

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

École Nationale Polytechnique



QHSE-GRI

Mémoire de projet de fin d'études
pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en QHSE-GRI

Intitulé

**Maîtrise des risques majeurs par l'application de la méthode LOPA
Cas de l'Entreprise HAMOUD BOUALEM**

Etudié par : **ABAD FERIAEL**
GHERBI SABRINA

Proposé par : **BELAID Mohamed**

Manager HSE (HB)

Encadré par : **BENMOKHTAR AMIN**

Maître-Assistant (ENP)

OUADJAOUT MOHAMED

Maître-Assistant (ENP)

Présenté et soutenu publiquement le (13/06/2016)

Composition du jury :

Présidente	Mme D.HARIK	Professeur	ENP
Examineur	Mr F.LEGUEBEDJ	Maître-Assistant	ENP
Examineur	Mr B.TOUAHER	Maître-Assistant	ENP
Encadreur	Mr A.BENMOKHTAR	Maître-Assistant	ENP
Encadreur	Mr M.OUADJAOUT	Maître-Assistant	ENP

Promotion Juin 2016

Dédicaces

À mes chers parents

À mes deux frères Anis et Assil

À mes grands parents

À mon fiancé

Et à tous ceux que je garde dans mon cœur

G.Sabrina

Dédicaces

Á la mémoire de ma chère tante Aziza

Á mes chers parents

Á mon frère Lamine et ma sœur Amel

Á tous mes proches

Á mes amis

Je dédie ce modeste travail

A.Feriel

REMERCIEMENTS

Remercier, c'est le plaisir de se souvenir de tous ceux qui, par leurs encouragements, leur disponibilité et leur compétence, ont su créer une ambiance de travail qui nous a permis de finaliser ce mémoire destiné à l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en QHSE-GRI.

En premier lieu, nous tenons à remercier très vivement nos encadreurs, Monsieur A. BENMOKHTAR, Maître - Assistant à l'Ecole Nationale Polytechnique, et Monsieur M. OUADJAOUT Enseignant Chercheur à l'ENP, Chef de Département et Directeur du Cycle Préparatoire-ENP, pour leur disponibilité constante, leur suivi et leurs conseils si utiles, qui ont contribué à l'exceptionnel encadrement dont nous avons eu l'occasion de bénéficier. Leur patience, leur réactivité nous ont permis de mener à terme ce travail

Nous tenons aussi à adresser nos remerciements à Monsieur M.BELAID, Manager HSE à Hamoud Boualem, pour avoir partagé son temps et son expertise, et pour nous avoir accompagné tout au long du déroulement de notre projet.

À Madame M. KEMMOUCHE, Responsable de Formation, au sein de l'Entreprise Hamoud Boualem, pour nous avoir donné la chance d'effectuer notre projet au sein de cette entreprise, et nous avoir fourni toutes les informations nécessaires.

À Madame D. HARIK, Professeur à l'ENP, qui nous a fait l'honneur de présider le jury.

À Messieurs F. LEGUEBEDJ et B. TOUAHER, Enseignants Chercheurs à l'ENP en tant qu'examineurs pour l'effort fourni en jugeant notre travail.

Nous tenons aussi à exprimer notre gratitude à Madame S. ZEBOU DJ, Responsable de la Filière QHSE-GRI, Professeur au sein de l'ENP, en lui reconnaissant la bonne gestion et d'être à l'écoute des élèves-ingénieurs, et de n'avoir ménagé aucun effort pour la bonne marche de cette filière, ainsi qu'à toute l'équipe pédagogique qui nous a accompagnée tout le long de notre formation.

Enfin, nos remerciements vont à tous ceux et à toutes celles qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

ملخص

الهدف من هذا العمل هو دراسة مدى نجاعة حواجز السلامة وهذا من أجل التحكم في المخاطر على مستوى مؤسسة حمود بوعلام .

إن التحليل الأولي لهذه المخاطر أبرز أن المرجل البخاري هو الجهاز الرئيسي لهذه المؤسسة المعرض لمثل هذه المخاطر و مدى عواقبه على المحيط المجاور. كونه الجزء الرئيسي للسير الحسن للمؤسسة (عملياتي الغسل و التعقيم) ، تعطله يؤدي إلى توقف إنتاج المؤسسة.

الطريقتين AMDEC و HAZOP مكنتانا من تحديد أسباب تعطل النظام و التعرف على مختلف السيناريوهات ذات الصلة للحوادث الممكنة ، هذا من جهة. من جهة أخرى ، قمنا بتقييم النتائج المتحصل عليها بالنظر إلى درجة الخطورة، مما مكنا من إختيار الحالات التي سيتم فحصها بإستعمال طريقة LOPA. وحتى ضبط ما توصلنا إليه ، قدمنا نمذجة رياضية و محاكاة عددية.

هذه الدراسة أدت بنا إلى إقتراح نظام جهاز السلامة SIS ذو $PFD < E-03$ ، و جهازي قياس : الأول يتعلق بمستوى الماء في المرجل، و الثاني لمراقبة درجة حرارة الغازات المستعملة.

الكلمات المفتاحية : خطر، ظاهرة خطيرة، إنفجار، APR، AMDEC، HAZOP، سيناريوهات، LOPA، حواجز السلامة. SIL, SIS.

Abstract

The aim of this work is to study the efficiency of security barriers for the control of major risks in Hamoud Boualem Company. Preliminary Risks Analysis (PRA) showed that boiler is the equipment that presents the major security risks for the company and its environment. Indeed, it is essential equipment for the company running (washing and pasteurization) ; a failure of this equipment would lead to a production stop. Analysis methods of Failure Modes, Effects Analysis (FMEA) and of Hazard Operability (HAZOP) have allowed determining failure causes linked with system. They also allowed identifying the different possibilities of accidents. We have also studied their consequences according to their criticality for selecting scenarios which must be evaluated with Layer of Protection Analysis (LOPA). For an optimal risk analysis, most critical scenarios have been the subject of a modeling and a simulation. Finally, found results led us to propose a security instrumentalized system (SIS) with a $PFD < E-03$ and a probe system : one into water and the other one for the Gas temperature control.

Key words : Risks, phenomenon, dangerous, explosion, PRA, FMEA, HAZOP, scenario, LOPA, security barriers, SIL, SIS.

Résumé

Le but de ce travail est d'étudier l'efficacité des barrières de sécurité pour la maîtrise des risques majeurs au niveau de l'Entreprise Hamoud Boualem.

L'Analyse Préliminaire des Risques (APR) a fait ressortir que la chaudière est le principal équipement présentant un risque majeur pour l'entreprise ainsi que pour l'environnement avoisinant. En effet, étant le principal élément pour le bon fonctionnement de l'Entreprise (lavage et pasteurisation), une défaillance de cet équipement entrainerait l'arrêt de la production.

Les méthodes Analyse des Modes de Défaillance, de leurs Effets et de leur Criticité (AMDEC) et de Hazard Operability (HAZOP) nous ont permis de déterminer les causes de défaillance liées au système. Elles nous ont aussi permis d'identifier les différents scénarios d'accidents. Nous avons également évalué leurs conséquences en fonction de leur criticité afin de sélectionner les scénarios à évaluer par Layer Of Protection Analysis (LOPA). Les scénarios les plus critiques ont fait l'objet d'une modélisation et une simulation. Enfin, les résultats trouvés nous ont conduit à proposer un Système Instrumenté de Sécurité (SIS) avec une probabilité de défaillance à la demande $PFD < E-03$ ainsi qu'un système de sonde, l'une à niveau d'eau et l'autre, pour le contrôle de température des gaz.

Mots clés : Risque, phénomène dangereux, explosion, APR, AMDEC, HAZOP, scénario, LOPA, barrières de sécurité, SIL, SIS.

Table des matières

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste des sigles et abréviations

INTRODUCTION	15
1 CONTEXTE GÉNÉRAL, PROBLÉMATIQUE ET MÉTHODOLOGIE	16
1.1 Présentation de l'Entreprise	16
1.1.1 Historique de l'Entreprise	16
1.1.2 Localisation de l'installation	18
1.1.3 Organisation de l'Entreprise	19
1.2 Description du process de fabrication	20
1.2.1 Principe de fabrication des boissons gazeuses	20
1.2.2 Stockage des matières premières	20
1.2.3 Traitement de l'eau	20
1.2.4 Versement et dissolution du sucre	21
1.2.5 Siroperie	21
1.2.6 Soutirage du produit et injection du CO ₂	21
1.2.7 Conditionnement	21
1.3 Problématique	25
1.4 Objectifs et méthodologie	26
2 NOTIONS DE BASE : MÉTHODES D'ANALYSE DES RISQUES	27
2.1 Notions de sécurité	27
2.1.1 Notion de risque	27
2.1.2 Concept de barrières de sécurité	28
2.1.3 Concepts de SIS (<i>Safety Instrumented System</i>)	29
2.1.3.1 Définition d'un SIS	29
2.1.3.2 Fonction instrumenté de sécurité (SIF)	31
2.1.3.3 Niveau d'intégrité de sécurité (SIL)	31
2.2 Processus de gestion des risques	31
2.2.1 Références réglementaires de la maîtrise des risques industriels	31
2.2.2 Démarche de gestion des risques	32
2.2.3 Analyse des risques majeurs (ARM)	32
2.2.4 But et finalité	33
2.2.5 Objectifs	33
2.2.6 Domaine d'application	33
2.2.7 Réduction du risque	34

2.3	Démarche d'une analyse des risques	35
2.4	Méthodes d'analyse des risques	35
2.4.1	Analyse préliminaire des risques (APR)	35
2.4.1.1	Domaine d'application	36
2.4.1.2	Principe de l'APR	36
2.4.1.3	Déroulement de la méthode	37
2.4.1.4	Avantages et limites de la méthode	39
2.4.2	Analyse des modes de défaillance et de leurs effets et criticité (AMDEC)	39
2.4.2.1	Domaine d'application	39
2.4.2.2	Principe de L'AMDEC	40
2.4.2.3	Déroulement de la méthode	41
2.4.2.4	Avantages et limites	43
2.4.3	Hazard operability (HAZOP)	43
2.4.3.1	Historique et domaine d'application	43
2.4.3.2	Principe de la méthode	43
2.4.3.3	Déroulement de la méthode	44
2.4.3.4	Modèle de tableau HAZOP	45
2.4.3.5	Avantages et limites	46
2.4.4	Layer Of Protection Analysis (LOPA)	47
2.4.4.1	Description de la méthode	47
2.4.4.2	Objectif de la méthode	47
2.4.4.3	Domaines d'applications	48
2.4.4.4	Principe de la méthode LOPA	49
2.4.4.5	Principe des couches de protection	49
2.4.4.6	Déroulement de la méthode	50
2.4.4.7	Avantages et limites de la méthode	53
3	APPLICATION DES MÉTHODES D'ANALYSE	54
3.1	La méthode APR	54
3.1.1	Identification des systèmes	54
3.1.2	Identification des éléments dangereux	57
3.1.3	Détermination des situations dangereuses	57
3.1.4	Attribution des événements non souhaités (ENS)	57
3.1.5	Détermination des causes et des conséquences	57
3.1.6	Evaluation de la criticité	57
3.1.7	Justification du choix de l'équipement à étudier	61
3.2	La méthode AMDEC	61
3.2.1	Système : chaudières à vapeur	62
3.2.2	Décomposition fonctionnelle du système	62
3.2.3	Schéma de fonctionnement des chaudières à vapeur	63
3.2.4	Critères d'évaluation	65
3.2.5	Déploiement et résultats	66
3.3	La méthode HAZOP	67
3.3.1	Les différents circuits de la chaudière à vapeur	67
3.3.2	Résultats	68
3.4	La méthode LOPA	68
3.4.1	Etablissement des critères d'acceptabilité	68
3.4.2	Développement des scénarios d'accident à évaluer	69
3.4.3	Estimation des conséquences selon les critères d'acceptabilité (grille de criticité)	70

3.4.4	Sélection des scénarios à évaluer	70
3.4.5	Détermination des événements initiateurs et de leurs fréquences	70
3.4.6	Identification des dispositifs de sécurité	71
3.4.6.1	Dispositifs de sécurité de la chaudière à vapeur	71
3.4.6.2	Dispositifs de sécurité du brûleur	75
3.4.7	Détermination des PFD des IPLs	75
3.4.8	Détermination des fréquences des scénarios	75
3.4.9	Arbre des Événements (AdE)	76
3.4.10	Évaluation des risques par rapport aux critères d'acceptabilité	83
3.4.10.1	Scénario N° 1	83
3.4.10.2	Scénario N° 2	84
3.4.10.3	Scénario N° 3	85
3.4.10.4	Scénario N° 4	86
3.4.10.5	Scénario N° 5	87
4	SIMULATION ET MODELISATION DES PHENOMENES DANGEREUX	90
4.1	Simulation de l'explosion de la chaudière par l'application de la méthode Trinitrotoluène (TNT)	90
4.1.1	Calcul des distances au centre d'explosion	91
4.1.1.1	Détermination des énergies disponibles pour l'onde de choc et la projection de débris	91
4.1.1.2	Détermination du rayon des zones d'effets	92
4.2	Calcul des effets de l'explosion à l'aide du logiciel PHAST (<i>Process Hazard Analysis Software Tool</i>)	97
4.2.1	Présentation du logiciel de simulation PHAST	97
4.2.2	Modèle TNT du logiciel PHAST	97
4.2.2.1	Cas d'une seule cuve	97
4.2.2.2	Cas de deux cuves	98
4.3	Modélisation mathématique et simulation numérique	101
4.3.1	Modélisation et outils de simulation	102
4.3.2	Boucle de Régulation	102
4.3.2.1	Définition d'une boucle de régulation	102
4.3.2.2	Éléments constitutifs d'une boucle de régulation	103
4.3.2.3	Régulateurs PID et boucles de régulation en cascade	103
4.3.2.4	Régulation PID	105
4.3.2.5	Réglage de régulateur	106
4.3.3	Utilisation de la méthode de Broida pour un système du premier ordre (débit)	106
4.3.4	Utilisation de la méthode rapide pour un système intégrateur ou instable (niveau)	107
4.3.5	Partie Simulation Matlab « Simulink »	108
4.4	Proposition de mesures d'amélioration	109
4.4.1	Proposition d'un SIS	109
4.4.2	Calcul du SIL du SIS proposé à l'aide de la plate-forme logicielle GRIF (Graphiques Interactifs pour la Fiabilité)	110
4.4.2.1	Présentation du GRIF	110
4.4.2.2	Calcul du SIL du SIS proposé	111
4.4.3	Proposition d'un capteur (sonde) autonome de niveau d'eau	113
4.4.4	Proposition d'une sonde de température	114

