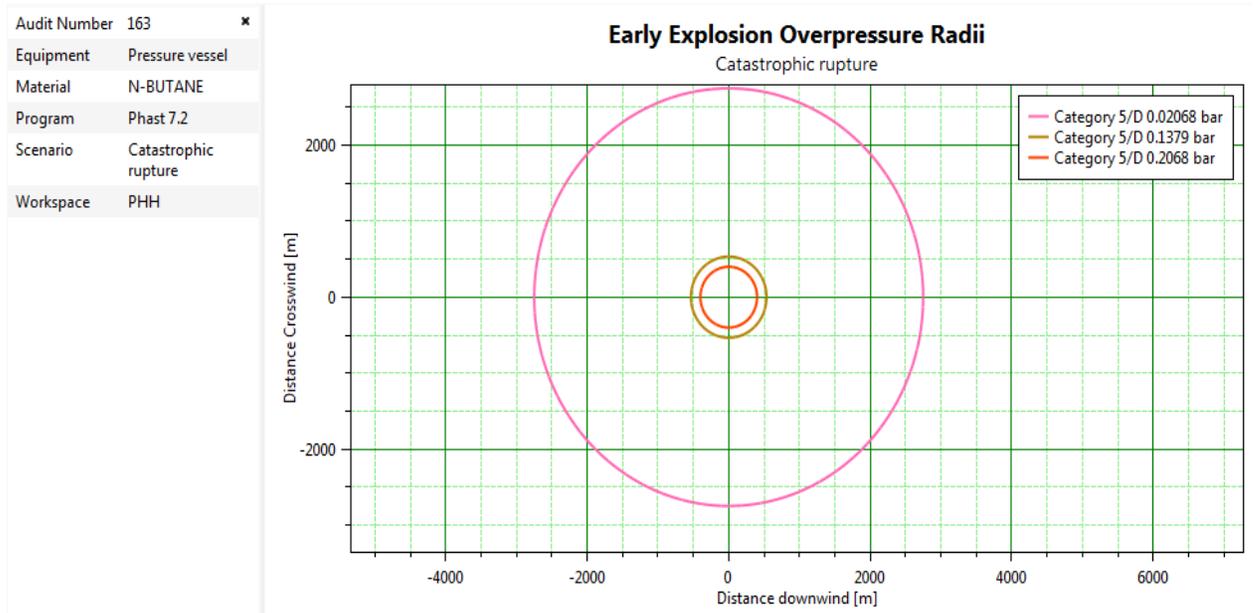


Figure 4 - 10 : Différents niveaux de surpression selon PHAST

Les périmètres correspondant à des seuils de surpression critiques sont représentés ci-dessous dans la carte de localisation géographique de la figure 4-11. L'épicentre de l'explosion dans notre cas, c'est la sphère SB3 qui se situe du côté est de l'établissement.



Figure 4 - 11: Distances des Effets de surpression d'un BLEVE sur la sphère SB3

✓ **Interprétation des résultats du logiciel PHAST**

Le rayon rouge est caractérisé par une distance de 390 m et une surpression de 0.21 bar d'après les seuils d'effets de surpression référencés retenus dans la littérature, cette limite de surpression présente des dommages irréversibles et létaux aux personnes présentes dans le périmètre du premier cercle. En plus, des effets sur l'homme, elle peut engendrer une destruction structurelle aux murs et aux installations avoisinantes situées à une distance inférieure ou égale à 390 mètre à partir de l'origine de l'explosion.

les installations se trouvant dans ce périmètre ont été recensés dans le tableau 4-7 : Ces derniers seront directement exposés à cette surpression en cas d'explosion.

Les cibles présentes dans ce périmètre sont classées dans le tableau 4-7 comme est montré sur la figure 4-12 :



Figure 4 - 12: Installation exposés a la surpression critique en cas d'explosion

Tableau 4 - 7 : Installation recensés dans le périmètre du premier cercle

Installations	Situation
- Le centre emplisseur 021	A l'ouest
- Entrepôt ENPC	Au sud
- Route national N°04	Au nord
- Voie ferroviaire	A l'est
- Unité Sonalgaz et SOCOLECH	
- Terres agricoles	

Le rayon jaune est caractérisé par une distance de 530 m et une surpression de 0.14 bar. Cette limite de surpression, malgré qu'elle est inférieure à la première, elle reste dangereuse car elle est toujours supérieure au seuil de surpression susceptible de provoquer des dommages irréversibles, entraînant la mort des personnes et aussi la destruction des infrastructures.

Ce deuxième périmètre englobe les infrastructures suivantes :

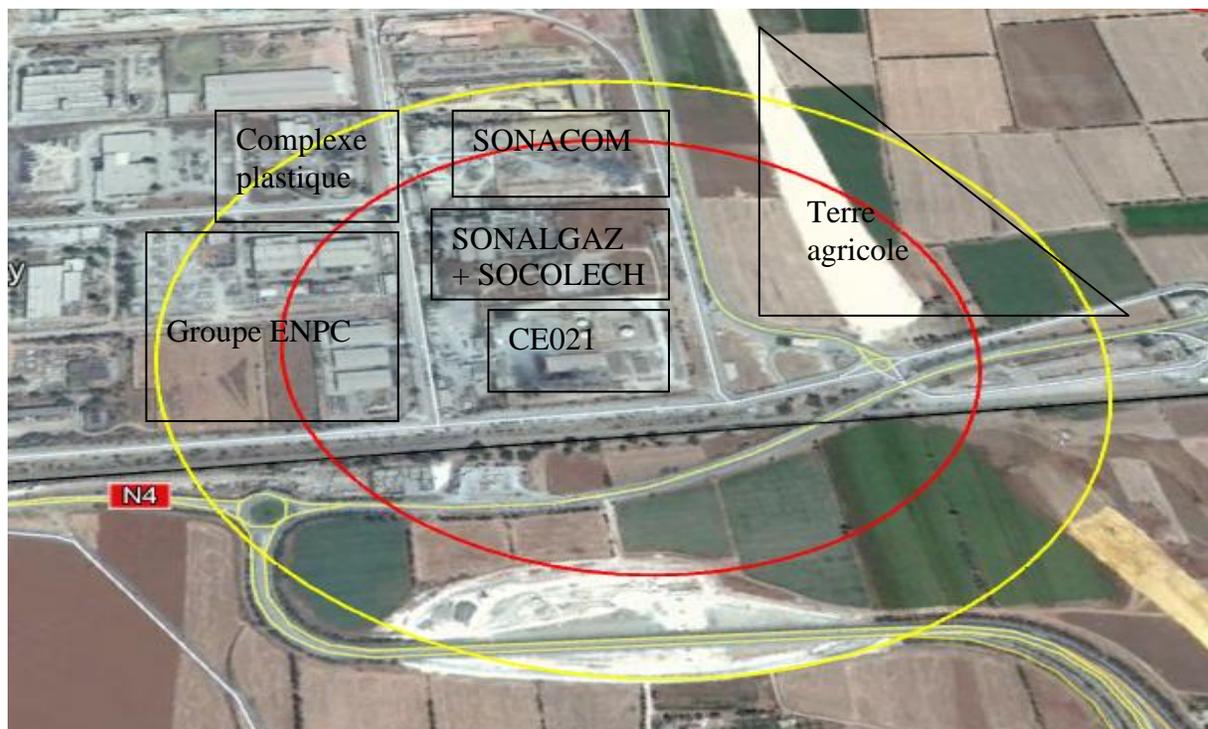


Figure 4 -13: Installation exposés a la surpression $P_s=0,14$ bar en cas d'explosion

Ce chapitre nous a permis d'avoir une estimation et une démonstration de la gravité des effets d'un phénomène dangereux susceptible de survenir lors une rupture instantané d'un réservoir qui est le BLEVE et cela avec l'application de la modélisation des effets des phénomènes dangereux par le programme PHAST.

Le dernier chapitre abordera les mesures de sécurité (prévention et protection) permettant de réduire la probabilité et la gravité du phénomène dangereux.

Chapitre 5

REDUCTION DU RISQUE

Chapitre 5 : Réduction du risque

Après avoir modélisé les effets du phénomène dangereux le plus probable et le plus dangereux à l'aide du logiciel PHAST pour déterminer la zone critique qui entoure le danger et les distances atteintes par chaque seuil, et également avoir connaître les cibles visées afin de situer l'endroit vulnérable qui nécessite une mise en place de moyens de réduction,

Le présent chapitre traite la dernière étape de la démarche de la gestion des risques, puisque cela concernera les solutions proposées pour la réduction des risques majeurs qui puissent toucher l'intégrité de l'installation, les travailleurs et leur environnement, le Phast nous a montré que la protection de type atténuation des effets ne peut être préconisée vu que les effets peuvent atteindre une distance de 2540 m pour surpression de 0,02, néanmoins nous proposons des barrières intermédiaires entre ER_C perte de confinement et les phénomènes dangereux

Dans ce chapitre on va proposer une protection permettant d'atteindre notre objectif en prenant en compte les résultats de l'analyse de risque et de la modélisation.

5.1 Théorie de la réduction des risques

La maîtrise des risques nécessite la mise en place des Mesures aussi communément appelées barrières de sécurité. Ces barrières ont pour objectif de réduire la criticité des risques. La réduction des risques passe généralement par la prévention dont le but est de minimiser la probabilité d'apparition d'une situation dangereuse, et par la protection, dont le but est de limiter les conséquences dans le cas où la situation dangereuse n'aurait pu être évitée.

Pour la sécurité d'un site, la protection est mise en œuvre sur deux types de mesures :

- Protection passive (ignifugeage, mur coupe feu, mur anti-explosion,
- Protection active (les systèmes d'extinction ou de refroidissement).

Généralement, la combinaison de ces différentes possibilités, et en fonction du risque identifié, nous déterminons le choix des barrières de protection.

L'analyse de risque nous a identifié plusieurs conséquences graves la plus part de ces conséquences ont comme événement redouté central "la fuite du GPL" citons :

- Feu de nappe
- UVCE
- Feu de torche
- Dispersion d'un nuage gazeux

Pour réduire ces conséquences , on a eu recours à différents types de mesures de sécurité d'origine technique, ingénierie et organisationnelle parmi ces derniers, on s'est orienté vers l'idée de mise en place d'un Système de refroidissement et d'isolement et cela selon les résultats de notre analyse et la difficulté de la réalisation des barrières d'atténuation qui nous ont guidé vers le choix de la mise en place des barrières de protection, et plus essentiellement la protection des ESP contre les incendies et les flux thermiques qui présentent les causes principales du phénomènes dangereux tel que le BLEVE .

5.2 Système de refroidissement

plusieurs méthodes existent pour appliquer de l'eau sur les stockages des GPL , le CE dispose d'un système manuelle de refroidissement par un déluge en forme couronnes appelé chapeau Chinois appliqué en haut de la sphère et qui ruisselle sur la surface pour diminué la température et éviter une surpression , qui associes a d'autres événements initiateur conduit a l'apparition de l'événement non souhaité " la fuite ", et a la survenance des accidents majeurs, sauf que ce dernier présentent des inconvénients a savoir :

- Non homogénéité du mouillage et ruissellement,
- La zone au niveau des support est non touché(desservi) par la couronne
- Peu efficace sur les feux de torches

pour éviter un tel désastre nous avons choisis pour faire face :

- 1- un système de refroidissement avec un déluge par quadrillage automatique dans l'objectif est de refroidir les équipements et les capacités de stockage exposé au incendies ou flux thermique et d'empêcher les dégâts causés par la surpression résultante de la surchauffe du contenu (GPL) dans les sphères et les cigares , et qui assure une bonne distribution d'eau et homogénéité du mouillage et ruissèlement sur toutes les parties

5.2.1 Géométrie du système de déluge

Chaque type d'équipement demande une étude particulière pour l'implantation du système déluge et définir le nombre d'antennes et de buses nécessaires pour couvrir l'équipement et leur disposition.

5.2.1.1 Protection des sphères et cigares de stockage

La figure suivante représente la géométrie du système de refroidissement par quadrillage pour la protection de la sphère



Figure 5- 1: Système de déluge par quadrillage

5.2.2 Dimensionnement du système de déluge par quadrillage

Le dimensionnement consiste à déterminer le nombre de rampes et de buses qui projettent de l'eau de façon à couvrir la totalité de la surface de la capacité, sans prendre en considération une couverture par ruissellement .