Conclusion	115
Bibliographie	117
Annexes	119

Liste des tableaux

2.1	Différents niveaux de SIL définis par la norme IEC-61508 [13]	31
2.2	Déploiement type de l'APR	39
2.3	Modes de défaillances généraux	41
2.4	Modes de défaillances génériques	42
2.5	Déploiement type de l'AMDEC	43
2.6	Déploiement type de l'HAZOP	45
3.1	Échelle de gravité	57
3.2	Échelle de probabilité	58
3.3	Éléments constitutifs de la chaudière à vapeur	63
3.4	Décomposition fonctionnelle de la chaudière à vapeur	64
3.5	Échelle de probabilité	65
3.6	Échelle de gravité	65
3.7	Échelle de détection	65
3.8	Hierarchisation des risques du système chaudière	67
3.9	Paramètres à étudier dans l'HAZOP	67
3.10	Scénarios d'accidents	69
3.11	Estimation des conséquences des scénarios d'accident	70
3.12	Événements initiateurs et leurs fréquences d'occurrence	71
3.13	PFD et IPLs de chaque dispositif	75
3.14	Fréquences des événements initiateur et final pour le scénario N° 1	83
3.15	Fréquences des événements initiateur et final pour le scénario N° 2	84
3.16	Fréquences des événements initiateur et final pour le scénario N° 3	85
3.17	Fréquences des événements initiateur et final pour le scénario N° 4	86
3.18	Fréquences des événements initiateur et final pour le scénario N° 5	87
4.1	Rayons des zones d'effets en fonction des surpressions	93
4.2	Rayons des zones d'effets en fonction des surpressions	94
4.3	Rayons des zones d'effets en fonction des surpressions	96
4.4	Récapitulatif des données pour le logiciel PHAST	97
4.5	Distances critiques pour les seuils prédéfinis	97
4.6	Récapitulatif des données pour le logiciel PHAST	99
4.7	Distances critiques pour les seuils prédéfinis	99
4.8	Paramètres numériques des composants du SIS	110

Table des figures

1.1	Usine Hamoud Boualem en 1889	17
1.2	Délimitation de l'usine par prise aérienne	18
1.3	Organigramme de l'Entreprise HB	19
1.4	Dépalettiseur [source exclusive]	22
1.5	Decaisseuse [source exclusive]	22
1.6	Laveuse de bouteille [source exclusive]	23
1.7	Appareil d'inspection et de contrôle [source exclusive]	23
1.8	Soutireuse [source exclusive]	24
1.9	Étiqueteuse [source exclusive]	24
1.10	Démarche générale adoptée	26
2.1	Schéma d'un SIS [9]	29
2.2	Processus de gestion des risques [15]	32
2.3	Réduction du risque - Concepts généraux [19]	34
2.4	Démarche d'une analyse des risques majeurs	35
2.5	Principe de la méthode APR	37
2.6	Principe de l'AMDEC [21]	40
2.7	Couches de protection : réalité-idéal [27]	47
2.8	Utilisation de LOPA dans le cycle de vie du process [26]	48
2.9	Principe de la méthode LOPA	49
2.10	Différentes couches de protection suivant LOPA [26]	50
3.1	Transformateurs électriques [Source exclusive]	55
3.2	Magasins de stockage de produits chimiques et de divers emballages [Source exclusive]	55
3.3	Groupe électrogène de secours [Source exclusive]	56
3.4	Cuve gasoil [Source exclusive]	56
3.5	Chaudières à vapeur [Source exclusive]	56
3.6	Matrice de criticité	58
3.7	Positionnement des risques dans la matrice de criticité	59
3.8	Répartition des ENS selon leur criticité pour l'ensemble de l'usine (sans barrières de sécurité)	59
3.9	Positionnement des risques dans la matrice de criticité	60
3.10	Répartition des ENS selon leurs criticité pour l'ensemble de l'usine	60
3.11	Chaudière à vapeur de [Source exclusive]	62
3.12	Décomposition fonctionnelle de la chaudière	63
3.13	Schéma technique de la chaudière à vapeur	63
3.14	Matrice de criticité	66
3.15	Répartition des modes de défaillances en fonction de leur criticité pour le système chaudière à vapeur	66
3.16	Schéma illustrant les différents circuits de la chaudière	68

3.17	Grille de criticité adoptée par HB [28]	69
3.18	Scénarios à évaluer par LOPA	70
3.19	Soupapes de la chaudière à vapeur [Source exclusive]	71
3.20	Vanne de sureté de la chaudière à vapeur[Source exclusive]	72
3.21	Vannes de décantation et de désembuage [Source exclusive]	73
3.22	Clapet anti-retour de la chaudière [Source exclusive]	73
3.23	Pressostats de la chaudière [Source exclusive]	74
3.24	Sondes de niveau d'eau [Source exclusive]	74
3.25	AdE scénario1 / SIL1	76
3.26	AdE scénario1 / SIL2	76
3.27	AdE scénario2 / SIL1	77
3.28	AdE scénario2 / SIL2	77
3.29	AdE scénario2 / SIL3	78
3.30	AdE scénario1 / SIL3	78
3.31	AdE scénario3 / SIL1	79
3.32	AdE scénario3 / SIL2	79
3.33	AdE scénario3 / SIL3	80
3.34	AdE scénario4 / SIL1	80
3.35	AdE scénario4 / SIL2	81
3.36	AdE scénario4 / SIL3	81
3.37	AdE scénario5 / SIL1	82
3.38	AdE scénario5 / SIL2	82
3.39	AdE scénario5 / SIL3	83
3.40	Scénario N° 1 avant et après la mise en place des barrières de sécurité	84
3.41	Scénario N° 2 avant et après la mise en place des barrières de sécurité	85
3.42	Scénario N° 3 avant et après la mise en place des barrières de sécurité	86
3.43	Scénario N° 4 avant et après la mise en place des barrières de sécurité	87
3.44	Scénario N° 5 avant et après la mise en place des barrières de sécurité	88
4.1	Courbe de variation de la surpression en fonction de la distance	98
4.2	Cartographie des effets de la surpression du TNT (source :PHAST,la carte google earth)	98
4.3	Courbe de variation de la surpression en fonction de la distance	99
4.4	Cartographie des effets de la surpression du TNT (source :PHAST,la carte google earth)	100
4.5	Table de la vapeur saturée	101
4.6	Schéma bloc d'un système en boucle fermée	104
4.7	Schéma bloc d'un système en boucle fermée simplifié	105
4.8	L'effet de chaque action du correcteur PID pour un même procédé	105
4.9	Principe de la méthode de Broida	107
4.10	Principe de la méthode de rapide	107
4.11	Système de protection de la chaudière à vapeur	109
4.12	Bloc-diagramme de fiabilité du SIS proposé	110
4.13	Illustration du SIS proposé par le logiciel de calcul	111
4.14	Illustration du calcul du SIL par le logiciel	112
4.15	sonde automatique de niveau	113

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

AdE	Arbre des Événement
ALARP	As Low As Reasonably Possible
AMDEC	Analyse des Modes de Défaillance et de leurs Effets et Criticité
APR	Analyse préliminaire des risques
ARIA	Analyse, Recherche et Information sur les Accidents
ARM	Analyse des Risques Majeurs
AR	Analyse des Risques
BARPI	Bureau d'Analyse des Risques et Pollutions Industriels
BOS	Barrière Organisationnelle de Sécurité
BPCS	Basic Process Control Systems
BTS	Barrière Technique de Sécurité
C	Criticité
CCPS	Center for Chemical Process Safety
D	Détection
EC	Événement Courant
EDD	Etude De Danger
EI	Événement Initiateur
EIPS	Équipement Indispensable Pour la Sécurité
Ei	Événement Indésirable
EM	Événement Majeur
ENS	Événement Non Souhaité
ERC	Événement Redouté Centrale
FDA	Food and Drug Administration
$F_{\text{calculée}}$	Fréquence d'occurrence calculée
$F_{\text{ciblée}}$	Fréquence d'occurrence ciblée
F_f	Fréquence événement final
F_i	Fréquence événement initiateur
G	Gravité
HAZOP	HAZard OPerability
HB	Hamoud Boualem
HL	Hafiz Limonaderie
HSE	Health Security Environment
ICI	Imperial Chemical Industries
IPL	Independant Protection Layer
KVA	Kilos Volt Ampère
KW	Kilos Watts

LISTE DES SIGLES ET ABRÉVIATIONS

LOPA	Layer Of Protection Analysis
P	Probabilité
PF	Probability of Failure on Demand
PID	Piping and Instrumentation Diagram
ppm	parties par million
RRF	Facteur de Réduction de Risque
REX	Retour d'EXperience
S	Système
Ss	Sous-système
SAMS	Système à Action Manuelle de Sécurité
SARL	Société A Responsabilité Limité
SBA	Sodas et Boissons d'Algérie
SIL	Système Integrity Level
SIS	Safety Instrumented System
SNCC	Système Numérique de Contrôle Commande
T	Température
Ti	Temps
TNT	TriNitroToluène
UIC	Union des Industries Chimiques
USA	United States of America

INTRODUCTION

Les risques inhérents à une installation industrielle peuvent être de différentes natures (risques technologiques, toxicologiques, économiques), et d'importance variable, selon l'envergure ou la complexité du projet. L'étude des risques permet d'identifier les dangers liés aux opérations et de les maîtriser.

Lorsque nous parlons de la notion de « risques majeurs » dans une industrie agroalimentaire, nous avons tendance à citer uniquement les risques professionnels ou encore, nous pensons directement aux risques de contamination, alors que les incendies représentent, selon FM Global (Leader mondial de l'assurance dommages aux biens), 40% de la sinistralité des industries agroalimentaires.

Ces risques sont souvent ignorés et sous-estimés. La base de données ARIA (Analyse, Recherche et Information sur les Accidents) a recensé 1753 événements survenus en France dans l'industrie agroalimentaire dont une part majoritaire pour les incendies et les explosions (respectivement 890 et 211). Ceci constitue un argument de force pour la maîtrise des risques technologiques majeurs dans une telle industrie.

Dans le cadre du présent travail, nous avons opté pour une entreprise de production d'eau gazeuse, à savoir l'Entreprise Hamoud Boualem (HB). Un incendie ou une explosion engendrerait des conséquences dramatiques avec des répercussions économiques souvent irrémédiables. D'où la nécessité de mener des actions de maîtrise de ces risques.

Le présent rapport comporte quatre chapitres. Le premier chapitre est consacré à la présentation de l'entreprise, et plus particulièrement la description du process. La problématique posée et la méthodologie suivie terminent ce chapitre. Quant au second, il traite des notions de base ainsi que des aspects théoriques des méthodes d'analyses des risques utilisées.

Pour ce qui est du chapitre trois, il est dédié à l'application de ces méthodes et aux résultats obtenus par celles-ci.

Enfin, le quatrième et dernier chapitre, est consacré à la modélisation, la simulation des phénomènes dangereux ainsi qu'à la proposition de mesures d'améliorations pour la maîtrise des risques au sein de cette Entreprise.

Chapitre 1

CONTEXTE GÉNÉRAL, PROBLÉMATIQUE ET MÉTHODOLOGIE

Dans ce chapitre nous présenterons l'Entreprise HB et nous donnerons une description du procédé de fabrication des boissons gazeuses.

En second lieu, nous décrirons la problématique sur laquelle notre projet va se porter, tout en se fixant un certain nombre d'objectifs à atteindre.

1.1 Présentation de l'Entreprise

La société de production de boissons gazeuses et de sirops HB est l'une des plus anciennes entreprises en Algérie, tous secteurs confondus.

1.1.1 Historique de l'Entreprise

La création en ALGÉRIE de HB remonte à la première moitié du 19^{ème} siècle. À l'origine, l'Entreprise HB produisait des arômes, des boissons gazeuses et des blocs de glaces. Le fondateur de l'Entreprise, M. Youssef HAMOUD, était aromatisateur. Il distillait des essences de manière traditionnelle. Il fabriquait sa limonade, (celle qui deviendra Hamoud), à partir d'essence de citron dans le quartier de Belcourt où il fit construire sa première usine en 1878.

Suite à la participation à la première Exposition Universelle de Paris en 1889 de la limonade de M. Youcef HAMOUD, sous l'appellation la Royale, ce produit reçoit des félicitations unanimes et se voit récompensé d'une médaille d'or, section "hors concours". Ce n'était qu'un début. Cette première limonade, fut récompensée par la suite plus d'une vingtaine de médailles d'or et d'argent lors des différentes expositions auxquelles l'Entreprise a concouru.

Dans le cadre de son extension, l'Entreprise fut transférée, au début du 20^{ème} siècle, dans les locaux actuels, sis au 201 Rue Hassiba BEN BOUALI, dans le quartier du Ruisseau (El Annasser).

En 1924, le petit fils de Youssef, Boualem Hamoud, donna son nom à l'Entreprise et le dépose.



FIGURE 1.1 – Usine Hamoud Boualem en 1889

- Après la seconde guerre mondiale

L'Entreprise fait faillite en 1947. Elle fut récupérée par un consortium bancaire. Quatre ans plus tard, soit en 1951, la famille HAMOUD, avec l'aide de la famille HAFIZ, parviendra à racheter l'entreprise.

- HAMOUD Boualem aujourd'hui

En 2000, l'Entreprise s'associe pour fonder la société SBA (Sodas et Boissons d'Algérie), qui produit toutes les boissons de la gamme HB.

En 2001, la société concède les droits d'exploitation à une troisième unité de production HL (Hafiz Limonaderie) qui se situe à l'Est d'Alger.

Une concession est également accordée à Source Parot à Saint-Etienne pour la production du fameux Selecto.

En 2003, LA FDA (*Food and Drug Administration*), l'organisme américain du contrôle sanitaire des produits alimentaires, a validé les produits de HB pour leur commercialisation aux USA. Depuis cette date, des exportations régulières sont opérées via la ville de Boston.

Le gérant actuel de l'industrie, Mr Réda HAMOUD, cinquième du nom, est en poste depuis plus de 25ans ;

- Statut juridique de l'Entreprise

L'établissement HB est une société à responsabilité limitée (SARL). C'est une entreprise familiale qui a toujours eu comme gérant un des actionnaires. Le capital social s'élève à 800.000.000 DA réparti entre 13 actionnaires.

- Produits

Les deux boissons les plus célèbres de la marque sont le Hamoud (Limonade présentée lors de l'Exposition Universelle de 1889, anciennement nommée la Royale) et Selecto (soda à l'essence de pomme, anciennement nommée Victoria).

Sa capacité de production s'élève à 112 millions de litres par an.

1.1.2 Localisation de l'installation

L'Entreprise HB, répartit sur $5000m^2$, se situe au Boulevard Hassiba Ben Bouali, non loin de la ligne de chemin de fer, et seulement à une trentaine de mètres de plusieurs habitations, ce qui peut constituer un risque.

Etant aussi située à proximité de la centrale électrique SONEGGAZ, des accidents majeurs peuvent survenir.



FIGURE 1.2 – Délimitation de l'usine par prise aérienne

- Contenu de l'installation

L'installation HB est constituée principalement :

- d'un bâtiment administratif sur deux niveaux.
- d'un laboratoire de contrôle qualité : le laboratoire effectue des analyses microbiologiques et physico-chimiques des produits à chaque étape du process.
 - ✓ lignes de production ;
 - ✓ ligne de production PET ;
 - ✓ ligne de production bouteille de verre 1 litre ;
 - ✓ ligne de production bouteille verre 25 cl ;
 - ✓ ligne sirop.
- un système de traitement des eaux.
- des zones de stockages et magasins :
 - ✓ matières premières ;
 - ✓ bouteilles vides ;
 - ✓ sucre ;
 - ✓ emballages divers ;
 - ✓ palettes en bois ;
 - ✓ produits finis.

- une salle de chaufferie avec deux chaudières à vapeur saturée.
- une arrivée de gaz naturel pour l'alimentation des deux chaudières (arrivée 4 bars, sortie 200 mbars).
- de divers ateliers de maintenance et mécanique auto.
- quatre compresseurs de 7 bars chacun avec un ballon de 10 bars et de capacité de 10000 litres.
- un compresseur de 40 bars pour le soufflage des bouteilles.
- un générateur d'azote pour soutirer l'azote de l'air comprimé.
- deux chambres froides avec une puissance de 695 KW et 295 KW.
- un adoucisseur pour la pasteurisation de la laveuse.
- un transformateur électrique principal de 10000 volts et trois transformateurs internes de 380 volts.
- deux groupes électrogènes de 60 KVA.
- deux citernes de gasoil de 5 m³(enterrées).
- deux autoclaves installés au niveau du laboratoire.
- une bache à eau 5200 m³.

1.1.3 Organisation de l'Entreprise

Les dirigeants ont pris conscience de l'importance d'une organisation bien structurée qui repose sur des bases solides, ayant un impact direct sur les performances de la société et sur sa capacité à réagir à une demande de la clientèle toujours plus exigeante.

C'est pour cela qu'en 1999, ils tentent d'effectuer une restructuration organique de la société afin de parvenir à une amélioration de la gestion interne de celle-ci. L'organigramme ci-dessous (figure 1.3) représente les fonctions directement liées à la Direction Générale.

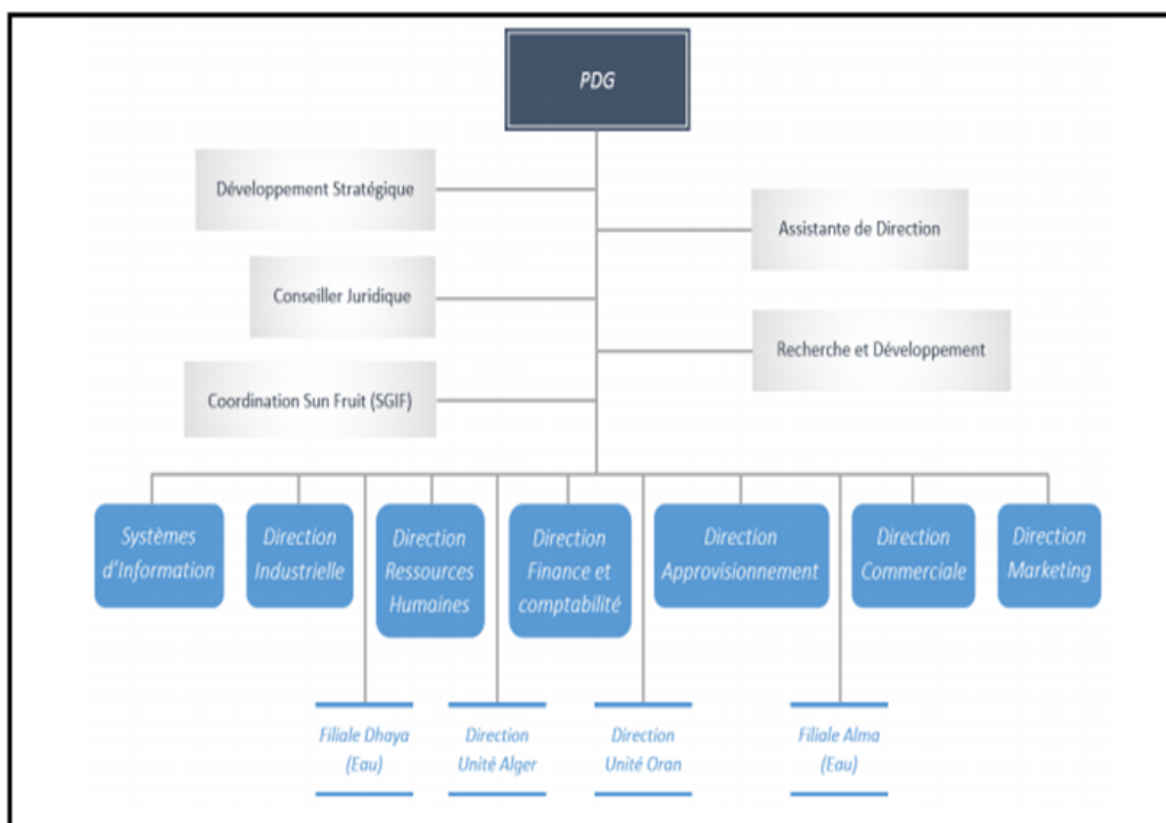


FIGURE 1.3 – Organigramme de l'Entreprise HB

L'unité est également dotée d'une commission Hygiène, Sécurité et Environnement(HSE). Celle-ci siège une fois par mois en présence du médecin du travail. Le registre des accidents de travail est tenu à jour, et les PV des réunions de cette commission sont établis réglementairement par le responsable HSE. Le site compte un effectif de 570 agents travaillant en 3x8.

1.2 Description du process de fabrication

Dans cette partie, nous décrirons tout le process de fabrication des boissons gazeuses de l'Entreprise HB et détaillerons chaque étape.

1.2.1 Principe de fabrication des boissons gazeuses

La production et l'embouteillage des boissons gazeuses peuvent être divisés en six étapes, à savoir :

- ✓ Étape 1 : stockage des matières premières ;
- ✓ Étape 2 : traitement de l'eau ;
- ✓ Étape 3 : versement et dissolution du sucre ;
- ✓ Étape 4 : siroperie ;
- ✓ Étape 5 : soutirage du produit et injection du dioxyde du carbone ;
- ✓ Étape 6 : conditionnement.

1.2.2 Stockage des matières premières

Les matières premières qui rentrent dans la composition des boissons gazeuses sont stockées dans des magasins aménagés à cet effet, tandis que les extraits qui sont les concentrés, sont stockés dans des chambres froides.

La soude caustique, qui est utilisée pour le lavage des équipements, est stockée dans des locaux indépendants et est entreposée d'une manière bien spécifiée.

Par ailleurs, l'entreprise dispose de plusieurs magasins :

- magasin sucre ;
- magasin préforme ;
- magasin produits chimiques : spécialement pour les produits utilisés pour le traitement des eaux, tels que le chlore, le charbon actif et les sels ;
- chambre froide (Température à 4 °C) ;
- magasin produits finis ;
- magasin emballage : spécialement pour les bouchons, les étiquettes, les films plastiques et les cartons.

1.2.3 Traitement de l'eau

Le traitement des eaux de production d'eau gazeuse représente la deuxième étape du process.

L'eau est traitée en amont du procédé d'une façon bien définie et sous des conditions spécifiées par les normes de qualité afin de répondre aux exigences attendues.

L'eau utilisée par HB provient de deux conduites SEAAL. L'eau est chlorée à 2 ppm à son

arrivée et est stockée dans des bâches à eau. Ensuite, l'eau de production est déchlorée par un système de filtration à charbon actif jusqu'à réduction de la concentration à zéro.

1.2.4 Versement et dissolution du sucre

Le sucre est transporté vers la cuve de dissolution par l'intermédiaire d'une trémie. Une fois transféré dans la cuve de dissolution, le sucre sera mélangé avec de l'eau dans le fondoir à température ambiante. Le sucre liquide est ensuite aromatisé puis envoyé vers les soutireuses.

1.2.5 Siroperie

Afin d'obtenir les sirops finis, les sirops blancs obtenus lors de la dissolution seront mélangés aux sirops concentrés, selon les saveurs voulues. Les sirops finis sont ensuite envoyés vers le mixeur.

1.2.6 Soutirage du produit et injection du CO₂

Le mélange des ingrédients sirops finis, eau et CO₂ se fait dans des mixeurs appelés star-blands. Le CO₂ est stocké à l'état liquide, puis dirigé vers les installations de gazéification, au fur et à mesure des besoins.

Une fois gazéifié, le produit est prêt à être mis en bouteilles. Le refroidissement des boissons est assuré par un système réfrigérant, puis après refroidissements, les boissons seront envoyées vers la cuve d'alimentation des soutireuses.

Les bouteilles sont acheminées vers la soutireuse à l'aide d'une manutention spécialisée.

1.2.7 Conditionnement

Avant l'entreposage et la distribution du produit fini, la boisson gazeuse est conditionnée. Cette phase constitue l'étape finale du processus de fabrication et est entièrement automatisée. Elle comporte les sous-phases suivantes :

- dépalettisation ;
- décaisseuse ;
- lavage des bouteilles ;
- soutirage et bouchage ;
- étiquetage et codage ;
- palettisation.

- La dépalettisation

Le dépalettiseur est une machine semi-automatique qui permet d'enlever les bouteilles des palettes.



FIGURE 1.4 – Dépalettiseur [source exclusive]

- La décaisseuse

C'est une machine qui enlève les bouteilles vides des caisses et les pose sur le convoyeur qui alimente la laveuse des bouteilles et libère les caisses à destination de la laveuse de caisses.

La pose des bouteilles se fait par une ventouse qui souffle de l'air et crée une force de pression.



FIGURE 1.5 – Decaisseuse [source exclusive]

- Lavage des bouteilles

Le lavage s'effectue selon plusieurs étapes :

✓ **la pré-inspection** : c'est l'opération qui consiste en la sélection des bouteilles conformes, effectuée par un opérateur.

✓ **le pré-lavage** : est assuré par une eau adoucie tiède qui réchauffe légèrement la bouteille, permettant par la suite l'élimination des matières adhérentes aux parois.

✓ **le lavage à la soude caustique** : s'effectue à une température de 82 °C combiné au Triphosphate de Sodium dont le rôle est d'empêcher le passage de la mousse en provenance du NaOH et de permettre la brillance des bouteilles.

✓ **le pré-rinçage** : est une opération de rinçage des bouteilles afin d'éliminer les traces de détergent. Elle se fait dans trois baignoires contenant une eau adoucie chaude, tiède et froide. Le rinçage final est réalisé par l'eau froide chlorée de 1 à 3 ppm pour éliminer les résidus caustiques et refroidir les bouteilles jusqu'à la température ambiante.

✓ **l'inspection visuelle par les mireurs** : a pour but d'éliminer les bouteilles mal lavées et ébréchées.

✓ **l'inspection électronique** : s'effectue avant le soutirage, dans le but de retirer les bouteilles contenant des matières étrangères.



FIGURE 1.6 – Laveuse de bouteille [source exclusive]



FIGURE 1.7 – Appareil d'inspection et de contrôle [source exclusive]

- Soutirage et bouchage

C'est le remplissage des bouteilles lavées à l'aide d'une soutireuse qui seront par la suite fermées hermétiquement par la visseuse. Les bouteilles ainsi remplies et fermées sont contrôlées par un appareil électronique, afin de retirer les bouteilles mal remplies ou mal bouchées.



FIGURE 1.8 – Soutireuse [source exclusive]

- Étiquetage et codage

Après ce contrôle, les bouteilles remplies sont étiquetées et codées sur le bouchon, (Date, heure et lieu de production, date de péremption, ligne concernée).



FIGURE 1.9 – Étiqueteuse [source exclusive]

- Palettisation

Cette phase consiste en la mise en palettes des caisses pleines de bouteilles remplies.

1.3 Problématique

L'industrie agroalimentaire est l'un des secteurs les plus touchés par les accidents majeurs, tels que les explosions, les incendies ou les écoulements polluants. Ces accidents ont de lourdes conséquences d'un point de vue humain, matériel, financier ou pénal. Ils portent donc préjudice à la pérennité de l'entreprise.

Selon la base de données ARIA, les causes de ces accidents peuvent principalement être expliquées par 2 types de défaillances : les défaillances matérielles et les erreurs humaines. Le facteur organisationnel et humain concerne 370 des 606 accidents recensés en 2010. Les deux tiers impliquent directement la gestion de l'organisation dans l'entreprise : défaillance de l'encadrement, absence de procédures ou procédures incomplètes ou inadaptées, ignorance des consignes, etc. Les défaillances matérielles sont à l'origine de 328 des 606 événements répertoriés en 2010 (pertes d'étanchéité 41 %, dysfonctionnements électriques 22 %, etc.).

La mise en place de mesures techniques et organisationnelles adaptées à chaque entreprise réduira de façon drastique le nombre d'accidents.