- **Nombre de rampes et de Buses**

Une règle pour déterminer le nombre de rampes N_R (ou antennes) nécessaires pour couvrir la sphère, est exprimée en fonction du diamètre de celui-ci (D), et la surface d'application (S_J) qui est aussi en fonction du type de buses utilisé (angle), et de la distance des rampes par rapport à la surface de la capacité

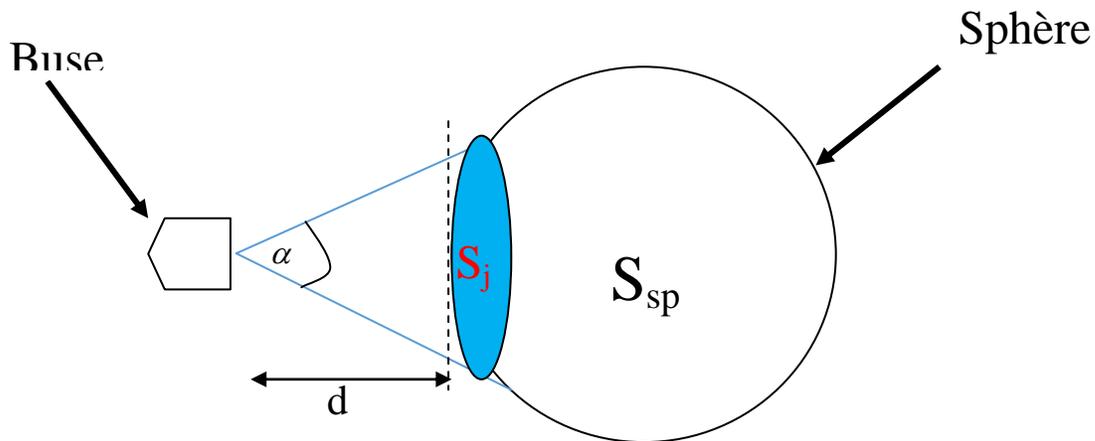


Figure 5- 2: Angle et surface d'application en fonction de la distance

La forme du jet étant conique, la surface (S_j) couverte par l'eau sur l'équipement est en fonction de la distance (d) de la buse à l'équipement et de l'angle α du jet de la buse

L'écartement entre les buses obéi à la règle des extrémités des surfaces des cônes d'arrosage qui doivent être tangente au minimum détermine le nombre des rampes N_R

Le nombre de buses nécessaires pour couvrir la surface de l'équipement, à la distance d est donné par la corrélation suivante:

$$N = S_{sp} / S_j \quad \text{Equation 4}$$

N : nombres de buses

S_{sp} : surface totale de la sphère

S_j : surface intersection cône d'eau et surface de la sphère

Selon National Fire Protection Association (NFPA 15) , la distance maximale entre deux rampes est de 3,70 m pour le nombre de buses par rampes et leur angle α est fonction du diamètre de la capacité tableau 5-1

Tableau 5- 1: Nombre de buses en fonction du diamètre et l'angle

Diamètre (m)	Nombre de buses par rampe	Angle α des buses (°)
$D < 1,2$	3	75
$1,2 < D < 2,5$	4	75 - 105
$2,5 < D < 4$	5	105 - 120
$4 < D < 6$	6	120 - 130
$6 < D < 8$	7	130 - 135

La position des rampes et des buses est illustré sur la figure suivante :

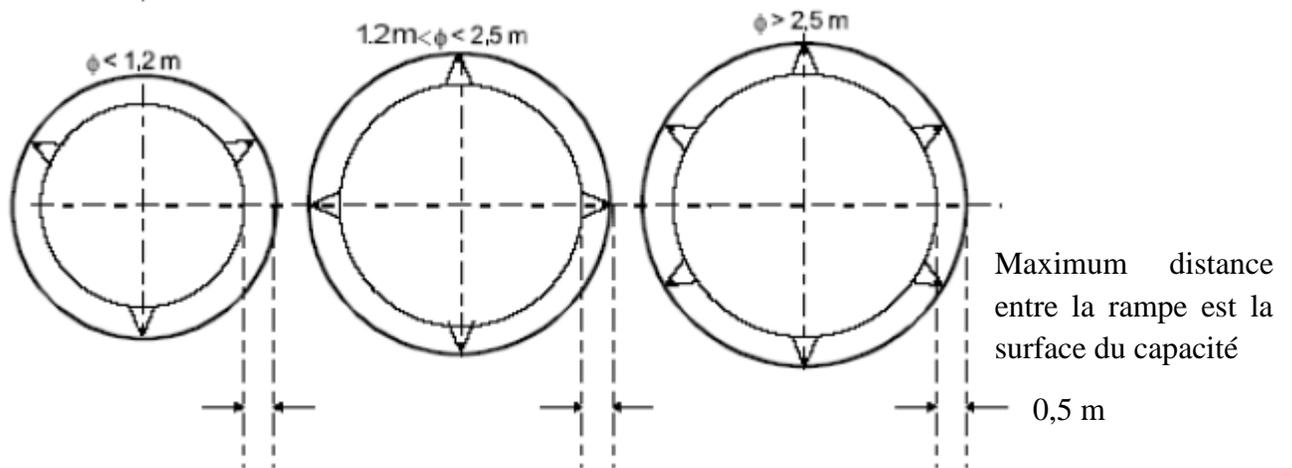


Figure 5- 3: Positionnement des rampes et des buses

5.2.3 Calcule du besoins en eau

Face à un feu l'application d'eau pour refroidissement, n'est efficace sauf si la quantité d'eau utilisé soit suffisante pour refroidir la totalité de la surface pendant un temps donné obéit au taux d'application,

Le NPFA précise la quantité d'eau requise en fonction du type d'exposition voir le tableau 5-2

Exposition	Taux d'application d'eau
Radiation, pas de contact avec la flamme	4,1 L / min . m ²
Contact direct avec les flammes	10 L / min . m ²
Feu de torche	950 – 1900 L /min au point de contact

Soit le débit d'eau passant par la buse $q_1 = T_{app} \times S_J$ Equation 5

Le débit total pour refroidissement $Q_{tot} = N \times q_1$, $N = S_{SP} / S_J$ Equation 6

$Q_{tot} = S_{SP} \times T_{app}$ Equation 7

q_1 : débit d'eau passant par la buse

T_{app} : taux d'application par [L / min. m²]

N : nombre de buses

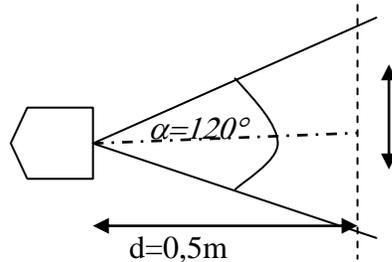
S_J : surface intersection cône d'eau et surface de la sphère

S_{SP} : surface totale de la sphère

5.2.4 Application

Les données de calcul :

- une sphère de diamètre $D = 12$ m,
- type de buse avec un jet conique plein avec un angle $\alpha = 120^\circ$
- distance entre rampe et sphère $d = 0,5$ m



pour déterminer le nombre de buses nécessaires il faut déterminer la surface d'intersection cône d'eau et surface de la sphère

$$\tan \alpha / 2 = r / d$$

$$r = 0,87 \text{ m}$$

$$S_J = \pi \times r^2 = 3,14 \times (0,87)^2 = 2,37 \text{ m}^2$$

$$S_{Ph} = \pi \times R^2 = 3,14 \times (6)^2 = 113,04 \text{ m}^2$$

$$N = 113,04 / 2,37 = 47 \text{ buses}$$

Nombre de rampe obéi à la règle des extrémités des surfaces des cônes d'arrosage qui doivent être tangente au minimum c.-à-d. la distance entre les rampe a la valeur des diamètres des surface des cônes avec un diamètre de 12 m nombre de rampes égale :

$$N_R = D / d = 12 / 2,37 = 5 \text{ rampes}$$

Avec chaque rampe porte **10 buses**

Le débit d'eau nécessaire pour un taux de $T_{app} = 4,1 \text{ L / min m}^2$

$$Q_{tot} = 3,14 \times R^2 \times T_{app}$$

$$= 3,14 \times (6)^2 \times 4,1 = 463,46 \text{ L / min}$$

Pour un refroidissement de 10 min nous avons besoin de 4630 L

2- Rideaux d'eau

Installation des rideaux d'eau entre les sphères et les O2 cigares ces dispositifs constituent un moyen efficace d'isolement entre un nuage gazeux et les points chauds potentiels

Les rideaux d'eau peuvent être utilisés pour différents types d'application :

- protection contre les flammes et le rayonnement thermique (équipements et individus)
- séparation des vapeurs inflammables issues d'une source à haut risque de fuite potentielle, d'une zone avec des sources d'ignition
- séparation des vapeurs toxiques issues d'une source à haut risque de fuite potentielle, d'une zone avec présence d'individus (interne ou externe au site)



Figure 5- 4 : Rideau d'eau descendant

L'action des rideaux d'eau réside en trois principaux mécanismes :

- ✓ la dilution mécanique par entraînement d'air,
- ✓ l'absorption (dissolution dans l'eau),
- ✓ une barrière physique, qui provoque :
 - une accumulation du polluant en amont par effet d'obstacle,
 - un abaissement des concentrations en aval ou du rayonnement thermique,
 - une augmentation de la hauteur et de la largeur du nuage de gaz.

Pour une application les rideaux d'eau sont implantés de façon qu'ils forment un écran d'eau pour isoler la capacité de stockage de toute source de température et qui suivent le principe de pulvérisation d'eau avec des buses fixés à intervalle régulier sur des rampes.

Dans notre cas la hauteur du rideau suit la hauteur de notre sphère qui est de 14 m d'une longueur qui vaut la valeur du diamètre de la sphère $L = 12$ m.

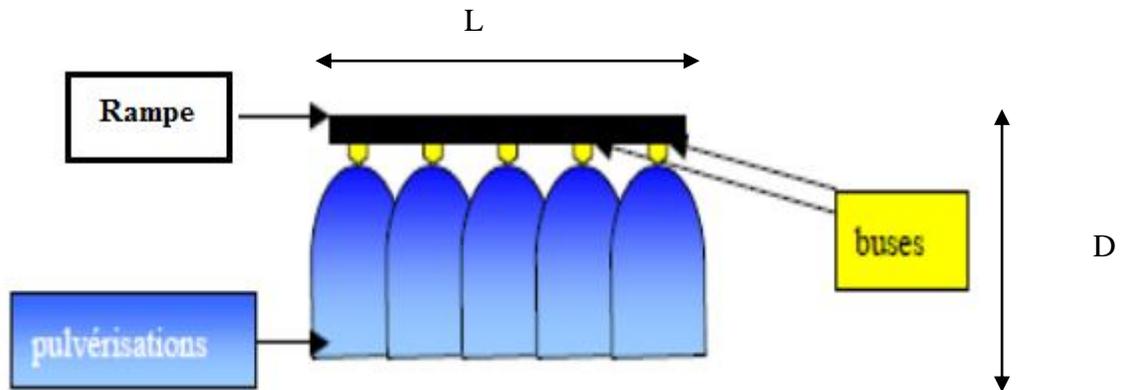


Figure 5- 5: Dimension du rideau d'eau

Calculer les besoins en eau du système de refroidissement

5.3 Disponibilité des mesures de protection

Vue le climat de la Wilaya de Chlef qui peut atteindre des températures critiques pendant la saison estivale du mois (de MAI jusqu'à le mois de SEPTEMBRE), et la quantité importante d'eau utilisée pour le refroidissement d'une part et d'autre part la non disponibilité de l'eau au niveau du CE, deux actions peuvent garantir le bon fonctionnement du système d'arrosage et la disponibilité de l'eau :

5.3.1 Système d'automate

- L'automatisation du système d'arrosage et l'utilisation des pompes propre à cette opération comme est indiqué sur la figure 5-1 :

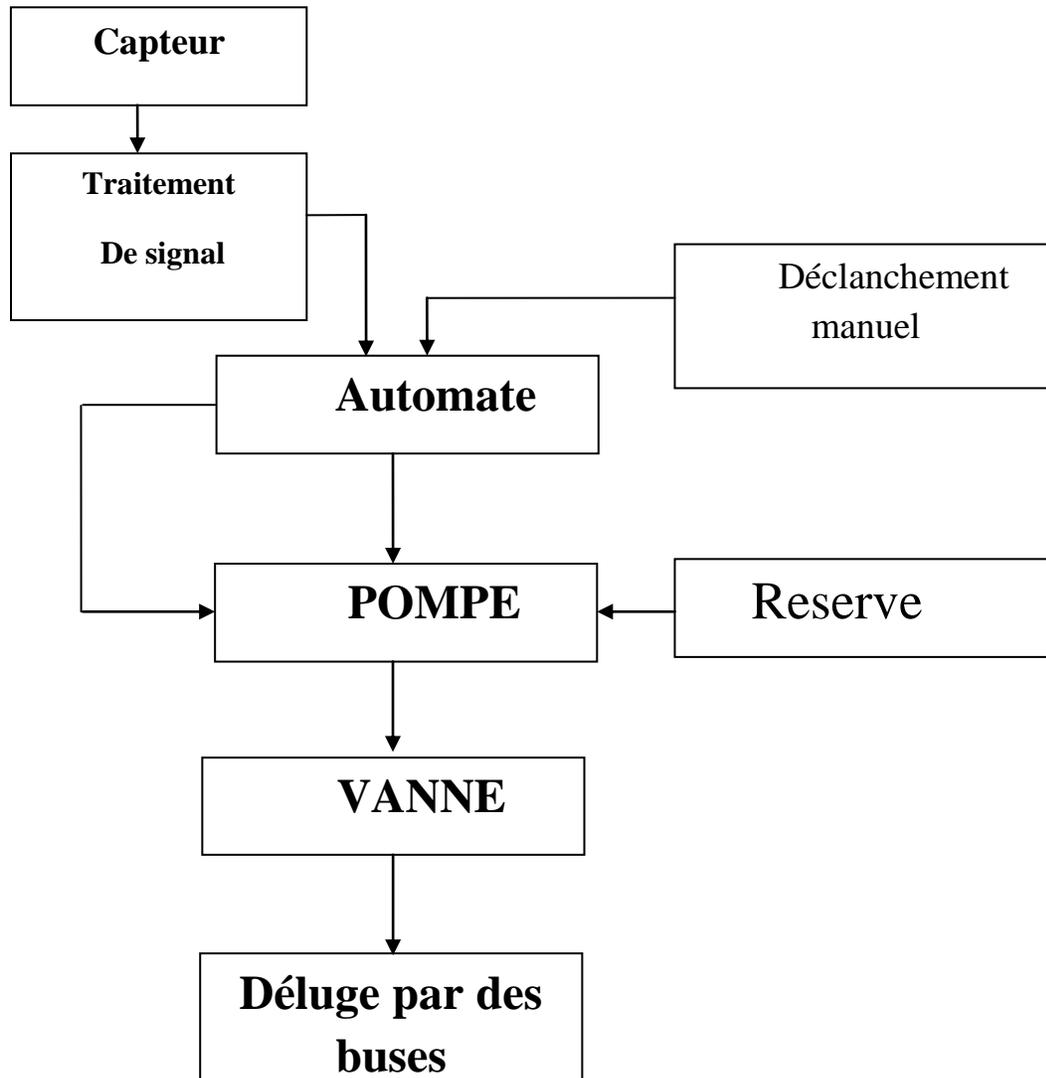


Figure 5- 6: Commande d'un système d'arrosage

5.3.2 Système de récupération des eaux

- Récupérer les eaux d'arrosage comme est indiqué sur la figure 5-2 :