Cependant, la question de l'efficacité de la mise en place de barrières de sécurité est posée.

Nous avons entrepris d'étudier le cas de l'Entreprise HB.

Plus précisément :

- Quels sont les risques majeurs technologiques que génère l'organisation Hamoud Boualem ?

- Les actions de maîtrises des risques au sein de l'organisation Hamoud Boualem sont-elles suffisantes ? Sinon, quelles sont les moyens de maîtrise adéquats à mettre en place afin de rendre cette organisation plus sécuritaire ?

1.4 Objectifs et méthodologie

Pour répondre à notre problématique, nous nous sommes fixés un certain nombre d'objectifs, à savoir :

- l'évaluation des risques majeurs ;
- l'évaluation de la performance des barrières de sécurité techniques et organisationnelles ;
- l'estimation des effets des scénarios d'accidents majeurs ;
- proposition de mesures correctives.

En première étape de notre étude, nous avons visité les différentes unités de l'entreprise HB.

Pour atteindre notre objectif principal, qui est la maîtrise des risques majeurs, nous avons opté pour la démarche suivante qui comporte six niveaux, tel que illustré dans la figure ci-dessous (figure 1.10) :

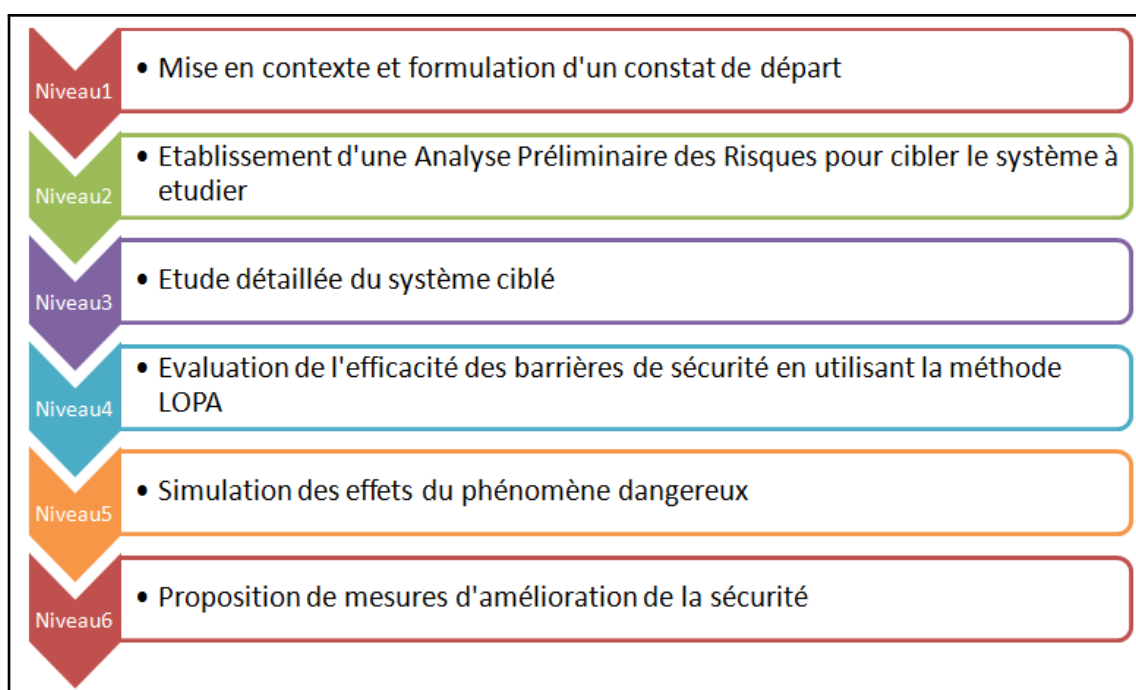


FIGURE 1.10 – Démarche générale adoptée

Le choix de la méthode LOPA (*Layer of Protection Analysis*) est justifié par le fait qu'elle permet de valoriser l'ensemble des couches de protection (barrières organisationnelles et techniques) mises en place dans le but de prévenir et maîtriser les risques liés à l'installation.

Chapitre 2

NOTIONS DE BASE : MÉTHODES D'ANALYSE DES RISQUES

Ce chapitre a pour but d'éclaircir les notions de gestion des risques, de préciser notamment, les termes importants dans la littérature, à savoir, la notion de risque et le concept de barrières de sécurité. Nous allons aussi présenter le processus de gestion des risques. Nous citerons également quelques références réglementaires relatives à la gestion des risques industriels et présenterons la démarche de gestion de risques.

La théorie des méthodes d'analyse utilisées (APR, AMDEC, HAZOP et LOPA) terminera ce chapitre.

2.1 Notions de sécurité

Les notions de sécurité utilisées dans notre travail sont définies ci-dessous :

2.1.1 Notion de risque

La définition du risque suivant la norme internationale ISO/CEI 73 est : « la combinaison de la probabilité d'un événement et de ses conséquences »[1] , ou bien « la combinaison de la probabilité d'un dommage et de sa gravité », suivant ISO/CEI 51 [2],

- **Risque majeur**

Toute menace probable pour l'homme et son environnement pouvant survenir du fait d'aléas naturels exceptionnels et/ou du fait d'activités humaines (JORADP n° 04-20)[3].

- **Prévention des risques majeurs**

La définition et la mise en œuvre de procédures et de règles visant à limiter la vulnérabilité des hommes et des biens aux aléas naturels et technologiques (JORADP n° 04-20)[3].

- **Accident majeur**

Un événement tel qu'une émission, un incendie ou une explosion d'importance majeure résultant de développements incontrôlés survenus au cours de l'exploitation, entraînant pour la santé humaine ou pour l'environnement, à l'intérieur ou à l'extérieur de l'établissement, un danger grave, immédiat ou différé et faisant intervenir une ou plusieurs substances dangereuses [4].

- Scénarios d'accidents majeurs

L'INERIS (Institut National de l'Environnement Industriel et des RISques) à travers ces différentes publications définis le scénario d'accidents majeurs comme suit :

Scénarios d'accidents majeurs : Séquence d'évènements qui, s'ils ne sont pas maîtrisés, s'enchaînent ou se combinent jusqu'à l'apparition de dommages majeurs au niveau des cibles de l'environnement [4] .

Le scénario d'accident majeur peut être défini comme l'enchaînement d'évènements indésirables (Ei), aboutissant à un événement redouté central (ERC) qui conduit à un ou des événements majeurs (EM) [5].

- Un Évènement Indésirable (Ei)

Représente un événement ne devant pas se produire ou avec une probabilité moins élevée. Cela peut être une agression, une défaillance, panne d'équipement ou dérive de paramètre [5].

- Un Évènement Redouté (ER)

Est un événement qui entraîne la perte d'une ou des fonction(s) essentielle(s) d'un système et cause des dommages importants au dit système ou à son environnement en ne présentant toutefois qu'un risque négligeable de mort ou de blessure. La perte de confinement de produit, la perte d'intégrité de l'installation ou la rupture d'équipement en sont des exemples [5].

- Un Évènement Initiateur (EI)

Cause directe d'une perte de confinement ou d'intégrité physique [5].

- Un Évènement Majeur (EM)

Est un événement critique aux conséquences finales lourdes [5].

2.1.2 Concept de barrières de sécurité

Le concept de barrière est apparu avec celui de défense en profondeur. Ce concept vise à la sécurisation d'un système par la mise en place d'un ensemble de mesures successives et indépendantes les unes des autres permettant de prévenir ou de maîtriser les incidents possibles et d'en limiter les conséquences. La désignation « Barrière de sécurité » se restreint aux systèmes actifs ou passifs, techniques ou humains, assurant une fonction de sécurité.

Ces barrières de sécurité, également appelées "mesures de maîtrise des risques", constituent un élément essentiel dans la conduite des installations industrielles [6].

- Différents types de barrières

Les barrières de sécurité doivent correspondre à l'une des trois catégories telles que définies dans le guide OMEGA 10 de l'INERIS [7] :

✓ **les Barrières Techniques de Sécurité (BTS)** : sont constituées d'un dispositif de sécurité d'une part, et d'autre part d'un système instrumenté de sécurité (SIS) qui s'oppose à l'enchaînement d'évènements susceptibles d'aboutir à un accident.

✓ les **Barrières Organisationnelles de Sécurité (BOS)** : Sont constituées d'une activité humaine (opération) qui s'oppose à l'enchaînement d'évènements susceptibles d'aboutir à un accident.

✓ les **Systèmes à Action Manuelle de Sécurité (SAMS)** : Combinaison des deux types de barrières précédentes (BTS et BOS).

2.1.3 Concepts de SIS (*Safety Instrumented System*)

2.1.3.1 Définition d'un SIS

Un SIS est un système visant à mettre le procédé qu'il surveille en position de repli de sécurité, c'est-à-dire un état stable ne présentant pas de risque pour l'environnement et les personnes, lorsque ce procédé s'engage dans une voie comportant un risque réel pour le personnel et l'environnement. Un SIS est composé de trois parties, une partie capteur, une partie unité logique de traitement et une partie actionneur [8].

- Composition d'un SIS

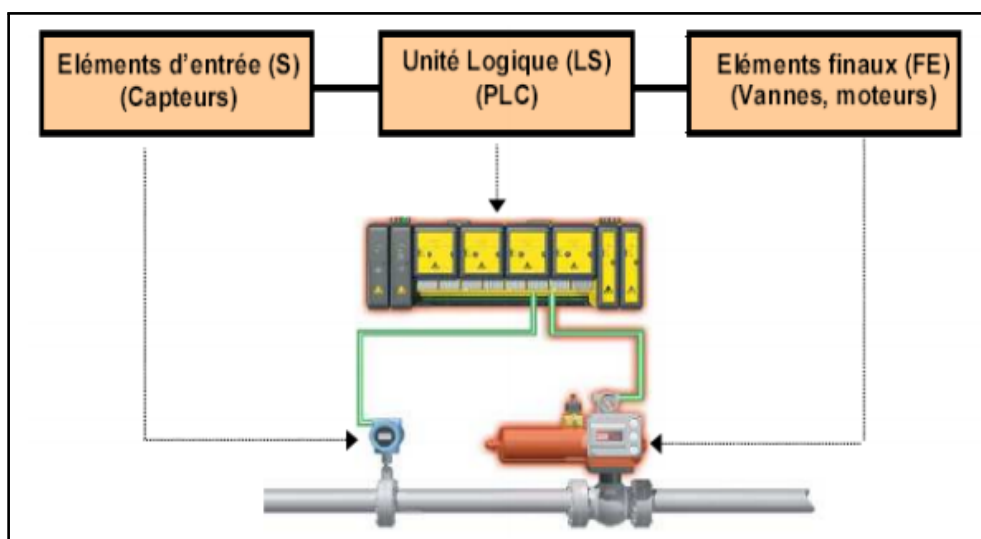


FIGURE 2.1 – Schéma d'un SIS [9]

Les SIS sont constitués de différents éléments unitaires reliés entre eux par des moyens de transmissions.

Au minimum, nous retrouvons en série un capteur, une unité de traitement et un actionneur [10].

✓ Capteur

Est un équipement qui délivre, à partir d'une grandeur physique, une autre grandeur, souvent électrique (tension, courant, résistance), fonction de la première et directement utilisable pour la mesure ou la commande [10]. Cette grandeur physique peut être la température, la pression, le niveau, le débit ou la concentration d'un gaz.

✓ Unité de traitement

La fonction "traitement" peut être plus ou moins complexe [10]. Elle peut se résumer à acquérir une grandeur mesurée par un capteur et à l'indiquer. Elle peut également consister à activer la commande d'un ou plusieurs actionneurs à partir d'une fonction combinatoire des informations délivrées par différents capteurs. Les unités de traitement peuvent être classées en deux catégories selon leur technologie :

- Les technologies câblées, à base de composants logiques élémentaires (relais), liés entre eux électriquement (ou de manière pneumatique).
- Les technologies programmées, à base de centrales d'acquisition ou d'alarmes, d'automates programmables (API), de systèmes numériques de contrôle commande (SNCC), de calculateurs industriels ou de cartes électroniques à microprocesseurs.

✓ Actionneurs

Un actionneur peut être (vanne, moteur, servo-moteur...) transformer un signal (électrique ou pneumatique) en phénomène physique qui permet de commander le démarrage d'une pompe, la fermeture ou l'ouverture d'une vanne... Selon l'énergie motrice, nous parlons d'actionneur pneumatique, hydraulique ou électrique [10].

Enfin, l'unité de traitement est reliée aux capteurs et aux actionneurs par des moyens de transmission.

Il peut s'agir de câbles électriques, de lignes téléphoniques, d'ondes hertziennes (transmission par talkie-walkie...), ou de tuyauteries (transmission pneumatique ou hydraulique). Les capteurs, l'automate et les actionneurs sont des équipements de sécurité. Un équipement de sécurité est un élément d'un SIS qui remplit une sous-fonction de sécurité.

Exemples :

- un capteur remplit la sous-fonction "détecter du gaz" ;
- une vanne motorisée la sous-fonction "juguler une fuite".

Associées au traitement, l'ensemble de ces sous-fonctions permet la réalisation de la fonction instrumentée de sécurité "maîtriser une fuite".

- Propriétés d'un SIS

Un certain nombre de propriétés caractérisent les systèmes instrumentés de sécurité :

✓ les systèmes instrumentés de sécurité nécessitent une source d'énergie extérieure pour remplir leur fonction de sécurité.

✓ nous retrouvons tout ou partie de ces différents éléments pour constituer des chaînes de sécurité.

✓ plusieurs capteurs ou actionneurs peuvent être reliés à une même unité de traitement.

✓ toutes les combinaisons de capteurs, d'unité de traitement et d'actionneurs qui sont exigées pour accomplir des fonctions de sécurité sont considérées comme une partie de systèmes instrumentés de sécurité.

✓ les capteurs, l'unité de traitement, les éléments finaux sont des équipements de sécurité et réalisent des sous-fonctions de sécurité. L'ensemble des sous-fonctions réalise la fonction de sécurité.

2.1.3.2 Fonction instrumenté de sécurité (SIF)

La fonction instrumentée de sécurité est définie comme étant la fonction de sécurité avec niveau d'intégrité de sécurité (SIL) spécifique qui est nécessaire pour maintenir la fonction de sécurité [11].