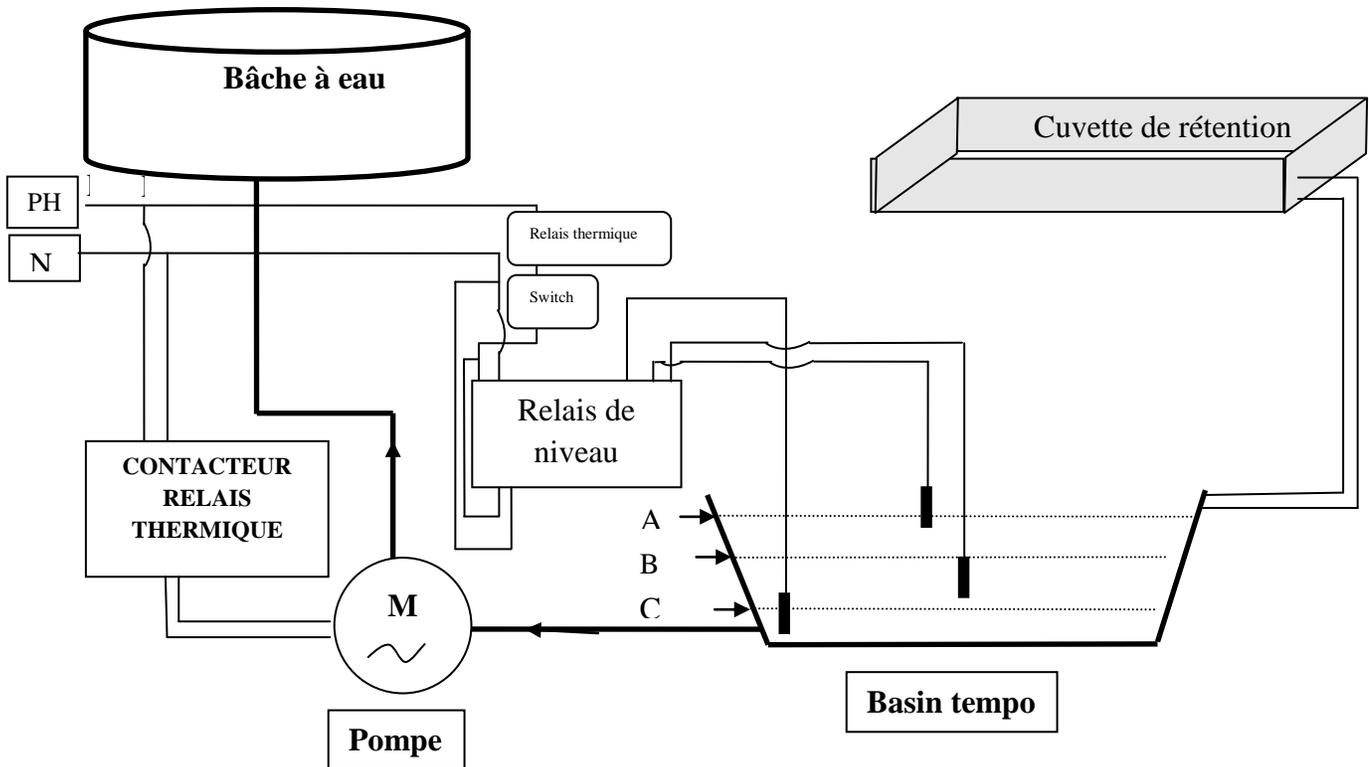


Figure 5- 7: Système de récupération des eaux de refroidissement

Le bassin tempo est un récipient de mesure de niveau d'eau retenue dans la cuvette de rétention .il peut être installé d'une distance de sécurité des sphères pour prévenir tous risque.

Tableau 5- 2 : Mode de marche de la pompe

		Mode de marche de la pompe	
		Vidange	remplissage
Niveau	A	ON	ON
	B	Marche	OFF
	C	OFF	OFF

Recommandations.

- ✓ Formation du personnel pour gérer des situations anormales
- ✓ Elimination de risque de fuites de GPL à la source, prévention des risques surtout au bas de la sphère et aux conduites sous sphère contre les défaillances mécaniques, la corrosion et considérer aussi la bonne vérification de l'étanchéité après une intervention sur les vannes, joints et brides.
- ✓ Mettre en place une alarme à haute température au niveau des sphères
- ✓ Renforcement du réseau d'incendie et augmentation du débit de refroidissement de la sphère et cigares.
- ✓ Installation d'une génératrice de mousse au niveau de la cuvette de rétention des sphères afin d'étaler un tapis de mousse au niveau des cuvettes de rétention en cas de fuite de gaz d'une grande ampleur et éviter la création d'une atmosphère explosive à cause de l'évaporation du produit
- ✓ Amélioration de la fiabilité et la disponibilité des soupapes de sûreté et la vanne de remplissage des opérations d'étalonnage et des tests périodiques suivant un plan de maintenance bien défini

Les mesures proposées dans ce chapitre ont pour rôles de réduire le risque d'apparition des phénomènes dangereux dans cette installation, mais un risque zéro n'existe pas , nous souhaitons dans le cadre d'une autre étude faire ce que nous n'avons pas pu le faire .

Conclusion générale

Conclusion

L'analyse statistique des accidents majeurs liés à l'activité du GPL survenus selon la base de données ARIA, nous a montré que la majorité des événements sont enregistrés sur des équipements sous pression et le dysfonctionnement de leur équipements de sécurité engendrant des phénomènes dangereux classés en quatre catégories à savoir les fuites en phase gazeuse qui représente plus de 46% suivi par les explosion de gaz ou de vapeur avec 21% et que l'influence de la température sur la vitesse d'augmentation de la pression est la cause primordiale de ces catastrophes, cela nous a permis de suivre une démarche de travail qui aborde le choix du sujet basé sur une problématique de départ qui était la maîtrise des risques majeurs liés aux équipements sous pression au niveau du centre emplisseur de oued Sly,

Pour atteindre cet objectif, nous avons tracé une méthodologie avec des outils adaptés en alignant notre démarche sur le processus de maîtrise des risques de la norme ISO 31000.

Cette démarche est constituée de quelques étapes enchaînées chronologiquement pour identifier, analyser et évaluer les risques critiques, et mettre les solutions adéquates pour la maîtrise ;

Le déploiement de notre analyse s'est effectué en deux étapes l'application de l'APR et la HAZOP

L'APR, grâce à un découpage détaillé (SADT) qui nous a permis de donner une clarification et une description des systèmes et identifier ses fonctions ainsi les principales interactions entre eux, l'installation a permis de montrer que :

la zone de stockage (sphères et cigares) représente plus de la moitié des risques critiques avec un pourcentage de 62,50%, la plus part des conséquences ont comme événement redouté central 'la fuite' ces fuites étudiées se sont produites à cause de plusieurs événements initiateurs répartis sur deux groupes : agressions externe ou interne, erreurs humaines défaillances mécaniques, surpression et les caractéristiques du produit stocké le GPL

le déploiement de la HAZOP vu ses avantages qu'elle apporte est sa spécificité aux systèmes thermo-hydrauliques nous a permis de déterminer, 36 déviations qui ont pour cause l'apparition des événements non souhaités, car elle nous a montré que les dérives inacceptables représentent 55,57% des dérives totales et plus de 50,00% de ces derniers sont liés à la variation de la pression,

De ce fait, il nous a conduit à appliquer la AdD pour regrouper l'ensemble des événements

initiateurs ainsi que leur combinaisons qui sont responsables sur l'apparition des ENS (fuite) et qui sont la cause du phénomènes dangereux susceptible de se produire , et nous avons tiré quatre groupe de causes qui se répètent a chaque fois :

- ✓ surpression due a un sur remplissage ou effet dominos
- ✓ agression interne ou externe tel que la corrosion et les chocs mécaniques ;
- ✓ les erreurs humains et d'opérateur puisque la majorité des activités se fait manuellement ;
- ✓ défaillances des équipements de sécurité (soupape)

Après calcul des probabilités d'apparition des phénomènes dangereux de l'événement non souhaité retenu nous avons obtenu deux conséquences les plus probables qui sont :

- ✓ épandage du GPL
- ✓ dispersion atmosphérique du gaz

alors que les phénomènes dangereux et qui présentent une gravité majeure et qui sont la cause d'un BLEVE sont : UVCE ,et les incendies

La combinaison des deux arbres AdD et AdE a abouti à un nœud papillon , chaque chemin du nœud , a partir d'un événement déclencheur particulier (ou cause) jusqu'à sa conséquences représente la schématisation d'un scénarios de notre ENS , ce résultat est insuffisant pour estimer notre risque en matière de gravité , et pour cela nous étions dans l'obligation de modéliser des effets du phénomène le plus probable et le plus dangereux à l'aide du logiciel PHAST pour déterminer la zone critique qui entoure le danger et les distances atteintes par chaque seuil , et également avoir connaître les cibles visées afin de situer l'endroit vulnérable qui nécessite une mise en place de barrière de protection et qui nous à ramener à enregistrer les résultats suivante :

La zone 1 des effets létaux et destructrice qui correspond a une surpression 0,2 bar est défini a une distance de 390 m, les dégâts enregistrés sont la totalité du centre et les entreprises voisins , alors pour le seuil des destruction significative des vitres qui correspond a une surpression de 0,02 bar est localisé a une distance de 2540 m

Enfin pour répondre au besoin de notre maîtrise des risques , notre analyse et les résultats du phast nous ont montré que des mesures de protection de type atténuation des effets ne peuvent être préconisé , vu que les effets peuvent atteindre une distance plus de 2 km , néanmoins des barrières intermédiaires peuvent être proposé , et nous avons opté plus essentiellement sur la protection des ESP contre les incendies et les flux thermique ,

Un système de refroidissement dans l'objectif est de refroidir les équipements sous pression exposé au incendie ou flux thermique , et d'empêcher les dégâts causés par surpression résultante de la surchauffe du GPL, et un système d'isolement entre les capacités de stockage et les flux thermique

Le système proposé est composé de deux types de protection :

- ✓ Système de déluge par quadrillage composé de 10 rampes et de 47 buses pour la sphère de diamètre $D = 12$
- ✓ Rideaux d'eau qui constitue comme un moyen d'isolement entre les ESP de 14 m de hauteur et de 12 m de longueur.

Aussi, deux actions a proposé peuvent garantir le bon fonctionnement de ce système et la disponibilité de l'eau :

- L'automatisation du système de refroidissement.
- Prévoir un système de récupération

Et enfin, nous proposons comme perspectives d'amélioration, l'application de ces solutions et recommandation pour l'ensemble des centres emplisseur similaire de NAFTAL.

Références bibliographiques

- [1] Analyse des risques et prévention des accidents majeurs (DRA-007) septembre 2002
- [2] Etat de l'art des méthodes expérimentales d'analyse de risque (DRA-005) juin 2000
- [3] Nasserredine, M., Simulation et optimisation des paramètres technologiques de l'unité de fractionnement des GPL. Université M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES, 2013. 154.
- [4] MOKRANE.K, Z.A.e., Analyse des risques et modélisation des conséquences d'une sphère de GPL. Université des sciences et technologies d'Oran 2014. 107.
- [5] Mustapha, K., Diagnostic et surveillance du procédé industriel lié au GNL. Université d'Oran, 2010-2011. 110.
- [6] Journal Officiel de la République Populaire Algérienne
- [7] Noyes, D., Gestion des risques par retour d'expérience dans le processus de réponse à appel d'offres. Institut National Polytechnique de Toulouse / Génie industriel 2014. 212.
- [8] Oméga 7 : méthode d'analyse des risques générés par les installations industrielles(INERIS).
2006. 119
- [9] B.BARTHÉLEMY, P.COUREGÈS, , Gestion des risques, Méthode d'optimisation Février 2004
- [10] Risques majeurs lien : <http://www.risquesmajeurs.fr/definition-generale-du-risque-majeur>
- [11] Journal officiel de la République Algérienne N°84, 17 Dhou El Kaada 1425 correspondant au 29 décembre 2004, Loi n°04-20 relative à la prévention des risques majeurs et à la gestion des catastrophes dans le cadre du développement durable, Edition original
- [12] International Organization for Standardization (ISO 31000) : Management du risque-Principes et lignes directrices, 25 Juillet 2009.
- [13] DEBRAY.B, CHAUMETTE.S, DESCOURIERE.S, TROMMETER.V, : Méthode d'analyse des risques générés par une installation industrielle INRIS-DRA-2006-P46055-CL47569, Ω7.
- [14] MAZOUNI.M.H, Doctorat de l'institut National Polytechnique de Lorraine, Pour une meilleure approche du management des risques: de la modélisation ontologique du processus accidentel au système interactif d'aide à la décision 13 novembre 2008 ;
- [15] MORTUREUX.Y, Technique de l'ingénieur, , Sécurité et gestion des risques- méthode d'analyse des risques- Maîtriser les concepts et méthodes nécessaires à la sécurité et à la gestion des risques- Analyse Préliminaire des risques 10 octobre 2002.
- [16] M. ROYER, Méthode d'analyse des risques-Principe, Technique de l'ingénieur, 2009.
- [17] MOUILLEAU.Y, LECHAUDEL.J.F, , Guide des méthodes d'évaluation des effets d'une explosion de gaz à l'air libre INRIS-juillet 1999.

[18] INRIS-DRA 38- appui technique aux comités nationaux d'harmonisation des pratiques des études de dangers et des expertises- analyse de l'état de l'art sur les grilles de criticité.

[19] INRIS DRA 73 Les phénomènes dangereux associés aux GPL dans les établissements de stockage hors raffineries et pétrochimie LE BLEVE. 7 Décembre 2006

[20] CCPS,1994

[21] Méthode HAZOP et conduite des revues HAZOP ENSPM 2006.

Annexes

Annexe 1 : Echelle de cotation de l'APR**Classe de gravité**

Gravité	Caractérisation de la gravité
G4 Conséquences extérieurs majeures hors établissement	Accident mortel/ou irréversible d'une partie importante du personnel et/ou conséquences majeures sur les ressources
G3 Conséquences extérieurs graves hors établissement	Accident mortel/ou irréversible d'une partie limitée du personnel et/ou la population et/ ou conséquences graves sur les ressources
G2 Conséquences limitées à l'établissement et/ou légères hors établissement	Accident corporel avec une incapacité permanente moyenne ou faible
G1 Conséquences limitées à une installation de l'établissement et/ou légères dans l'établissement	Accident corporel avec arrêt de travail

Classe de fréquence

Fréquence	Evaluation qualitative
F4	Possible
F3	Rare
F2	Extrêmement rare
F1	Improbable

Matrice de criticité

Gravité 4	4/1	4/2	4/3	4/4
Gravité 3	3/1	3/2	3/3	3/4
Gravité 2	2/1	2/2	2/3	2/4
Gravité 1	1/1	1/2	1/3	1/4
	Fréquence 1	Fréquence 2	Fréquence 3	Fréquence 4

« Source des tableaux étude de danger du bureau d'étude EURL-TAD CONSULT »

Annexe 2 : APR Centre emplisseur

S	SS	Élément Dangereux	ER	Causes	Conséquences	Niveau de risque			Mesures de prévention	P'	Mesures de protection	G'	C'	N° DU Rq
						P	G	C						
1	Dépotage	Poste de chargement et déchargement GPL (propane – butane)	Rupture catastrophique de la citerne (semi fixe)	-malveillance - choc mécanique - forte source de chaleur -forte onde de choc -transfert d'électricité électrostatique	-Explosion (boule de feu) -Bléve froid -Bléve -Prise de feu et explosion	3	4	3.4	-formation du personnels de sécurité -plan de circulation -Connexion des camions a mise a la terre. -réseau de refroidissement -équipement de sécurité et surveillance	1			1.3	R ₁₁
			Fuite	-Apparition de brèche due à l'effet de la corrosion -Mauvaise connexion ou défectuosité du bras	- formation d'un nuage explosif -dispersion -UVCE -incendie -explosion	3	4	3.4	- contrôle technique périodique est effectué -présence d'un opérateur durant l'opération -Maintenance préventive impose le remplacement périodique de tous éléments défaillant	1			1.3	R ₁₂

Annexes

			incendie	-malveillance - choc mécanique - forte source de chaleur - foudre	-surpression -UVCE -BLEVE	3	3		-formation du personnels de sécurité	2	Moyens d'extinction (réseaux d'incendie +extincteur)	2.3	R ₁₃
2	Réservoirs de stockage + Canalisations	Sphère de butane SB1 & SB2,SB3 (1000 et 2000 m3)	Rupture d'un de ses piquages (les plus gros des piquages se situe dans la phase liquide)	-Malveillance -Choc mécanique -Givrage de la vanne (sur remplissage) -défaillance équipement	-dispersion du produit -Bleve chaud -Bleve froid -Boule de feu -UVCE -feu de nappe	3	4	3.4	- formation du personnels de securité -plan de circulation - redondance des vanne -cuve de rétention	2	Moyens d'extinction (réseaux d'incendie +extincteur)	2.4	R ₂₁
			Rupture catastrophique des réservoirs (ruine)	malveillance - choc mécanique - forte source de chaleur -forte onde de choc -transfert d'électricité électrostatique -défaillance support	dispersion du produit -Bleve chaud -Bleve froid -Boule de feu -UVCE -feu de nappe	3	4	3.4	formation du personnels de sécurité -plan de circulation -cuve de rétention	2	Moyens d'extinction (réseaux d'incendie +extincteur)	2.4	R ₂₂

Annexes

2	Réservoirs de stockage + Canalisations	Fuite	-Apparition de brèche due à l'effet de la corrosion - usure d'un joint -défaillance vanne de purge -défaillance soupape	formation d'un nuage explosif -dispersion -UVCE -incendie -explosion	3	3	3.3	- contrôle technique périodique est effectué - redondance des vanne -Maintenance préventive impose le remplacement périodique de tous éléments défaillant	3	2	3.2	R ₂₃
		Surpression	-Surremplissage -Erreur humain -défaillance équipement - forte source de chaleur	-fuite de confinement -dispersion -Bleve chaud -Bleve froid -UVCE -incendie -explosion	3	3	3.3	- formation du personnels de sécurité -réseau de refroidissement -équipement de sécurité et surveillance	2	3	3.2	R ₂₄
		incendie	-malveillance -choc mécanique -projectiles - forte source de chaleur provoquant	-surpression -UVCE -BLEVE	3	4		formation du personnels de sécurité -réseau de refroidissement -équipement de sécurité et surveillance	2	4	2.4	R ₂₅

Annexes

Cigare de stockage propane CP1 & CP2 (1 50m3)	Rupture d'un des piquages (les plus gros des piquages se situe dans la phase liquide)	-Malveillance -Choc mécanique -Givrage de la vanne (sur remplissage) -défaillance équipement	-dispersion du produit -Bleve chaud -Bleve froid -Boule de feu -UVCE -feu de nappe	3	4	3.4	- formation du personnels de securité -plan de circulation - redondance des vanne -cuve de rétention	2	Moyens d'extinction (réseaux d'incendie +extincteur)	4	2.4	R ₂₆
	Rupture catastrophique des réservoirs (ruine)	malveillance - choc mécanique - forte source de chaleur -forte onde de choc -transfert d'électricité électrostatique -défaillance support	dispersion du produit -Bleve chaud -Bleve froid -Boule de feu -UVCE -feu de nappe	3	4	3.4	formation du personnels de securité -plan de circulation -cuve de rétention	2	Moyens d'extinction (réseaux d'incendie +extincteur)	4	2.4	R ₂₇
	Fuite	-Apparition de brèche due à l'effet de la corrosion - usure d'un joint -defaillance vanne de purge - defaillance soupape	formation d'un nuage explosif -dispersion -UVCE -incendie -explosion	3	3	3.3	- contrôle technique périodique est effectué - redondance des vanne -Maintenance préventive impose le remplacement périodique de tous éléments défaillant	3		2	3.2	R ₂₈

Annexes

2	Réservoirs de stockage + Canalisations	Fuite	-Apparition de brèche due à l'effet de la corrosion - usure d'un joint -défaillance vanne de purge - défaillance soupape	formation d'un nuage explosif -dispersion -UVCE -incendie -explosion	3	3	3.3	- contrôle technique périodique est effectué - redondance des vanne -Maintenance préventive impose le remplacement périodique de tous éléments défaillant	3		2	3.2	R ₂₃
		Surpression	-Surremplissage -Erreur humain -défaillance équipement - forte source de chaleur	-fuite de confinement -dispersion -Bleve chaud -Bleve froid -UVCE -incendie -explosion	3	3	3.3	- formation du personnels de sécurité -réseau de refroidissement -équipement de sécurité et surveillance	2		3	3.2	R ₂₄
		incendie	-malveillance -choc mécanique -projectiles - forte source de chaleur provoquant	-surpression -UVCE -BLEVE	3	4		formation du personnels de sécurité -réseau de refroidissement -équipement de sécurité et surveillance	2		4	2.4	R ₂₅
	Cigare de stockage propane CP1 & CP2 (1 50m3)	Rupture d'un de ses piquages (les plus gros des piquages se situe dans la phase liquide)	-Malveillance -Choc mécanique -Givrage de la vanne (sur remplissage) -défaillance équipement	-dispersion du produit -Bleve chaud -Bleve froid -Boule de feu -UVCE -feu de nappe	3	4	3.4	- formation du personnels de sécurité -plan de circulation - redondance des vanne -cuve de rétention	2	Moyens d'extinction (réseaux d'incendie +extincteur)	4	2.4	R ₂₆
		Rupture catastrophique des réservoirs (ruine)	malveillance - choc mécanique - forte source de chaleur -forte onde de choc -transfert d'électricité électrostatique -défaillance support	dispersion du produit -Bleve chaud -Bleve froid -Boule de feu -UVCE -feu de nappe	3	4	3.4	formation du personnels de sécurité -plan de circulation -cuve de rétention	2	Moyens d'extinction (réseaux d'incendie +extincteur)	4	2.4	R ₂₇

Annexes

			Fuite	-Apparition de brèche due à l'effet de la corrosion - usure d'un joint -defaillance vanne de purge - defaillance soupape	formation d'un nuage explosif -dispersion -UVCE -incendie -explosion	3	3	3.3	- contrôle technique périodique est effectué - redondance des vanne -Maintenance préventive impose le remplacement périodique de tous éléments défaillant	3		2	3.2	R ₂₈
--	--	--	-------	---	--	---	---	-----	---	---	--	---	-----	-----------------

4	Emplissage et r épreuve des bouteilles	Hall d'emplissage	Rupture catastrophique d'une bouteille lors de l'emplissage (ruine)	-malveillance -choc mécanique -forte source de chaleur -forte onde de choc	-explosion (boule de feu) -bleve froid	3	3	3.3	- formation du personnel de sécurité -Respect du plan de circulation -réseau de refroidissement	1	néant	3	1.3	R ₄₁
			Fuite	-apparition de brèche due à l'effet de la corrosion -robinetterie, joint d'étanchéité défectueux	-Formation d'un nuage -Explosif -UVCE -flash fire	3	3	3.3	- formation du personnels de sécurité -contrôles périodique et maintenance sur les bouteilles afin de déterminer l'état de corrosion , et changement des joints de robinetteries avant chaque enfûtage de bouteille	1	néant	3	1.3	R ₄₂
			Source de chaleur	-échauffement moteur - erreur humain (non respect des normes techniques et de sécurité)	-incendie -Supression des bouteilles -Explosion	3	3	3.3	formation du personnels de sécurité -réseau de refroidissement -équipement de sécurité et surveillance	2		3	2.3	R ₄₃

Annexes

			Chute d'une palette	-erreur humain -Défaillance engin de levage	Fuite Incendie Explosion	3	3	3.3	- formation du personnels de sécurité -contrôles périodique et maintenance sur les bouteilles afin de déterminer l'état de corrosion , et changement des joints de robinetteries avant chaque enfûtage de bouteille	1		2	1.2	R ₄₄
--	--	--	---------------------	--	--------------------------------	---	---	-----	--	---	--	---	-----	-----------------

Annexe 3 : Résultats de la HAZOP sur le système critique (sphère)

Unité : Centre emplisseur oued Sly Système : Entrée +Sphères							
Etat d'activité	Mot-clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Sécurité/Détection	Actions correctives	Observation
Phase remplissage	Pas assez	Débit d'entrée (dans la sphère)	Obturation de la ligne d'alimentation	- risque Surpression ligne -rupture ligne d'alimentation - perte de confinement -augmentation de la température au niveau compresseur - Risque: incendie /explosion /UVCE/ Feu de torche	-Alarme - soupape de ligne -Détecteur de gaz XAG - relais thermique provoque l'Arrêt d'urgence du compresseur -soupape de ligne - réseau incendie	-Mettre en place un système qui indique la présence du produit en Amant du compresseur Entraîne l'arrêt d'urgence avant la surpression et l'échauffement - contrôle l'état des canalisations avant toutes opérations	Dérive inacceptable
			Vanne d'entrée sphère oubliée fermée	- risque Surpression -rupture vanne et accessoire de jonction -perte du confinement - Risque : incendie /explosion /UVCE/ Feu de torche	-Alarme - relais thermique provoque l'Arrêt d'urgence du compresseur -Détecteur de gaz XAG -soupape de ligne - réseau incendie	-Mettre en place un système qui indique la présence du produit a l'Amant du compresseur Entraîne l'arrêt d'urgence avant la surpression et l'échauffement -contrôle des position des vannes avant toutes opération	Dérive inacceptable
			Rupture ligne d'alimentation	-Perte de confinement -Risque : incendie /explosion /UVCE/ Feu de torche	Alarme - relais thermique provoque l'Arrêt d'urgence du compresseur -Détecteur de gaz XAG 01 à 07 -détecteur de	Arrêt opération remplissage - contrôle l'état des canalisation avant toutes opérations - Respect des procédures de maintenance	Dérive critique

Annexes

					flamme DF01 - réseau incendie		
	Plus de	Débit	-Non respect du taux de remplissage - Défaillance d'indicateur de niveau LT01 -défaillance régulateur de débit -erreur humain	- sur remplissage -risque surpression -fuite au niveau des soupapes - Augmentation rapide de la pression jusqu'à la rupture du sphère ➔ BLEVE froid	Alarme -Indicateur de niveau LT01 -Détecteur de gaz XAG -Bris glace -détecteur de flamme DF01 - réseau incendie	Arrêt opération remplissage -Respect des pourcentages de remplissage et des procédures de maintenance	Dérive critique

Phase remplissage	Plus de	Niveau	-Non respect des taux de remplissage -Suralimentation -Défaillance de l'indicateur de niveau (LT01) -défaillance des soupapes PSV 01à12	-Augmentation rapide de la pression jusqu'à la rupture du sphère ➔ BLEVE froid	-Alarme - détecteur de fuite -Fermeture des vannes automatique VH Détecteur de gaz XAG -Cuve de rétention	-Arrêt opération remplissage -Respect des pourcentages de remplissage	Dérive inacceptable
				-Effondrement de la sphère dû au surpoids et à la corrosion de ses pieds	-Cuve de rétention -Alarme	-L'état des pieds est des tirants de chaque sphère doit être vérifier pour s'assurer de leurs capacités à supporter le poids du liquide.	Dérive critique
			Obturation de la ligne aval (sortie sphères)	Risque de surpression ➔ Rupture du réservoir ➔ BLEVE froid	-Indicateur de niveau LT01 -Alarme -Fermeture vanne auto VH -indicateur de pression PT01H - soupapes PSV 01à12	-Vérification périodique des lignes aval	Dérive inacceptable
			Seuil d'emplissage non contrôlé de la sphère	Surpression ➔ Ouverture des soupapes ➔ perte de confinement	-Indicateur de niveau LT01H -Alarme	-Arrêt de l'opération Contrôle de Niveau -Respect des	Dérive inacceptable