2.1.3.3 Niveau d'intégrité de sécurité (SIL)

Les normes IEC 61508 [12] et IEC 61511 [13] définissent le niveau d'intégrité de sécurité comme étant le niveau de réduction du risque, c'est -à -dire le niveau d'intégrité de sécurité que doit avoir le système de protection. Plus le SIL à une valeur élevé, plus la réduction du risque est importante.

Tableau 2.1 – Différents niveaux de SIL définis par la norme IEC-61508 [13]

SIL	Probabilité moyenne de défaillance à la sollicitation (PFD_{avg})	Réduction du risque RRF
1	$E-02 \preceq PFD_{avg} \prec E-01$	$E+01 \preceq RRF \prec E+02$
2	$E-03 \preceq PFD_{avg} \prec E-02$	$E+02 \preceq RRF \prec E+03$
3	$E-04 \preceq PFD_{avg} \prec E-03$	$E+03 \preceq RRF \prec E+04$
4	$E-05 \preceq PFD_{avg} \prec E-04$	$E+04 \preceq RRF \prec E+05$

2.2 Processus de gestion des risques

La gestion des risques et la sûreté de fonctionnement sont par essence, interdisciplinaires, elles évoquent une problématique à très large spectre pouvant affecter durablement tous les cadres sociétaux.

Dans les guides ISO/CEI 51 [2] et , ISO 31000 [14] la gestion des risques se définit comme l'ensemble des activités coordonnées, menées en vue de réduire le risque à un niveau jugé tolérable ou acceptable, à un moment donné et dans un contexte donné.

Il constitue une démarche rigoureuse qui s'intègre totalement dans le processus global de gestion, il a pour but d'accroître les chances de succès de l'entreprise, grâce à une meilleure compréhension et identification des risques encourus, et une meilleure définition des actions visant à s'en prémunir [2].

2.2.1 Références réglementaires de la maîtrise des risques industriels

Dans le cadre de notre projet de fin d'étude, nous nous sommes référées aux lois et décrets suivants :

- Loi N° 88-07 du 26/01/1988, relative à l'hygiène, à la sécurité et à la médecine du travail ;
- Loi N° 04-20 du 25/12/2004, relative à la prévention des risques majeurs et à la gestion des catastrophes dans le cadre du développement durable ;

- Décret N° 85-232 du 25/08/1985 relatif à la prévention des risques de catastrophes ;
- Décret N° 09-335 du 20/10/2009 fixant les modalités d'élaboration et de mise en œuvre des plans internes d'intervention par les exploitants des installations industrielles.

2.2.2 Démarche de gestion des risques

La démarche de gestion des risques est basée sur un processus continu et itératif qui vise successivement à identifier et analyser les risques encourus, à les évaluer et les hiérarchiser, à envisager les moyens de les maîtriser, à les suivre et les contrôler, et enfin à capitaliser le savoir-faire.

Le processus de gestion des risques se présente comme c'est indiqué dans le schéma ci-après, et nous constatons bien que l'analyse des risques est l'étape clé du processus.

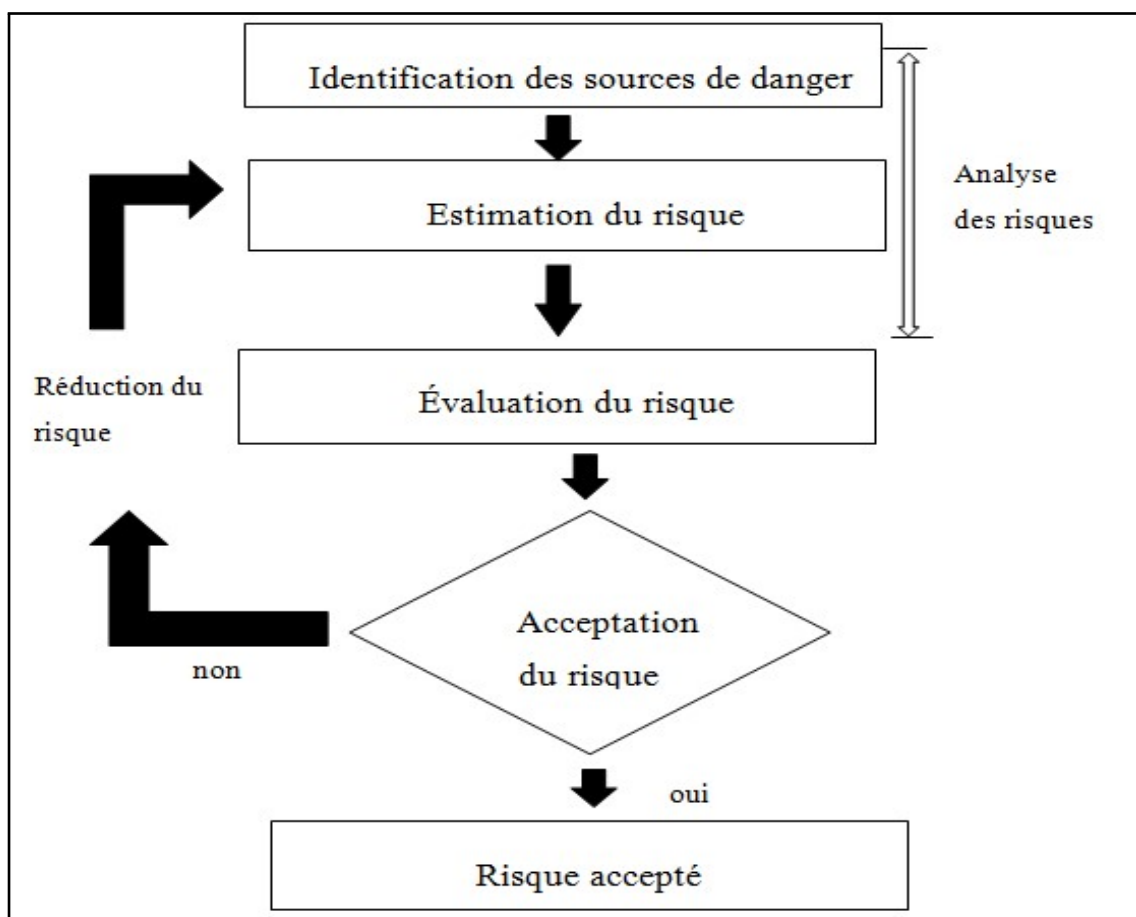


FIGURE 2.2 – Processus de gestion des risques [15]

2.2.3 Analyse des risques majeurs (ARM)

Tout organisme comportant un procédé industriel, est susceptible de causer d'éventuels accidents majeurs, ces derniers peuvent être définis comme étant des événements peu probables mais une fois qu'ils surviennent causent des conséquences irrémédiables.

Cependant, la prévention et la mise en place des mesures de protection qui permettent d'éviter la production des accidents majeurs devient primordiale.

Pour se faire, plusieurs démarches sont applicables afin d'aboutir à une bonne gestion des risques, et parmi ces démarches, l'analyse des risques qui représente l'étape de base dans le processus de maîtrise de ces risques en entreprise.

L'analyse des risques (AR) est donc définie dans le Guide ISO/CEI 51 :1999 comme l'utilisation des informations disponibles pour identifier les phénomènes dangereux et estimer le risque [2].

2.2.4 But et finalité

L'ARM est un processus qui permet d'identifier et de hiérarchiser l'ensemble des défaillances en matière de sécurité qui sont rencontrés en entreprise et qui proviennent d'une ou de plusieurs installations industrielles.

Ceci est fait dans le but d'assurer une bonne gestion des risques majeurs.

L'ARM n'étant pas une fin en soit, elle est conditionnée par l'éthique, cette dernière se traduit par la responsabilité des acteurs de cette analyse envers toutes les parties prenantes de l'installation en question, en allant du premier responsable jusqu'aux collectivités locales avoisinantes à celles-ci.

2.2.5 Objectifs

Une bonne gestion des risques découle souvent d'une analyse performante des risques, cette gestion permet à l'entreprise de :

- se conformer à sa politique ;
- se conformer aux exigences réglementaires et normatives ;
- augmenter la confiance des parties prenantes et fidéliser les clients potentiels ;
- gagner une part dans le marché international ;
- planifier et organiser la gestion des crises et des catastrophes (plan de secours, plan d'intervention interne...).

2.2.6 Domaine d'application

L'ARM vise tout d'abord à identifier et inventorier toutes les sources de danger ou les situations dangereuses qui sont susceptibles de causer des dommages sur les personnes, l'environnement ou les biens matériels et immatériels, que ça soit en interne ou en externe de l'entreprise en question.

Plusieurs outils et méthodes sont employés pour la réalisation d'une analyse des risques, ces outils permettront de faire une description des situations dangereuses plus ou moins approfondie qui peut conduire à l'élaboration des véritables scénarios d'accidents.

A la fin de toute analyse, des barrières de prévention et de protection sont proposées et mises en place en vue de prévenir les situations dangereuses et d'en limiter leurs éventuelles conséquences, et de comparer ultérieurement le niveau de ces risques aux critères de décisions.

Une AR est appliquée aussi bien avant la réalisation d'un projet c'est-à-dire à la phase conception du projet, que pendant et après la réalisation du projet c'est-à-dire pendant les phases de

construction et de fonctionnement de l'installation. Aussi l'AR doit être mise à jour au cas de l'évolution de l'installation et au cas de modifications apportées au procédé [16].

2.2.7 Réduction du risque

La réduction du risque doit être réalisée pour atteindre le risque tolérable dans une situation spécifique (qui peut être définie soit qualitativement ou bien quantitativement) [8].

Cette étape consiste à mettre en œuvre les différentes mesures et barrières de préventions 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 [17].

Outre les améliorations techniques et de fiabilités 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 une démarche de gestion des risques afin de contrôler et d'assurer la pertinence des actions préventives engagées et de corriger les dispositions prévues [18].

En effet les systèmes relatifs à la sécurité sont conçus pour réduire la fréquence et /ou les conséquences de l'événement dangereux.

Le niveau de sécurité requis dépend de nombreux facteurs (par exemple la gravité des blessures, le nombre des personnes exposées au risque, la fréquence à laquelle une personne ou des personnes sont exposées au danger et la durée de cette exposition).

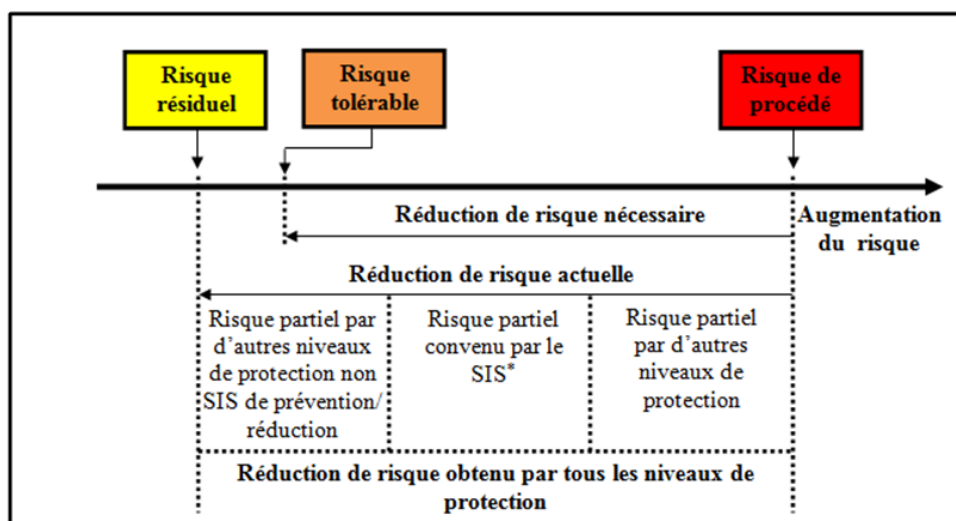


FIGURE 2.3 – Réduction du risque - Concepts généraux [19]

Dans le cadre de cette étude, l'analyse des risques technologiques a pour but d'identifier quels types d'accidents sont susceptibles de se produire (même si la fréquence d'occurrence est

extrêmement faible) ainsi que les pires conséquences de chacun de ces accidents. Elle sert également à mettre en évidence les dispositifs prévus au projet pour éliminer les accidents et pour réduire la fréquence ou diminuer l'ampleur des conséquences de ces accidents.

2.3 Démarche d'une analyse des risques

La démarche adoptée dans l'ARM s'axe sur un travail exploratoire qui se caractérise par la chasse aux anomalies, tout en faisant appel pour chaque étape, selon le niveau de détails que nous voulons atteindre, à des méthodes d'analyses adaptées.

Comme le montre la figure 2.4, le point de départ de l'analyse est le découpage systémique sur lequel une analyse préliminaire des risques sera faite, à partir de laquelle nous pouvons en tirer les différents points critiques qui feront l'objet d'une analyse plus détaillée en employant des méthodes d'analyse plus approfondies (HAZOP, AMDEC...) tout dépend de la nature du système à étudier.

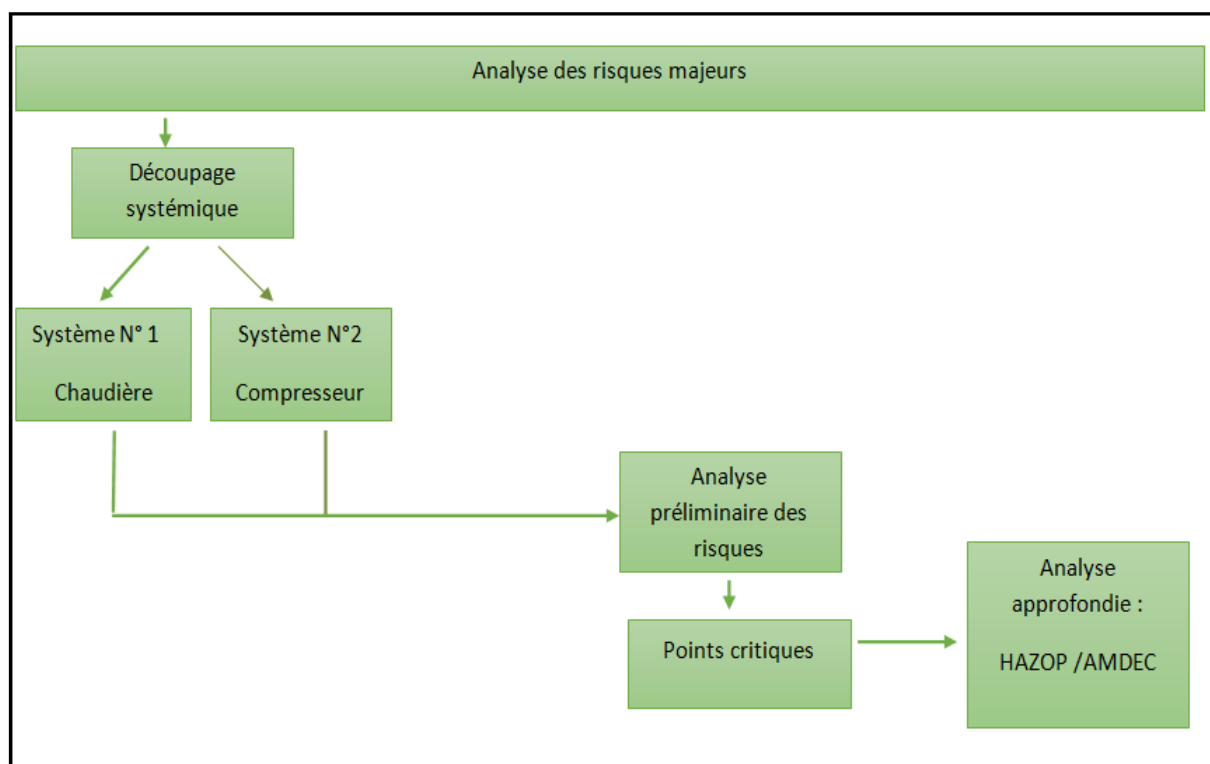


FIGURE 2.4 – Démarche d'une analyse des risques majeurs

2.4 Méthodes d'analyse des risques

Dans cette partie nous allons passer en revue l'ensemble des méthodes d'analyses utilisées à savoir la méthode APR avec ses neuf étapes, la méthode AMDEC avec ses quatre étapes, la méthode HAZOP avec ses neuf étapes, ainsi que la méthode LOPA avec ses six étapes.

2.4.1 Analyse préliminaire des risques (APR)

L'analyse préliminaire des risques (APR) est une démarche, un processus dont l'objectif est d'évaluer les problèmes à résoudre en matière de maîtrise des risques. La méthode APR est

dédiée à cette démarche.

Elle est développée au début des années 1960 dans les domaines aéronautique et militaire.

Selon la norme CEI-300-3-9 : « 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 » [20].

Cependant, cette démarche peut prendre des formes très différentes dans sa mise en œuvre suivant le domaine technique ou la filière industrielle considérée.

2.4.1.1 Domaine d'application

L'APR est une méthode qui est applicable à tous types d'installation industrielle quel qu'en soit sa taille ou son secteur d'activité, à condition qu'elle soit conduite dans des contextes temporels précis dans le cycle de vie de l'installation et qu'elle soit en concordance avec des objectifs d'étude bien définis [16].

Et comme son nom l'indique, une APR est utile pour l'appréciation préliminaire des risques lors de :

- la phase de conception d'une installation dans le but de concevoir l'ensemble des barrières de sécurité qui permettront de prévenir des accidents majeurs et d'assurer une bonne gestion de la sécurité afin d'obtenir l'autorisation d'exploitation de cette installation ;
- la phase exploitation d'une installation et cela comme outil de départ d'une démarche d'analyse des risques, qui permettra de sélectionner les risques qui feront l'objet d'une étude plus poussée en appliquant des méthodes d'analyse plus complexes ;
- une évolution de la technologie de l'installation ou une modification dans les procédés ou les opérations industrielles [16].

2.4.1.2 Principe de l'APR

Afin de déterminer l'ensemble des risques que génère une installation donnée, il est indispensable de passer en premier lieu par une analyse fonctionnelle de l'installation (système) dont découle une description fonctionnelle des équipements qui composent l'installation. Cette description représente l'assise de l'enchaînement résumé dans l'identification des éléments dangereux (Figure 2.5).

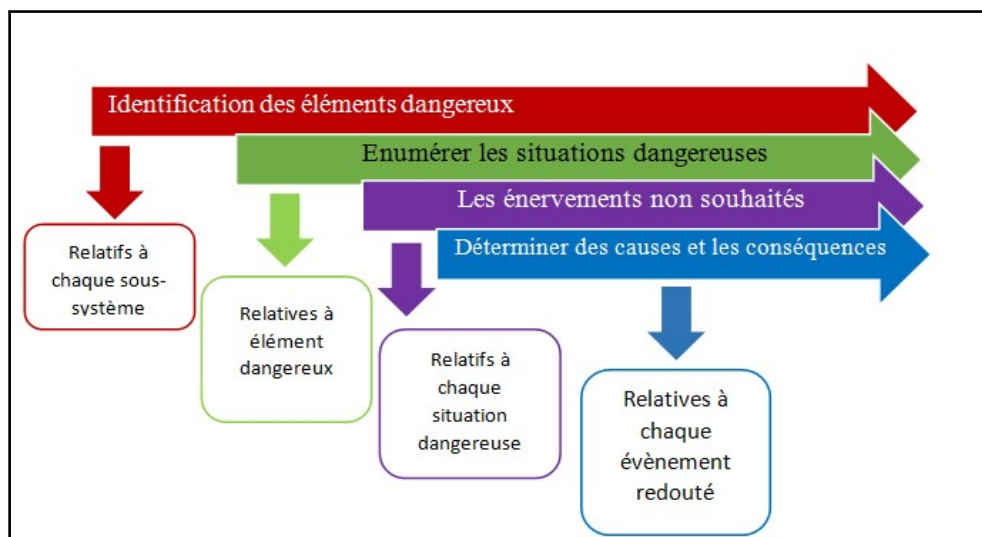


FIGURE 2.5 – Principe de la méthode APR

L'enchaînement représenté dans la Figure 2.5 fait appel, dans la détermination des conséquences, à un travail d'équipe qui par la suite consistera à :

- côter les fréquences d'occurrence des événements redoutés en s'appuyant sur leurs causes ;
- déterminer les niveaux de gravité en s'appuyant sur les conséquences que peut engendrer l'évènement redouté.

L'équipe de travail sera amenée à associer les mesures de protection et de prévention présentes pour la réduction de chaque risque après sa première évaluation.

Dans la plupart des cas nous intégrons les deux paramètres (gravité (G) et probabilité(P)) dans une matrice à deux dimensions pour la hiérarchisation des risques en fonction des objectifs en matière de sécurité [15].

2.4.1.3 Déroulement de la méthode

En respectant les principes de la méthode, le déroulement de celle-ci se fera selon les étapes suivantes :

- Étape 1 : Détermination du système étudié

Cette étape consiste à sélectionner et à déterminer le système à analyser.

- Étape 2 : Identification des éléments dangereux

L'analyse préliminaire des risques nécessite dans un premier temps, l'identification des éléments dangereux de l'installation en question, ces éléments dangereux désignent le plus souvent :

- des substances ou préparation dangereuses, que ce soit sous forme de matières premières ou sous forme de produits finis ou semi-finis ;
- des différents équipements dangereux que comporte l'installation ;
- des opérations dangereuses associées au procédé.

- Étape 3 : Détermination des événements redoutés (ER)

Cette étape repose sur la détermination des événements redoutés résultant des situations dangereuses et du déclenchement d'un événement initiateur en s'appuyant sur le retour d'expérience.

- Étape 4 : Détermination des causes et conséquences

Énumérer les causes qui sont à l'origine de chaque ER et les conséquences qui peuvent en découler.

- Étape 5 : Grille d'évaluation (P et G)

Mise en place d'une grille d'évaluation de la probabilité (P) d'apparition d'un ER et de la gravité (G) des conséquences engendrées.

Dans notre cas nous nous sommes proposé d'élaborer nos propres grilles de probabilité et de gravité sur la base des rapports d'accidentologie de l'entreprise en question et suite au retour d'expérience.

- Étape 6 : Estimation de la criticité (C) du risque

Estimation de la probabilité et de la gravité de chaque ER.

Par la suite, vient le calcul à partir de ces estimations de la criticité (C) du risque à l'aide de la formule suivante :

$$C = P \times G$$

- Étape 7 : Identification des barrières de sécurité existantes

Cette étape consiste à identifier les mesures de sécurités existantes pour chaque système étudié.

- Étape 8 : Réévaluation de niveau de criticité (C') du risque

Après détermination des mesures de prévention et de protection existantes, une nouvelle estimation de la probabilité (P') et de la gravité (G') est réalisée, puis nous ressortons avec un niveau de risque réévalué ($C' = P' \times G'$).

- Étape 9 : Hiérarchisation des risques

Hiérarchisation des risques à l'aide de la matrice de criticité, qui est une matrice à deux dimensions (P, G) en ressortant avec les catégories des risques suivants :

- ✓ risques acceptables ;
- ✓ risques ALARP ;
- ✓ risques inacceptables.

A la fin de ce travail, les résultats seront synthétisés dans un tableau.

Le tableau (2.2) est le déploiement type de l'APR qui constitue le produit de cette méthode.

Tableau 2.2 – Déploiement type de l'APR

Systèmes N°												
SS	EDS	ER	Causes	Conséquences	P	G	C	Mesures de prévention	P'	Mesures de protection	G'	C'
1	a											

2.4.1.4 Avantages et limites de la méthode

La méthode APR permet d'établir un examen relativement rapide des situations dangereuses sur les installations. Comparée aux autres méthodes d'analyse, l'APR apparait comme relativement économique en terme de temps passé et ne nécessite pas un niveau de description du système étudié très détaillé, ceci représente l'avantage principal de la méthode.

En revanche, cette méthode ne permet pas de déterminer avec exactitude le déroulement des évènements susceptibles de conduire à un accident majeur pour les systèmes complexes.

2.4.2 Analyse des modes de défaillance et de leurs effets et criticité (AMDEC)

Largement utilisée dans le domaine de la sureté de fonctionnement, l'AMDEC constitue effectivement une méthode qui s'est faite une place dans les démarches de maîtrise des risques industriels, en mettant en avant, à travers le niveau de détail qu'elle fournit, les effets et les conséquences qui découlent des modes de défaillances des composants.

Cette méthode a vu le jour à la fin des années 1950, et elle a été employée pour la première fois aux USA dans le domaine de l'industrie aéronautique durant les années 1960, pour l'analyse de sécurité des avions.

Selon la norme AFNOR X 60-510, l'AMDEC se définit comme étant une méthode inductive d'analyse de système utilisée pour l'étude systématique des causes et la maîtrise des effets des défaillances susceptibles d'affecter les composants de ce système [22].

L'AMDEC est cependant réalisée pour chaque phase de fonctionnement du système et attribue une note de criticité aux effets identifiés.

2.4.2.1 Domaine d'application

L'AMDEC est applicable à tous les systèmes quel que soit leur complexité, pour autant que ces systèmes permettent l'identification des équipements qui les composent, et que nous disposons d'informations suffisantes pour déterminer les modes de défaillances des équipements en question. D'un point de vue pratique, cette méthode peut s'appliquer autant pour les équipements électriques, hydrauliques, et mécaniques que pour des systèmes composés d'assemblage de ces types d'équipements. De ce fait l'AMDEC s'applique aussi bien à une décomposition fonctionnelle qu'à une décomposition matérielle [21].

Une AMDEC peut être conduite de manière différente et touche différents domaines, tout dépend des objectifs de l'étude préalablement fixés. Pour un fabricant, à titre d'exemple cela,

dépend de l'échelle à laquelle la méthode intervient dans le cycle de vie d'un produit, nous parlons d'« AMDEC produit » qui vise l'amélioration de la conception du produit pour satisfaire au mieux les exigences des clients, mais aussi d'« AMDEC processus » qui s'applique au processus de fabrication et vise l'amélioration des délais et la diminution des rebus [21].

L'AMDEC conduite pour une installation industrielle de grande envergure ou pour une partie de cette installation, intervient comme un outil qui s'avère pertinent :

- après la phase de conception : pour confronter les connaissances de fonctionnement à la connaissance des fonctionnements non souhaités des composants. A ce niveau-là, cela permet de faire des réajustements en fonction des résultats de l'analyse pour rejoindre les objectifs de la conception d'une installation qui se doit d'être la plus fiable et sécuritaire possible.

- dans une démarche d'AR : au cours de l'exploitation, et cela sur une partie de l'installation dont la défaillance est susceptible d'être à l'origine d'un risque prépondérant, qui a été mis en évidence par la hiérarchisation des risques d'une méthode plus généralisée telle que l'APR [21].

2.4.2.2 Principe de L'AMDEC

L'AMDEC repose sur les concepts de :

- défaillance, soit la cessation de l'aptitude d'un élément ou d'un système à accomplir une fonction requise,
- mode de défaillance, soit l'effet par lequel une défaillance est observée sur un élément du système,
- cause de défaillance, soit les événements qui conduisent aux modes de défaillances,
- effet d'un mode de défaillance, soit les conséquences associées à la perte de l'aptitude d'un élément à remplir une fonction requise. Donc le principe de la méthode AMDEC est tel que c'est schématisé dans la Figure (2.6) [21].