			- Alimentation excessive - Erreur opérateur	→ UVCE, BLEVE, feu de torche	- Fermeture vanne auto VH - Détecteur de gaz XAG 01 à 07 - Bris de glace	procédures d'alimentation	
Phase remplissage	Moins de	Niveau	- Défaillance indicateur de niveau - Erreur opérateur	- Sans conséquences de fatalité	- Alarme - indicateur de pression PT01H - opérateur	- Respect des procédures de remplissage - Vérification périodique des équipements de contrôle	Dérive Acceptable
			- Défaillance de la vanne de purge (vanne reste ouverte) lors des opérations dégazages	- déversement → Feu de torche - formation d'un nuage gazeux	- Alarme - Indicateur de niveau LT01 - Détecteur de gaz XAG 01 à 07 - Réseau d'incendies	- proposé une deuxième vanne d'arrêt en aval du ballon de purge	Dérive Critique
Phase remplissage	Plus de	pression	- Augmentation de la température ambiante ou incendie voisin - inversion produit ligne (propane - butane)	Risque de surpression - rupture de la sphère → Ouverture des soupapes → perte de confinement → UVCE, BLEVE, feu de torche	- Alarme - Soupape de sécurité PSV - indicateur de pression PT01H - Fermeture des vannes VH - Manomètre MP1 - Brise glace	- Vérification de la composition du GPL (phase liquide et gazeuse) - Arrêt opération remplissage - Habilitation des intervenants - Vérification périodique de la sphère, soupape, purge et du système de refroidissement.	Dérive inacceptable
			- Non respect de taux de remplissage - Alimentation	- Déformation de la coque de la sphère - Eclatement des joints des accessoires	- Manomètre MP1 - indicateur de pression PT01 - Indicateur de		Dérive inacceptable

Annexes

			excessive -Non ouverture de la purge et la soupape de sécurité	-Fuite de produit -BLEVE	niveau LT01 -Détecteur de gaz XAG -Bris de glace	- respect du programme de maintenance -Arrosage par l'ouverture des vannes VPM	
			- Dysfonctionnement du dispositif de contrôle de pression (indicateur PT01) -défaillance soupapes(bloqués)	-Surpression provoque Rupture de la paroi du coté de la phase gazeuse – perte de confinement → BLEVE froid	-Alarme -Manomètre MP1 -Indicateur de niveau LT01 -Soupape de sécurité PSV - Vanne de Purge -cuve de rétention	-Arrêt de l'opération de remplissage -Habilitation des intervenants -Vérification périodique de la sphère, soupape et purge. -Arrosage par l'ouverture des vannes VPM	Dérive inacceptable
			Défaut de régulation de la température et de la pression	Surpression provoque Perte de confinement de la sphère → UVCE, feu de torche, BLEVE.	-Alarme -Indicateur de niveau LT01 -Soupape de sécurité - Vanne de Purge -cuve de rétention	- respect du programme de maintenance - Vérification périodique des équipements. -Arrosage par l'ouverture automatique des vannes VPM	Dérive inacceptable
Phase remplissage	Plus de	Pression (ligne d'alimentation) des sphères	-Chaleur externe (incendie voisin) - défaillance au niveau des soupapes de ligne -fermeture intempestive des vannes de ligne	Rupture de la ligne d'alimentation→ perte de confinement – formation d'une nappe → UVCE, feu de nappe - Feu de torche	-Alarme -Arrêt du compresseur -Détecteur de gaz XAG -détecteur de flamme DF	-Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants -Vérification périodique de la ligne d'alimentation, de la soupape de sécurité -Nettoyage de l'entourage	Dérive inacceptable

Annexes

Phase remplissage	Aucune	Pression (entrée sphère)	Rupture de canalisation → Bras déconnecté pendant opération par opérateur - bras arraché en absence d'opérateur	-Fuite de gaz -déversement du produit	-Détection gaz → Fermeture clapet -Réseau d'incendie	-Arrêt opération dépotage -Habilitation des intervenants - Système anti arrachement prévu sur les bras	Dérive critique
	Moins de	Pression (ligne d'alimentation)	-Mauvais connexion du bras de déchargement -usure des joints de connexion	-formation d'un nuage gazeux - formation d'une nappe de GPL -UVCE -BLEVE froid -Feu de torche	-Alarme -Arrêt du compresseur - réseau incendie -clapet hydraulique de la citerne -vanne d'arrêt	-Respect des procédures de maintenance -Vérification périodique des équipements. -formation des intervenants	Dérive inacceptable
		Pression (sphère)	Fuite au niveau des soupapes de sécurité	Perte de confinement → Nuage gazeux → feu de torche → UVCE	-Alarme -Indicateur de niveau LT01 -Détecteur de gaz XAG -détecteur de flamme DF01 - réseau incendie	Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants -Vérification périodique, de la soupape de sécurité	Dérive inacceptable
	Inversion	Débit	Inversion branchement bras	Gaz dans ligne liquide Pas de conséquence de fatalité	- soupapes de lignes	-Arrêt opération remplissage -Habilitation des intervenants -Respect des procédures de remplissage	Dérive Acceptable

Unité : Centre emplisseur oued sly Système : stockage (Sphère)							
Phase stockage	Plus de	Pression	-Augmentation température ambiante -incendie voisin -défaillance réseaux de refroidissement	Risque surpression → Rupture de la sphère → ouverture des soupapes → perte de confinement →UVCE -BLEVE-feu de torche	-Alarme -Indicateur de niveau LT01 -Détecteur de gaz XAG -détecteur de flamme DF01 - soupape de sécurité - réseau incendie	Refroidissement via l'arrosage par l'ouverture automatique des vannes VPM (température à définir) -Vérification périodique des équipements -Nettoyage de l'entourage	Dérive inacceptable
			Changement de phases GPL stocké a cause des facteurs climatique externe et Dysfonctionnement du dispositif de : - Indicateur de pression PT01 -soupape de sécurité	Risque surpression → Rupture de la sphère → ouverture des soupapes → perte de confinement →UVCE -BLEVE-feu de torche	-Alarme -Indicateur de niveau LT01 -Arrêt pompe -Détecteur de gaz XAG -Bris glace -détecteur de flamme DF 01 - réseau de refroidissement	Vérification périodique des équipements de régulation -redondance des équipements -contrôle visuelle par les opérateurs	Dérive inacceptable
	Moins de	Pression	Mise en dépression via l'ouverture intempestive des soupapes	Fuite soupapes → perte de confinement →UVCE- BLEVE-feu de torche	-Alarme -Indicateur de niveau LT01 -Détecteur de gaz XAG -Bris glace -détecteur de flamme DF01 - réseau incendie	Vérification périodique des équipements	Dérive critique
			Fuite due a un choc ou bien corrosion de la sphère et ses équipements	Formation d'un nuage gazeux ou formation Nappe →UVCE – BLEVE -feu de torche	-Alarme -Indicateur de niveau LT01 -Détecteur de gaz XAG -Bris glace -détecteur de flamme DF01 - réseau incendie	Vérification périodique des équipements	Dérive inacceptable

Unité : Centre emplisseur oued sly							
Système : Sphère + sortie GPL							
Phase expédition	Moins de	niveau	Défaillance de l'indicateur de niveau LT01 lors de l'opération de remplissage	-Risque de cavitation des pompes P S1/S3/PW1 /PW3 -Non arrêt de la pompe à cause de la défaillance des indicateurs de niveau LSL → risque de déformation (submersion) de la sphère - échauffement des pompes	-Alarme - relais thermique (entraîne l'arrêt de la pompes) - vanne différentielle.	-Mettre en place un système qui indique la présence du produit a l'Amant de la pompes Entraîne l'arrêt de la pompes avant l'échauffement	Dérive critique
			Fuite dû à un choc, corrosion, travaux de maintenance	-formation d'un nuage gazeux - formation d'une nappe de GPL -UVCE -BLEVE froid -Feu de torche	-Alarme -Indicateur de niveau LT01 -Arrêt pompe -Détecteur de gaz XAG01à07 -Bris glace -détecteur de flamme DF01 - réseau incendie	-Respect des procédures de maintenance -Vérification périodique de la sphère pour déterminer l'état d'avancement de leurs corrosions. - (épreuve hydraulique ou pneumatique) -Arrosage par l'ouverture des vannes VPM	Dérive inacceptable
			-Défaillance de la vanne de purge (vanne reste ouverte) lors des opérations dégazages	-Fuite → Feu de torche - formation d'un nuage gazeux	-Alarme -Indicateur de niveau LT01 -Arrêt pompe -Détecteur de gaz XAG 01 à 07 -Bris glace -Réseau d'incendies	-proposé une deuxième vanne d'arrêt en aval du ballon de purge	Dérive Critique

Annexes

			Non respect du taux de remplissage (Sphère remplis a moitié)	aucune conséquence	Alarme -Indicateur de niveau LT01	Contrôle du débit de remplissage -Respect des pourcentages de remplissage -Respect des procédures de remplissage	Dérive acceptable
Phase expédition	Plus de	Niveau	-Suralimentation et non respect des débits d'expédition -Défaillance du flotteur (LT01) -défaillance des soupapes PSV	-Augmentation rapide de la pression jusqu'à la rupture du sphère ➔ BLEVE froid	-Alarme -Indicateur de niveau LT01H - détecteur de fuite -Fermeture des vannes automatique VH -Cuve de rétention	-Arrêt opération remplissage -Respect des pourcentages d'expédition -vérification des équipement de sécurité	Dérive inacceptable
				-Effondrement de la sphère dû au surpoids et à la corrosion de ses pieds	-Cuve de rétention -Alarme	-L'état des pieds est des tirants de chaque sphère doit être vérifier pour s'assurer de leurs capacités à supporter le poids du liquide.	Dérive critique
			Sur remplissage et Bouchage de la ligne aval (sortie sphères)	Risque de surpression ➔ Rupture du réservoir➔ BLEVE froid	-Indicateur de niveau LT01 -Alarme -Fermeture vanne auto VH -indicateur de pression PT01H - soupapes de sécurité PSV	-Vérification périodique des lignes aval	Dérive inacceptable
			Non respect du taux de remplissage (Sphère remplis a plus de 85%)	aucune conséquence	-Alarme -Indicateur de niveau LT01	Contrôle du débit de remplissage -Respect des pourcentages de remplissage -Respect des procédures de remplissage	Dérive acceptable

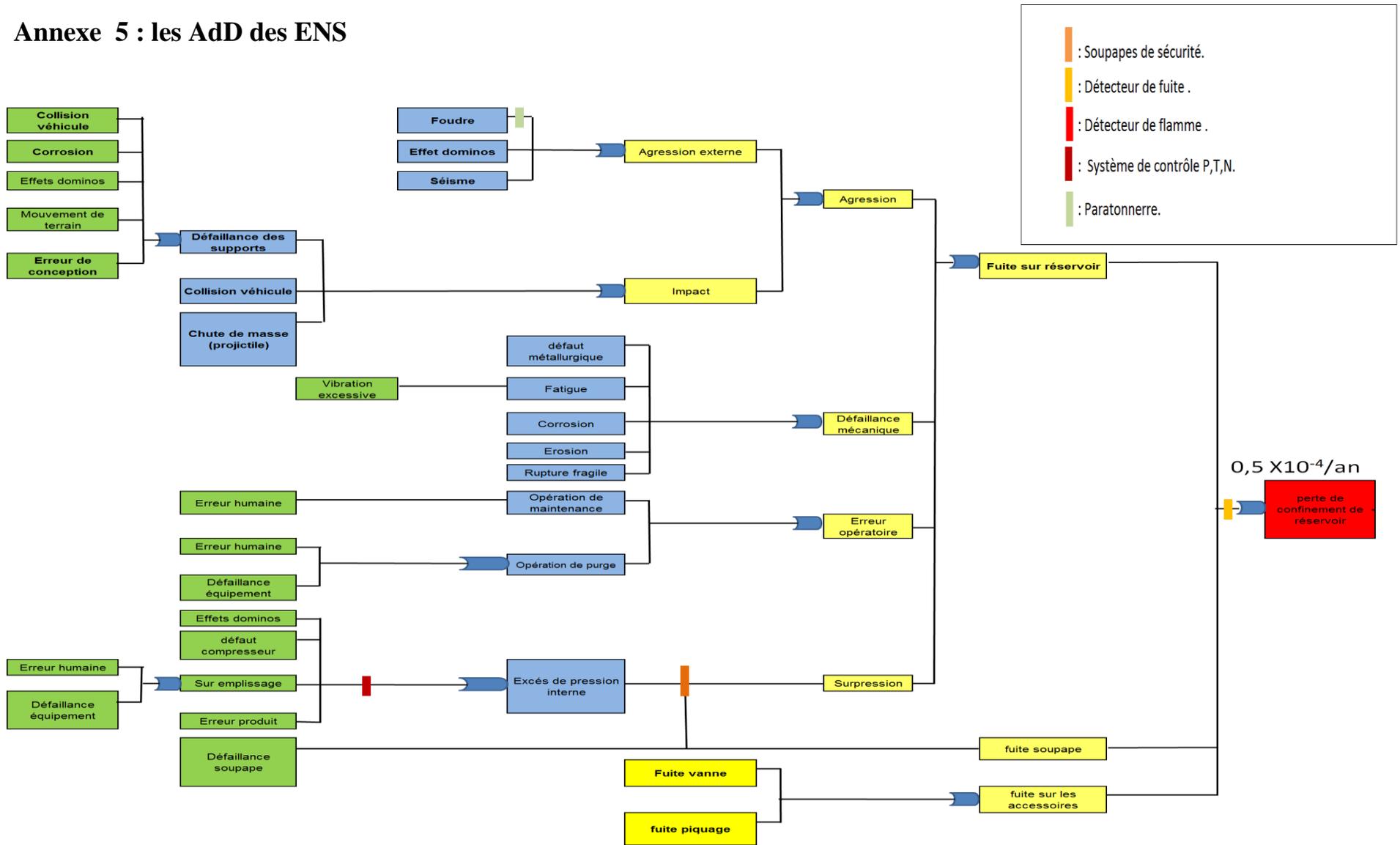
Annexes

Toutes les Phases	Plus de	Température	-Augmentation température ambiante ou incendie voisin -Défaillance de transmetteur température TT01	-Déformation de la sphère -Risque de surpression → BLEVE chaud	-Alarme -ManomètreMP1 -Transmetteur de pression PT01 -Fermeture vanne auto VH -Purge - détecteurs de flamme DF01	-Refroidissement via l'arrosage par l'ouverture automatique des vannes VPM (température à définir) -Vérification périodique des équipements -Nettoyage de l'entourage	Dérive inacceptable
			Feu de torche (incendie externe)	Risque de surpression → BLEVE chaud	-Alarme -Détecteur de gaz XAG -Bris de glace	-Refroidissement via l'arrosage par l'ouverture automatique des vannes VPM -Nettoyage de l'entourage	Dérive inacceptable
	Moins de	Température	Vague de froid	Sans conséquences de fatalité	-Transmetteur de pression TT01		Dérive Acceptable
	Aucun	Débit	- défaillance de vannes sur le circuit de dépotage lors du transfert du produit vers les sphères ou vers le hall d'emplissage	-Rupture de canalisation -Fuite de gaz -Nappe GPL	-DéTECTEURS de gaz XAG - soupapes de lignes	-Arrêt opération dépotage ou du transfert -Habilitation des intervenants - vérification périodique des vannes -Respect des procédures de dépotage	Dérive critique
	Aucune	Electricité sur l'instrumentation	Divers	Plus d'informations des instruments	Instrumentation alimentée par onduleur	En cas de coupure de courant SONELGAZ, un GE de secours est prévu	Dérive acceptable