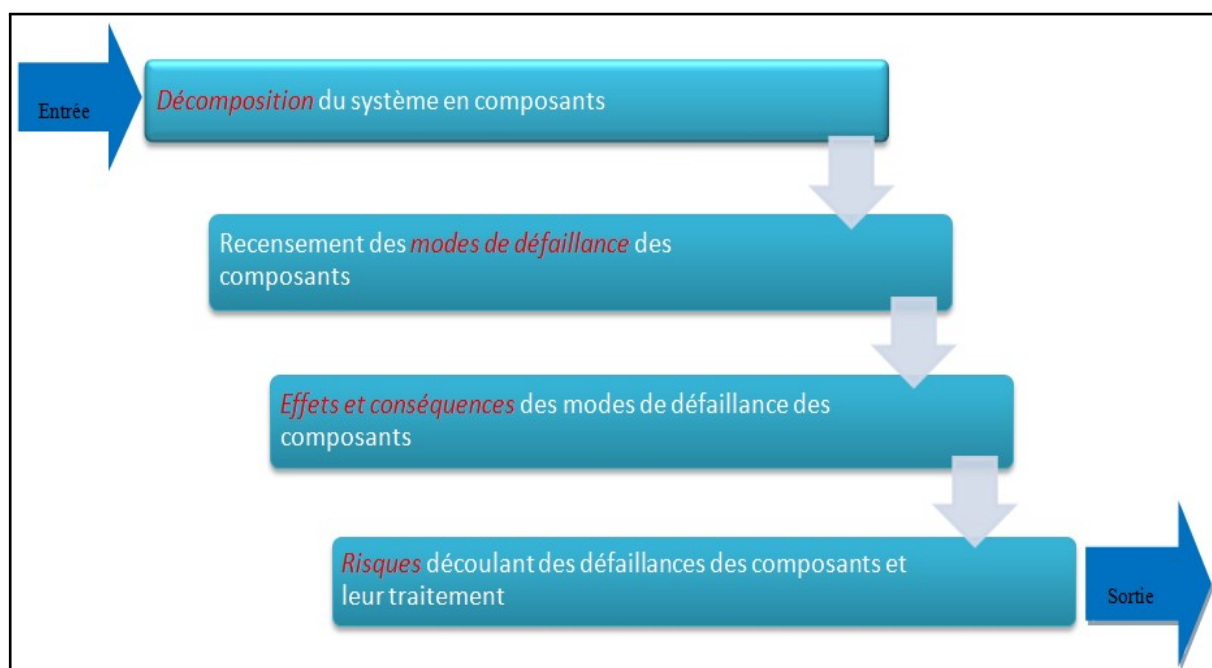


FIGURE 2.6 – Principe de l'AMDEC [21]

2.4.2.3 Déroulement de la méthode

Afin de rendre l'AMDEC facilement exploitable et obtenir des résultats pertinents avant le démarrage de l'analyse, l'équipe est dans l'obligation de bien connaître le système à étudier et de procéder par un découpage de ce dernier en composants tout en déterminant les fonctions de chacun d'entre eux, pour pouvoir établir les modes de défaillances attribués à ceux-ci, ensuite, à partir des causes et des conséquences supposées, l'équipe procède à l'évaluation de la criticité de chaque défaillance sur la base des effets engendrés sur les composants de chaque système [21].

Les étapes de l'AMDEC sont résumées comme suit :

- Étape 1 : Décomposition et analyse fonctionnelle

La décomposition du système constitue une étape principale qui permet d'obtenir une analyse crédible. Cependant au niveau de cette étape, l'équipe déterminera le degré de finesse auquel va s'arrêter l'analyse des modes de défaillance.

Donc, il est à déterminer en premier lieu les composants formant le système, en décrivant aussi la ou les fonctions de chacun d'entre eux, ces fonctions permettent d'assurer la mission du système général.

Il est à noter que l'analyse fonctionnelle ne met pas en évidence de « fonction de sécurité ». La sécurité sera traitée, si elle est mise en cause, au cours de l'application de la méthode.

L'APR déployée au préalable a permis d'identifier les « fonction de sécurité » qui vont servir dans le cheminement de l'AMDEC.

- Étape 2 : Recensement des modes de défaillances

Le recensement des modes de défaillances constitue une étape centrale, cette dernière consiste à reprendre la décomposition fonctionnelle préalablement établie, et à déterminer pour chacun des composants les modes de défaillances qui peuvent affecter une ou plusieurs de ces fonctions.

Pour se faire, l'équipe de l'AMDEC se base sur des consignes du constructeur et du retour d'expérience des exploitants (maintenance, process, production, mécanique). Mais l'on peut toutefois se référer à la norme CEI 60812 « Techniques d'analyse de la fiabilité des systèmes-Procédure d'analyse des modes de défaillance et de leurs effets (AMDE) » [23] qui résume les modes de défaillances généraux et particuliers dans le tableau 2.3 et 2.4 :

Tableau 2.3 – Modes de défaillances généraux

Numérotation	Description
1'	Fonctionnement prématuré
2'	Ne fonctionne pas au moment prévu
3'	Ne s'arrête pas au moment prévu
4'	Défaillance en fonctionnement

Tableau 2.4 – Modes de défaillances génériques

N°	Modes de défaillance	N°	Modes de défaillance
1	Défaillance structurale(rupture)	18	Mise en marche erronée
2	Blocage physique ou coincement	19	Ne s'arrête pas
3	Vibration	20	Ne démarre pas
4	Ne reste pas en position	21	Ne commute pas
5	Ne s'ouvre pas	22	Fonctionnement prématuré
6	Ne se ferme pas	23	Fonctionnement pré délais prévu (retard)
7	Défaillance en position ouverte	24	Entrée erronée (augmentation)
8	Défaillance en position fermé	25	Entrée erronée (diminution)
9	Fuite interne	26	Sortie erronée (augmentation)
10	Fuite externe	27	Sortie erronée (diminution)
11	Dépassé la limite supérieure tolérée	28	Perte de l'entrée
12	Est en dessous de la limite inférieure tolérée	29	Perte de la sortie
13	Fonctionnement intempestif	30	Court-circuit
14	Fonctionnement intermittent	31	Circuit ouvert
15	Fonctionnement irrégulier	32	Fuite (électrique)
16	Indication erronée	33	Autres
17	Écoulement réduit		

- Étape 3 : Détermination des causes et des effets de la défaillance

Cette étape consiste donc à associer à chaque défaillance au moins une ou plusieurs causes à l'origine de celle-ci, et d'en déterminer ensuite les effets que peuvent en résulter.

- Étape 4 : Estimation du risque

Cette étape préconise l'évaluation de la criticité de risque. Il s'agit donc d'associer à chaque mode de défaillance sa fréquence d'apparition (F), la gravité de ses conséquences (G) ainsi que la détection de la défaillance (D). La connaissance de ces grandeurs permet le calcul de la criticité (C) du risque à partir de la formule suivante :

$$C = G \times F \times D$$

L'équipe procède par la suite avec une réévaluation de la criticité, en prenant en compte les barrières de prévention de la défaillance déjà mises en place.

Ci-dessous un tableau type résumant le déroulement de l'AMDEC

Tableau 2.5 – Déploiement type de l'AMDEC

Systèmes N°											
SS	Composant	fonction	Modes de défaillance	Causes	Effets	F	G	D	C	Mesures de prévention en place	F'C'
1	1										

2.4.2.4 Avantages et limites

L'AMDEC peut s'avérer très efficace lorsqu'elle est mise en œuvre pour l'analyse de défaillances simples d'éléments conduisant à la défaillance globale du système. De par son caractère systématique et sa maille d'étude généralement fine, elle constitue un outil précieux pour l'identification de défaillances potentielles et les moyens d'en limiter les effets ou d'en prévenir l'occurrence .

2.4.3 Hazard operability (HAZOP)

2.4.3.1 Historique et domaine d'application

La méthode HAZOP, pour HAZard Operability, a été développée en Grande Bretagne par la société *Imperial Chemical Industries* (ICI) au début des années 1970 pour répondre à un besoin d'amélioration de la sécurité et des process.

La méthode HAZOP est devenue une pratique d'identification des dangers et des problèmes d'exploitabilité, adoptée par de nombreuses industries « à risques », en particulier, l'industrie pétrolière caractérisée par des dangers similaires à ceux de l'industrie chimique ou pétrochimique, mais aussi dans les industries où les dangers sont d'une autre nature, comme ceux rencontrés dans le nucléaire, l'alimentaire et les transports.

HAZOP étant une approche inductive d'analyse des risques, elle s'est développée pour s'adapter à différents secteurs. De part sa nature, cette méthode requiert notamment l'examen de schémas et plans de circulation des fluides ou schémas PID (*Piping and Instrumentation Diagramme*)[24].

2.4.3.2 Principe de la méthode

Le principe de la méthode HAZOP repose sur :

- ✓ l'identification des phases de fonctionnement du système étudié ;

- ✓ l'identification des paramètres liés à l'exploitation : pression, température, débit, concentration, etc ;

- ✓ la combinaison des paramètres avec des mots-clés : à chaque paramètre, il faut appliquer une dérive explicitée par des mots-clés (trop de, pas de, pas assez de, plus de moins de, etc).

Pour chaque dérivation, on détermine :

- ✓ les causes ;
- ✓ les conséquences ;
- ✓ les moyens de détection existants ;
- ✓ les actions correctives existantes.

Mot-clé + Paramètre = Dérive

À l'origine, l'HAZOP n'a pas été prévue pour procéder à une estimation de la probabilité d'occurrence des dérives ou de la gravité de leurs conséquences. Cet outil est donc parfois qualifié de qualitatif. Néanmoins, dans le domaine des risques accidentels majeurs, une estimation a priori de la probabilité et de la gravité des conséquences des dérives identifiées, s'avère souvent nécessaire. Dans ce contexte, l'HAZOP doit donc être complétée par une analyse de la criticité des risques, sur les bases d'une technique quantitative simplifiée. Dans une première approche, une démarche semi-quantitative similaire pourra être retenue. Cette adaptation semi-quantitative de l'HAZOP est d'ailleurs mentionnée dans la norme CEI : 61882 [25].

2.4.3.3 Déroulement de la méthode

La norme CEI 61882 : 2001 « Etude de danger et d'exploitabilité (étude HAZOP)- guide d'application » spécifie le déroulement à suivre pour mener à bien cette étude.

Il convient de suivre les étapes suivantes :

- Étape 1 : Connaître le système étudié

- identifier les différents éléments du système, par exemple par une analyse fonctionnelle.
- pour chaque élément ou équipement, lister les paramètres d'exploitation : température, pression, débit, concentration, opérations à effectuer, temps, etc.

- Étape 2 : Choisir un paramètre de fonctionnement

- Les paramètres choisis sont des paramètres ayant une incidence sur la sécurité. L'analyse est à reproduire sur tous les paramètres choisis.

- Étape 3 : Appliquer un mot-clé guide et générer la dérivation de fonctionnement

Les mots-clés les plus souvent employés sont :

- trop, trop de ;
- moins, moins de ;
- plus, plus de ;
- pas ou plus du tout ;
- inverse ;
- autre que ;
- pas au bon moment (plus tôt, plus tard, avant, après, en même temps), etc.

- Étape 4 : Vérifier que la dérive est possible

Si elle est possible continuer la démarche, sinon revenir à l'étape 3.

- Étape 5 : Identifier les causes et les conséquences de la dérive

- Étape 6 : Identifier les moyens de détection et de correction existants

A cette étape, l'équipe doit s'interroger sur la dangerosité créée par la dérive et les moyens de sécurité existants pour la détecter et d'en limiter les effets afin d'estimer le niveau de risque résiduel.

- Étape 7 : Proposer des actions correctives ou des actions d'amélioration

- Étape 8 : Vérifier que tous les mots-clés pertinents ont été utilisés

Lorsque tous les mots-clés ont été utilisés pour le paramètre retenu, revenir à l'étape 2. Sinon, revenir à l'étape 3.

- Étape 9 : Analyse d'un nouvel équipement ou élément du système

2.4.3.4 Modèle de tableau HAZOP

Tout comme pour l'analyse préliminaire de risques, les résultats de cette analyse sont généralement regroupés dans un tableau de synthèse, tel que présenté dans le tableau ci-dessous.

Tableau 2.6 – Déploiement type de l'HAZOP

Unité :								
Système :								
1	2	3	4	5	6	7	8	9
N°	Mot-clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Détection	Sécurités existantes	Proposition d'amélioration	Observations

a- Mots-clés

Les mots-clés, accolés aux paramètres importants pour le procédé, permettent de générer de manière systématique les dérives à considérer. La norme CEI : 61882 propose des exemples de mots-clés dont l'usage est particulièrement courant.

b- Définition des paramètres

Les paramètres auxquels sont accolés les mots-clés dépendent bien sûr du système considéré. Généralement, l'ensemble des paramètres pouvant avoir une incidence sur la sécurité de l'installation doit être sélectionné. De manière fréquente, les paramètres sur lesquels porte l'analyse sont :

- ✓ la température ;
- ✓ la pression ;

- ✓ le débit ;
- ✓ le niveau ;
- ✓ la concentration ;
- ✓ le temps.

c- Les dérives

La combinaison de ces paramètres avec les mots clé précédemment définis permet donc de générer des dérives de ces paramètres. Par exemple :

- « Plus de »et« Température »= « Température trop haute » ;
- « Moins de »et « Pression »= « Pression trop basse » ;
- « Inverse »et « Débit »= « Retour de produit » ;
- « Pas de »et « Niveau »= « Capacité vide ».

d- Cause et conséquences de la dérive

Une fois la dérive envisagée, le groupe de travail doit identifier les causes de cette dérive, puis les conséquences potentielles de cette dérive. En pratique, il peut être difficile d'affecter à chaque mot clé (et dérive) une portion bien délimitée du système et en conséquence, l'examen des causes potentielles peut s'avérer, dans certains cas, complexe. Afin de faciliter cette identification, il est utile de se référer à des listes guides.

e- Moyens de détection, sécurités existantes et propositions (colonnes 6, 7 et 8)

La méthode HAZOP prévoit d'identifier pour chaque dérive les moyens accordés à sa détection et les barrières de sécurité prévues, pour en réduire l'occurrence ou les effets. Si les mesures mises en place paraissent insuffisantes au regard du risque encouru, le groupe de travail peut proposer des améliorations en vue de pallier à ces problèmes ou du moins, définir des actions à engager pour améliorer la sécurité quant à ces points précis.

2.4.3.5 Avantages et limites

- Avantages

- ✓ Méthode simple ;
- ✓ Méthode systématique, rigoureuse ;
- ✓ Mise en commun des expériences ;
- ✓ Détection précoce des erreurs de conception ;
- ✓ Mise en place d'actions correctives.

- Limites

- ✓ Nécessité d'avoir une connaissance approfondie du système étudié ;
- ✓ Méthode limitée aux fluides ;
- ✓ Ne fonctionne pas pour les systèmes mécaniques ou électroniques, ni pour les dérives liées aux facteurs humains ;
- ✓ Groupe de travail compétent à constituer.