Annexe 4 : Echelle de cotation de la HAZOP

Gravité	Conséquences des dérives
Acceptable	<ul style="list-style-type: none">- Premiers secours ;- Feu de stade initial ou dommages mineurs à la propriété ;- L'interruption d'activité à court terme sans engendrer de coût pour l'entreprise.
Critique	<ul style="list-style-type: none">- Blessure enregistrée ;- Accident qui entraîne l'interruption d'activité qui engendre des dommages et des coûts pour l'entreprise et qui déclenche un PII.
Inacceptable	<ul style="list-style-type: none">- Blessure d'un employé ou plus qui nécessitent leurs admission à l'hôpital ;- Pollution atmosphérique, incendie, explosion et de déversement ou rejet ;- Accident qui a de l'impact sur la communauté et sur l'environnement et qui déclenche un plan ORSEC- Accident qui entraîne l'interruption d'activité de plusieurs jours voir des mois et une perte économique colossale pour l'entreprise.

Annexe 5 : les Add des ENS



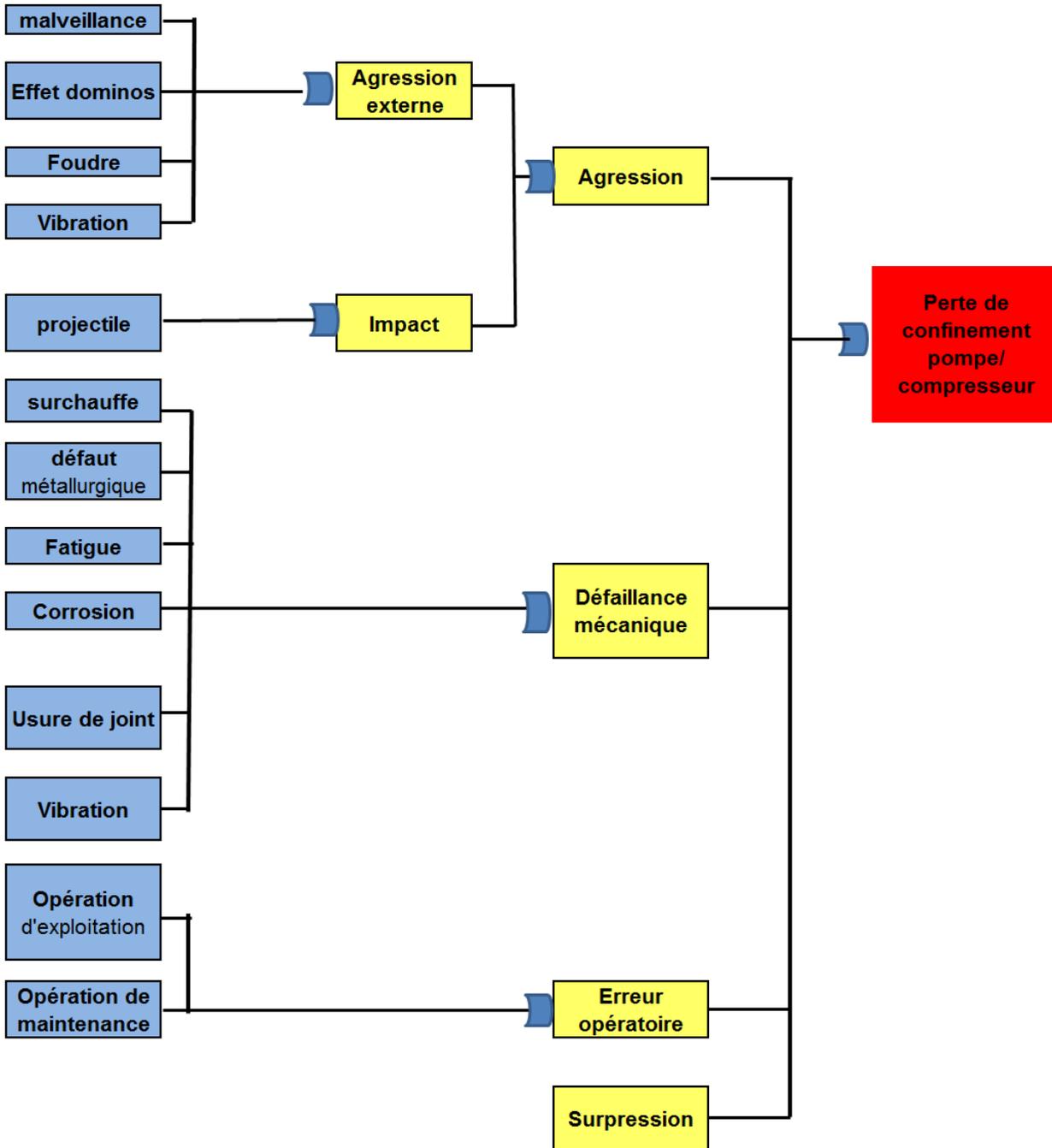


Figure 3 - 12 : Add sur perte de confinement pompe / compresseur

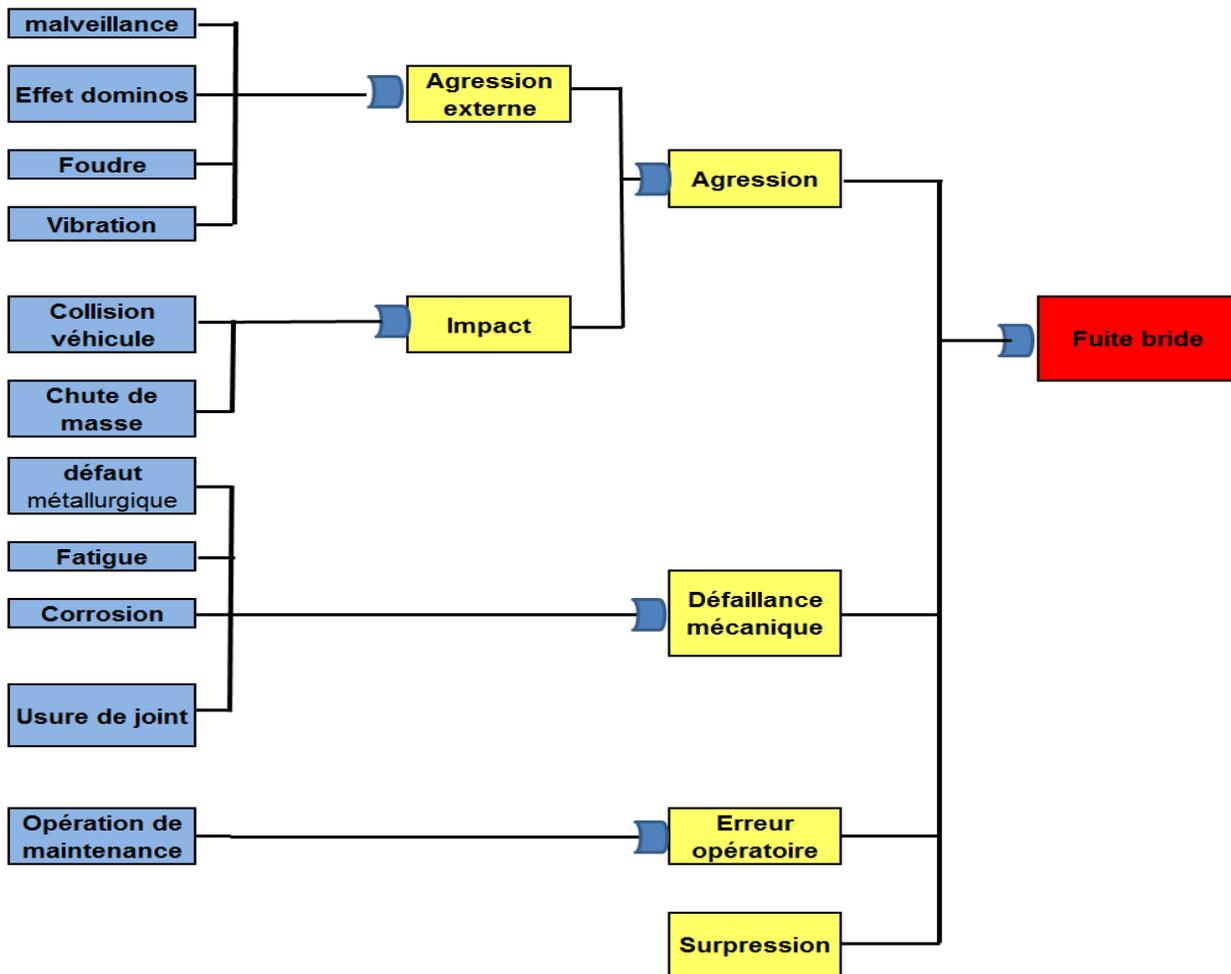


Figure 3 - 13 : Add sur Fuite sur Bride

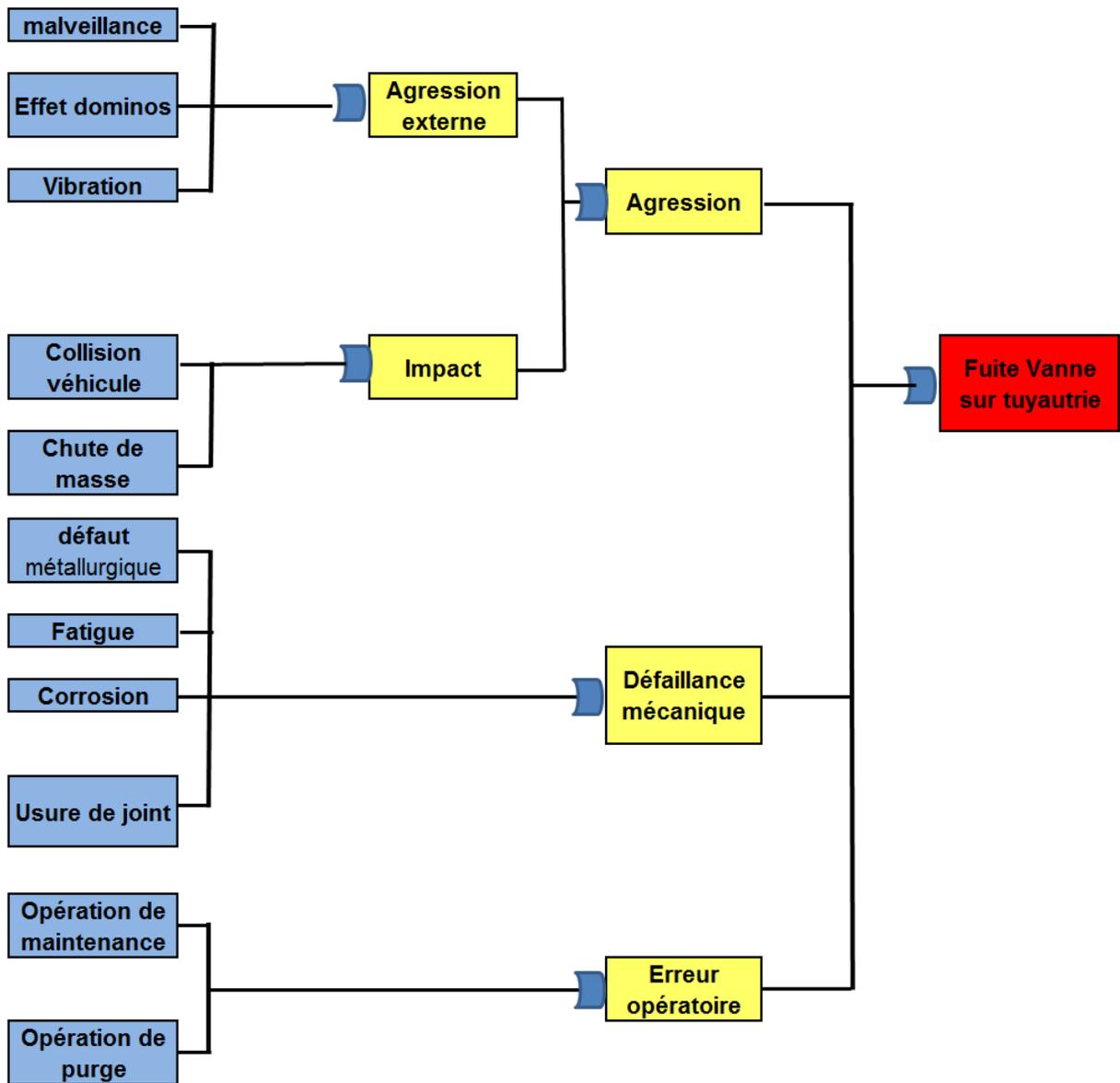


Figure 3- 14 : AdD Fuite sur vanne de tuyauterie

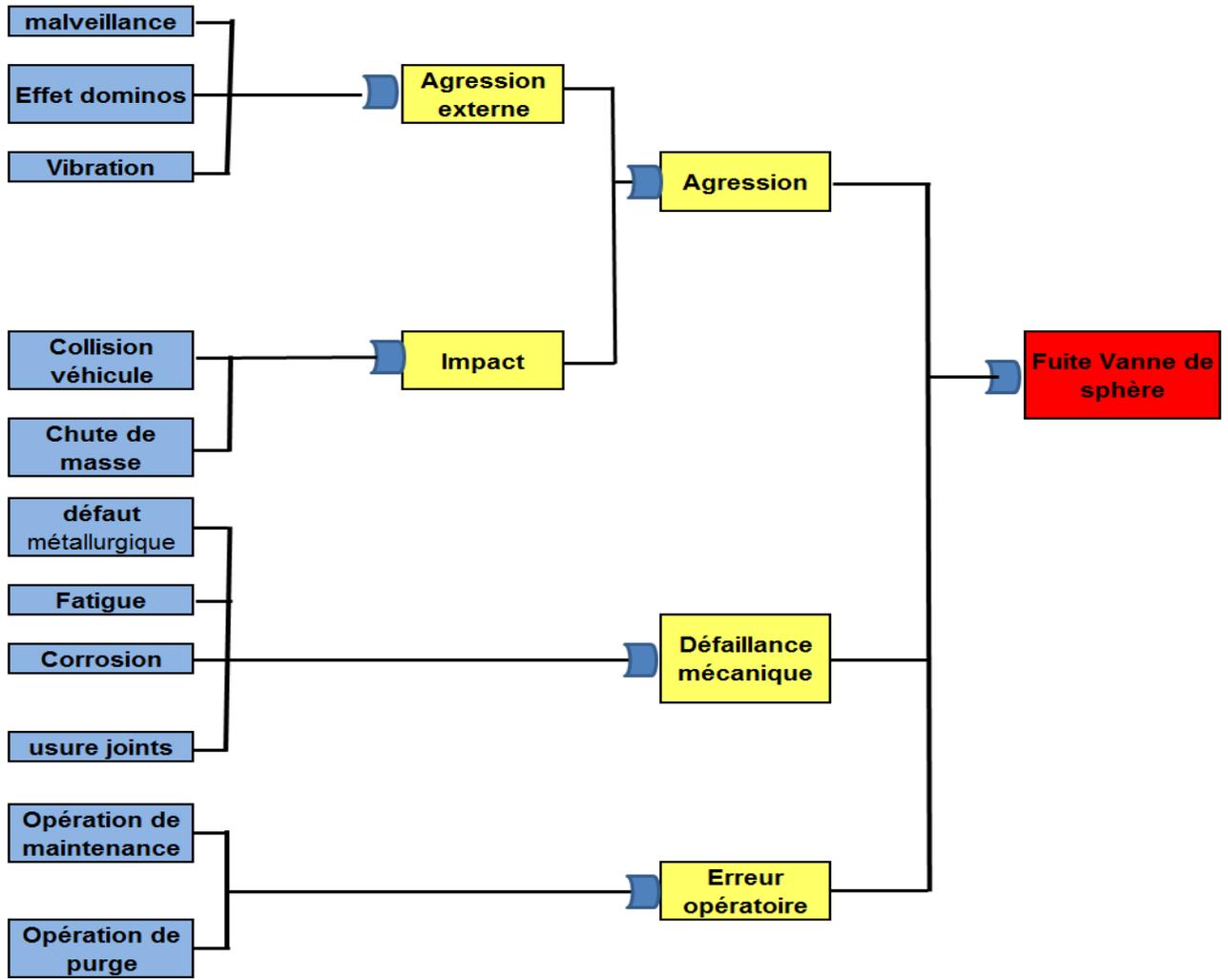


Figure 3 - 15 : Add Fuite sur vanne de sphère

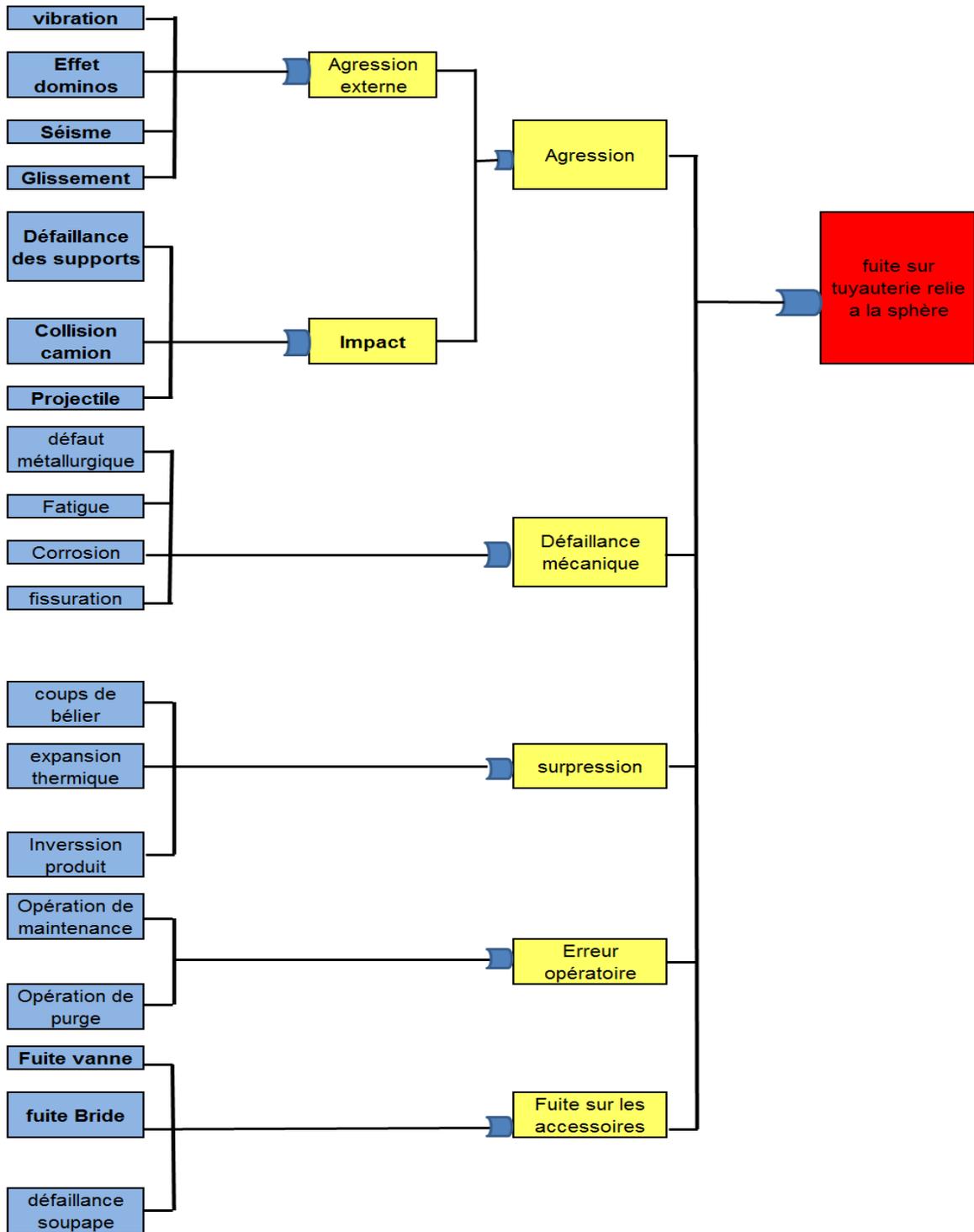
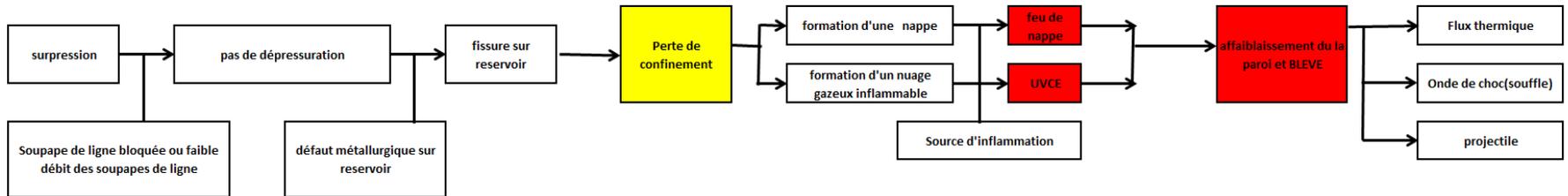


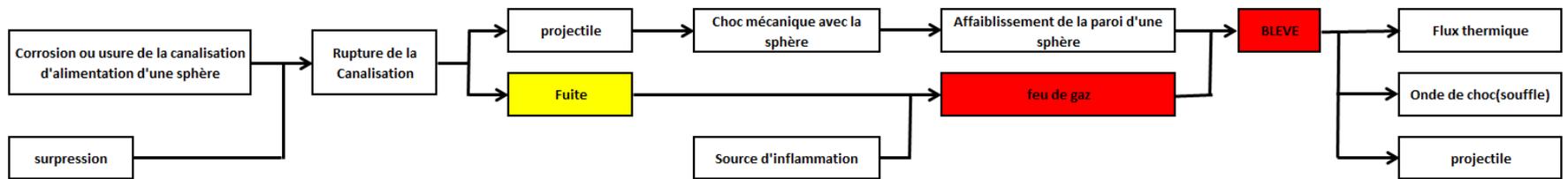
Figure 3 - 16 : Add Fuite sur tuyauterie

Annexe 6 : Scenarios d'accidents

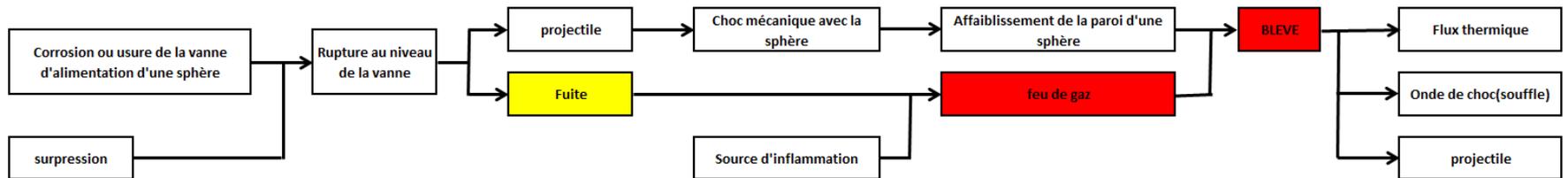
Scénarios 1



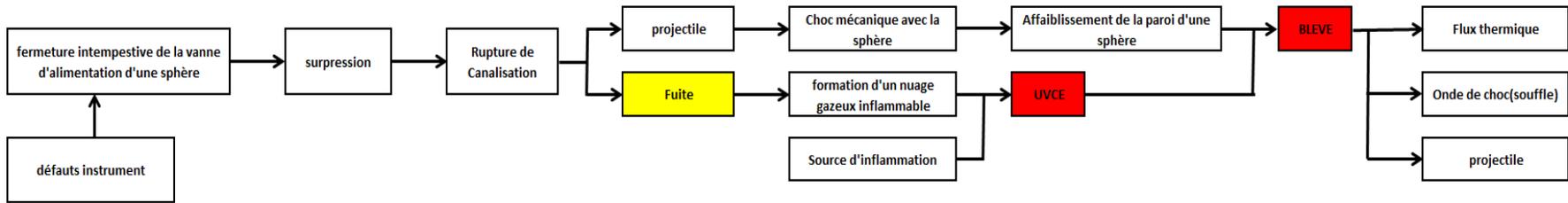
Scénarios 2



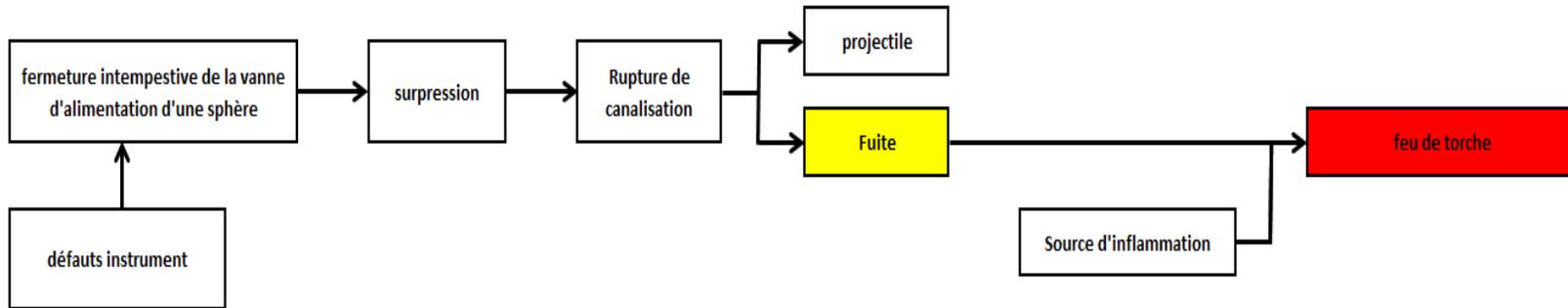
Scénarios 3



Scénarios 4



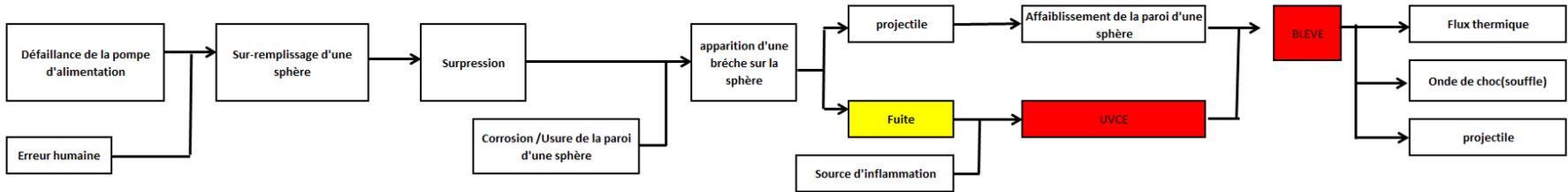
Scénarios 5



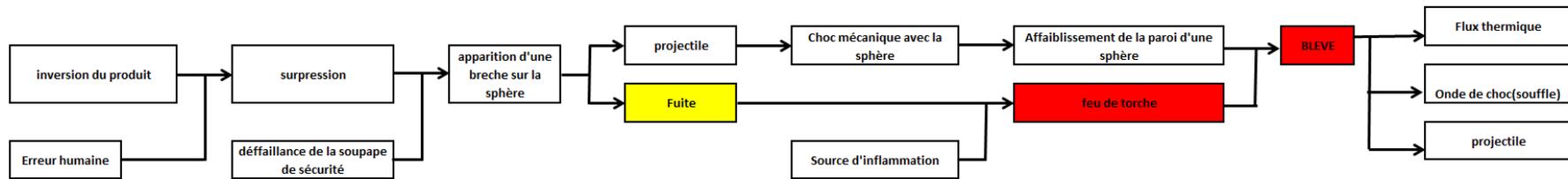
Scénarios 6



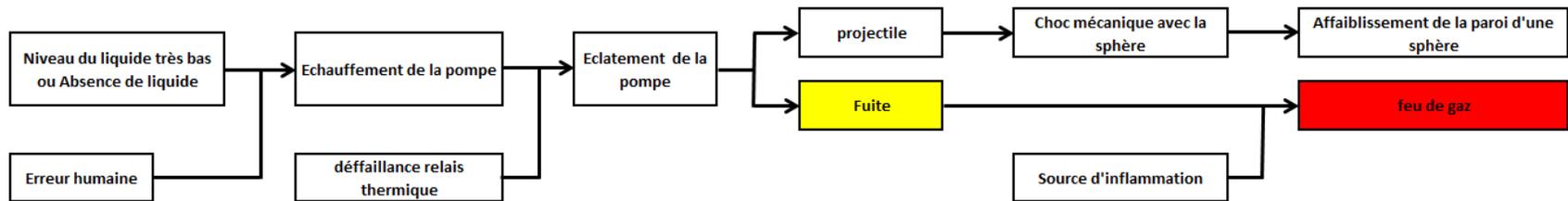
Scénarios 7



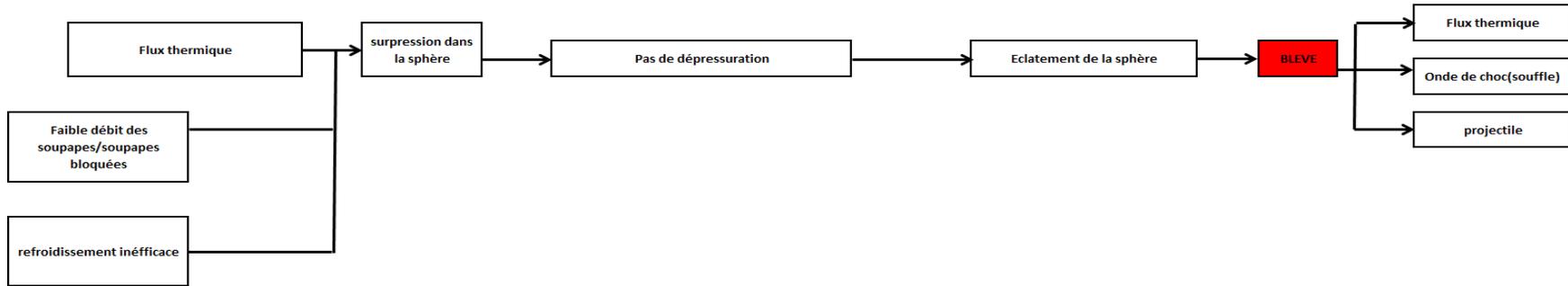
Scénarios 8



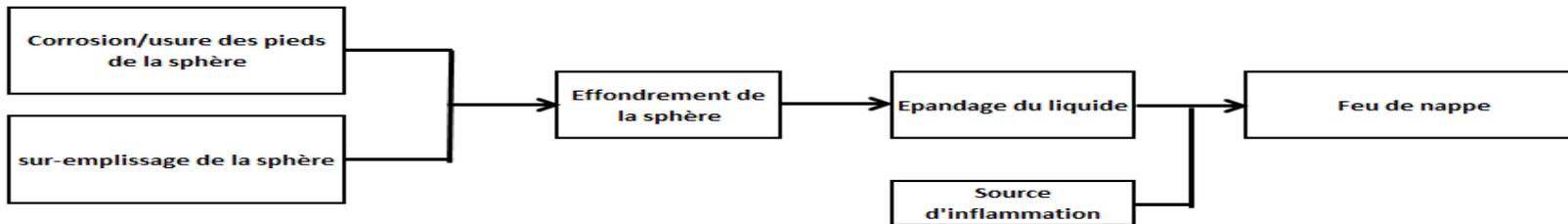
Scénarios 9



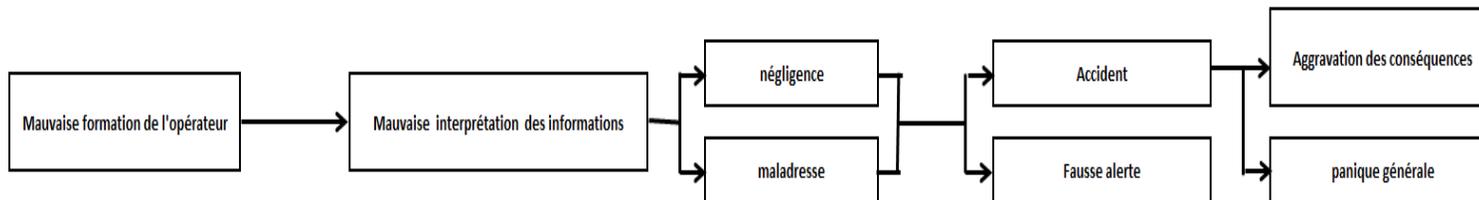
Scénarios 10



Scénarios 11



Scénarios 12



Annexe 7 : Accidentologie lies au stockage de GPL-ARIA

Tableau 1-4 : Accidentologie lies aux stockages de GPL-ARIA

Accident / Lieu	Equipements	Types de Produit	Scenarios	Conséquences
Raffinerie Feyzin, France, 04/01/1966	L'installation de stockage de GPL (quatre sphères de propane de 1200 m ³ , quatre sphères de butane de 2000 m ³ , ainsi que deux réservoirs cylindriques horizontaux)	Liquides inflammables propane /butane	Trois sphères de butane s'ouvrent sans donner matière à un BLEVE.	-Le village de Feyzin, distant d'environ 400 mètres est touché par les ondes de surpression successives. Au total 11réservoirs sont détruits, des missiles sont projetés jusqu'à 800mètres. L'accident causa 18morts et 84 blessés.
Ixhuatepec, Mexico Mexique 19/11/1984	Le site de stockage était constitué de 4sphères de GPL , d'un volume unitaire de 1600 m ³ , de deux sphères de 2400 m ³ de volume unitaire et de 48 réservoirs cylindriques horizontaux.	GPL	Série de BLEVE sur une installation de GPL	-Quelques minutes après l'inflammation du nuage, deux des plus petites sphères donnent matière à des BLEVE ,engendrant la formation d'une boule de feu (d'un diamètre évalué, sans certitude, à 350 ou 400 mètres) ainsi que l'éjection d'un ou deux réservoirs cylindriques. -Les effets thermiques et l'éjection de fragments entraînent, par effet domino, d'autres BLEVE. -Cet accident causa au total le décès de plus de 500 personnes. Il y eut environ 7000 blessés et 39000 personnes évacuées. Des fragments de sphères furent retrouvés à plus de 600 mètres.
RAFFINERIE, TEXAS CITY,TEXAS,USA (30/05/1978)	Réservoir sphérique d'isobutane d'une capacité de 800m ³	Isobutane	Succession de BLEVE	-Le nuage est enflammé par une source non identifiée et un feu de type chalumeau se forme à la fuite. Moins d'une minute après, la sphère donne matière à un BLEVE. Plusieurs BLEVE de petits réservoirs se produisent ensuite, puis 20 minutes plus tard, une autre explosion survient. Il s'agit du BLEVE d'une autre sphère de 800 m ³ de capacité.

LOS ALFAQUES, ESPAGNE, 11/07/1978	Un camion transportant 23,5 tonnes de propylène	Propylène	Un BLEVE se produit engendrant notamment une boule de feu.	La citerne est fissurée et l'inflammation du rejet gazeux qui se forme entraîne une augmentation de la pression interne et une détérioration des parois de la citerne. Consécutivement à une première explosion, un BLEVE se produit engendrant notamment une boule de feu. Cet accident fut la cause de 216 morts et plus de 200 blessés dans un rayon de 125 m (Lees,1996).
ARIA N° 100, Le 19/08/1988, JAPON ASAHIKAWA	Une fuite de GPL issue de l'unité de compression des gaz résiduels dans l'atelier d'inspection et de remplissage des bouteilles.	GPL	Explosion suite à une fuite de GPL	Une explosion (cause d'allumage indéterminée) et un incendie; 1207 bouteilles sont détruites au cours du sinistre qui a fait 3 morts et 2 blessés sur le site. Les trains sont arrêtés et la production électrique est perturbée.
(KAMENA VOURLA) GRECE, le 30/04/1999	Camion-citerne contenant 18 tonnes de GPL .	GPL	BLEVE	Une fuite de GPL qui s'enflamme, Trente minutes plus tard, un BLEVE se produit. la formation d'une boule de feu d'environ 100 m de rayon et 150 m de hauteur. De grosses gouttes de GPL liquide en feu pleuvent sur des distances de 300 à 400 m.
ARIA N° 29590, le 23/04/2004 Allemagne	Dans une raffinerie, un "flash" de GPL se produit lors d'un transfert entre un stockage fixe et une citerne routière	GPL	Flash de GPL	Le jour de l'accident, le chargement d'une citerne est en cours quand le raccord vissé entre le bras de chargement et la citerne fuit. Le nuage ainsi formé s'enflamme enveloppant le chauffeur. Ce dernier, grièvement brûlé, décèdera de ses blessures par la suite.
ARIA N° 36310, Le 25/06/2009; France, Port-La-Nouvelle.	Dans un dépôt de GPL de 1250 m ³ une fuite de propane se produit vers 14h45 sur une vanne de purge d'une des pompes des 3 réservoirs sous talus (2 x 500 m ³ + 1 x 250 m ³), mis en service début juin en remplacement de 3 sphères aériennes; le jet vertical de gaz (7 bar) de 6 à 8 m s'enflamme en moins de 5 s.	GPL	Fuite enflammée sur vanne de purge	La fuite enflammée perdure pendant 35 min, le temps nécessaire pour brûler le propane présent dans la canalisation de 250 mm de diamètre et de 20 m de long entre la vanne de sectionnement en soutirage du réservoir et le point de fuite. Après extinction, la vanne de purge est refermée manuellement ; le POI est levé à 15h40. Aucun blessé n'est à déplorer ; les eaux de refroidissement ont été confinées sur le site. La fuite de gaz est estimée à 350 kg.

Tableau 1 - 4 : Accidentologie lies aux accidents de stockage de GPL en Algerie - ARIA

Année	Lieu	Equipements	Causes	Conséquences
2004	– EL KHEMIS	Bras de chargement	/	Flash
2004	– BLIDA	Canalisation enterrée du poste chargement	Corrosion interne	Fuite de GPL non enflammée
Mardi 31 Août 2004	– (Jetée M6/GP1/Z)	Bras de chargement	Frottement de brides (création de l'électricité statique)	Fuite de propane enflammée
2005	– BERRAHAL	Soupape de ligne	Dysfonctionnement de la soupape	Fuite de GPL non enflammée
2005	– Bourdj B-Arreredj	Soupape d'une citerne	Dysfonctionnement de la soupape	Fuite de GPL non enflammée
2007	– SKIKDA	Canalisation 6	Corrosion interne	Fuite de GPL non enflammée
2007	– BERRAHAL	Soupape d'une citerne	Augmentation de pression	Fuite de GPL non enflammée
2007	- PORT BEJAIA	Canalisation 6	Détérioration d'un joint	Fuite de GPL non enflammée
2009	– SBA	Pipe Arzew-SBA-Tlemcen	Travaux d'excavation d'une société chinoise CETIC	Fuite de GPL non enflammée
2009	– ARZEW	Citerne	Rupteur du joint d'étanchéité dû au mauvais serrage	Fuite de GPL non enflammée
2009	– SIDI KHALED	Citerne	Arrachement de la vanne de purge dû à l'usure du filetage	Fuite de GPL non enflammée
2009	– KHROUB	Soupape de ligne	Elévation de température	Déclenchement de la soupape
2009	– PORT DE BEDJAIA	Pipe	Le cisaillement du pipe	/