2.4.4 Layer Of Protection Analysis (LOPA)

Cette partie introduit l'analyse des couches de protection « Lopa » (*Layer of Protection Analysis*) en décrivant ce que LOPA est, l'origine de cette méthode, son objectif, son principe de fonctionnement, son domaine d'application et comment est-ce qu'elle est mise en œuvre. Les limites et les avantages de cette méthode sont également discutés.

2.4.4.1 Description de la méthode

La méthode LOPA fut historiquement l'une des méthodes récentes qui a été développée à la fin des années 1990 par le CCPS (*Center for Chemical Process Safety*) [26].

LOPA est un acronyme qui signifie *Layer Of Protection Analysis* (Analyse des couches de Protection). Cette méthode fut expérimentée pour l'évaluation de la sécurité des systèmes et des procédés industriels chimiques, pétrochimiques, nucléaires [13].

LOPA est une méthode semi-quantitative orientée barrière. C'est une forme simplifiée de l'évaluation des risques. Elle est utilisée généralement pour des catégories de grandeur afin d'initier la fréquence des événements, la gravité des conséquences et la probabilité de défaillance des couches de protection indépendantes dans le but d'approcher le risque d'un scénario. C'est aussi un outil d'analyse qui se fonde généralement sur les informations développées au cours d'une évaluation des risques qualitatives, comme une analyse préliminaire des risques (APR) et est implémentée en utilisant un ensemble de règles [26].

2.4.4.2 Objectif de la méthode

L'objectif primordial de la méthode LOPA est de déterminer s'il existe suffisamment de couches de protection contre un scénario d'accident, car en réalité les couches de protection ne sont pas fiables (Figure 2.7).

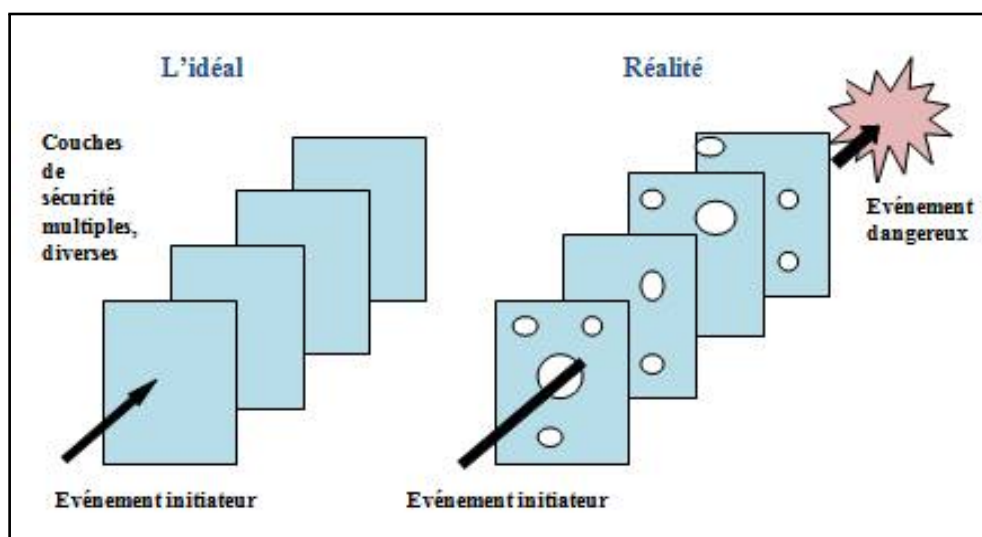


FIGURE 2.7 – Couches de protection : réalité-idéal [27]

La méthode LOPA est une méthode semi-quantitative développée dans l'optique de :

- juger de l'adéquation entre les IPLs de maîtrise du risque d'accident mises en œuvre et le niveau de risque visé pour un scénario donné ;

- statuer sur le besoin de mise en œuvre de nouvelles barrières, si le risque estimé d'un scénario n'est pas acceptable ;
- déterminer le niveau de SIL à allouer aux SIF ;
- définir les « exigences » minimales sur la probabilité de défaillance des barrières à mettre en place dans le cas où les barrières existantes ne permettraient pas de justifier d'un risque acceptable ;
- évaluer la fréquence d'occurrence résiduelle d'un scénario d'accident.

2.4.4.3 Domaines d'applications

LOPA est plus fréquemment utilisée pour :

- compléter l'analyse menée par la méthode HAZOP si le groupe de travail considère un scénario donné trop complexe ou que ces conséquences sont trop importantes ;
- déterminer les niveaux de SIL requis pour les fonctions instrumentées de sécurité (SIF) ;
- évaluer l'impact de la modification effectuée sur un procédé ou un système de sécurité ;
- analyser de manière plus détaillée certains scénarios d'accidents.

LOPA peut être utilisée pendant le processus initial de conception à partir de l'étude de conception de base et peut fournir des orientations afin de choisir un modèle qui a les plus basses fréquences d'événements initiateurs, ou pour lesquels le nombre et le type des IPLs est meilleur figure (2.8) ;

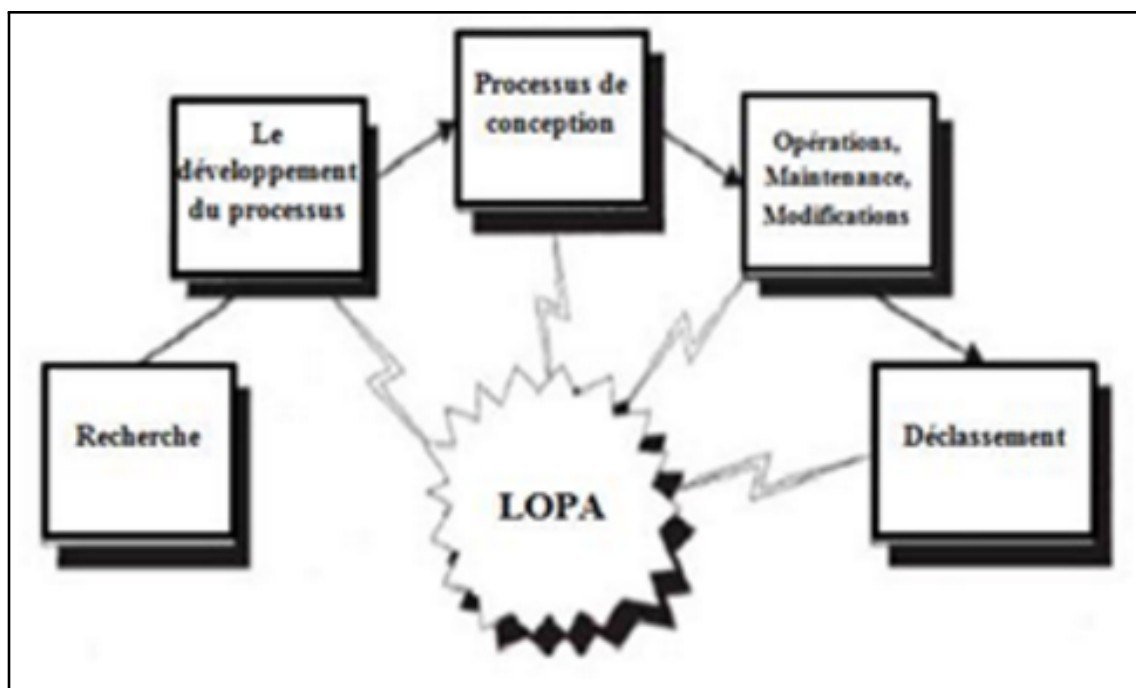


FIGURE 2.8 – Utilisation de LOPA dans le cycle de vie du process [26]

Le retour d'expérience montre que la méthode LOPA est principalement utilisée dans le cadre de l'application des normes SIL et peut être aussi utilisée comme une alternative à une analyse quantifiée en termes de fréquence d'occurrence et de gravité.

2.4.4.4 Principe de la méthode LOPA

Le principe de la méthode LOPA est tel que c'est schématisé dans la figure (2.9) :

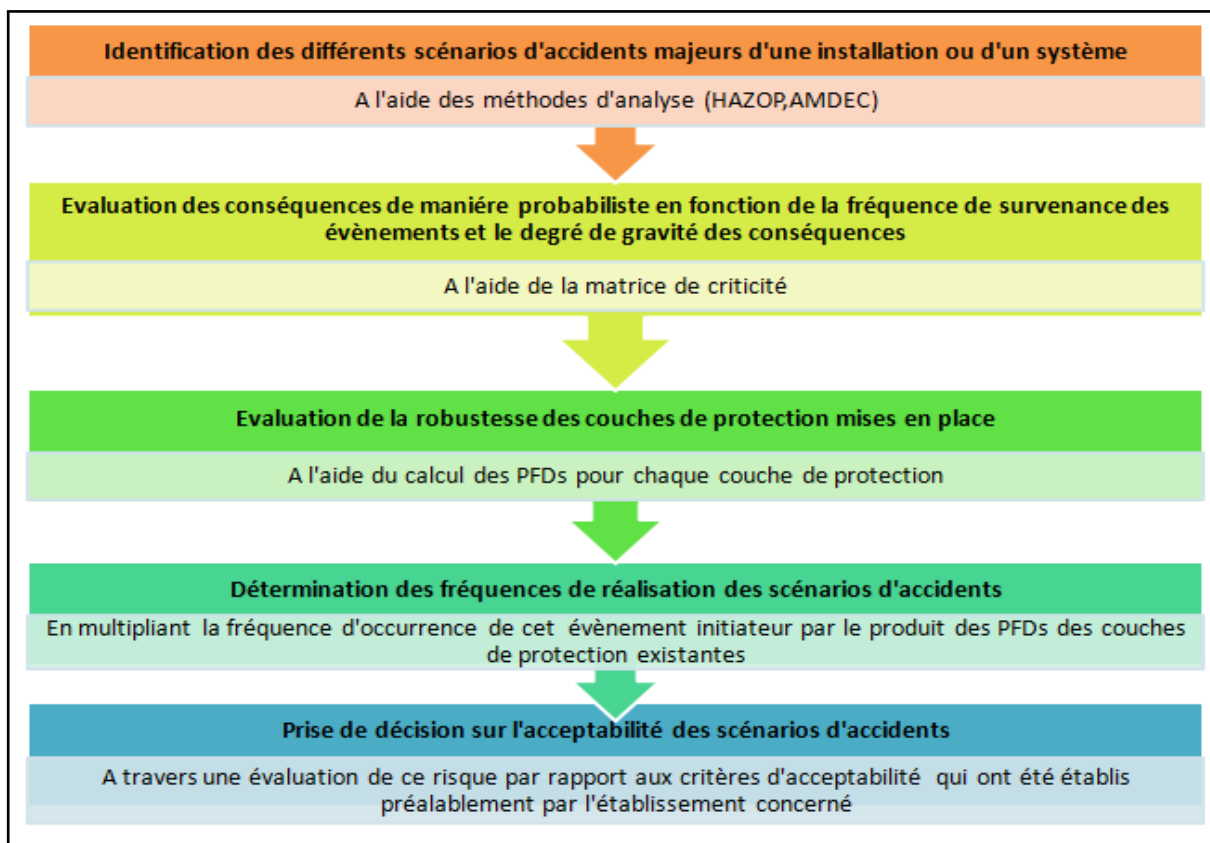


FIGURE 2.9 – Principe de la méthode LOPA

2.4.4.5 Principe des couches de protection

La méthode LOPA introduit le concept de « couches de protection » présenté en figure (2.10). Ce concept repose sur le principe que les moyens mis en œuvre dans le but de réduire les risques sont nombreux et diversifiés et elles sont classées en huit couches de protection, d'où l'introduction de la notion de lignes de défense comme : « Ensemble des dispositions adoptées en matière de conception, construction et modalités d'exploitation incluant les mesures d'urgence internes et externes, afin de prévenir l'occurrence et limiter les effets d'un phénomène dangereux et conséquences d'un accident potentiel associé ».

Ces différents moyens sont prévus pour intervenir de manière graduelle dans le temps. En d'autres termes, ces différentes couches vont être « sollicitées » tour à tour avec pour objectif de « stopper » le déroulement du scénario d'accident ou d'en réduire les effets.

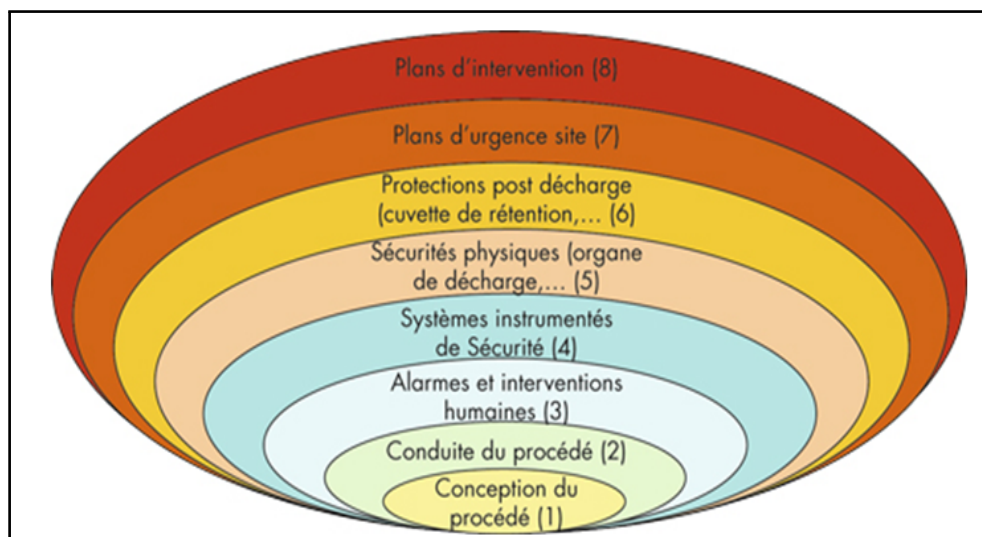


FIGURE 2.10 – Différentes couches de protection suivant LOPA [26]

2.4.4.6 Déroulement de la méthode

La méthode a pour vocation d'évaluer la fréquence annuelle résiduelle d'accident. Pour ce faire, il est alors nécessaire de pouvoir quantifier les fréquences d'occurrence des événements initiateurs et les probabilités de défaillances de chaque couche de protection.

Les principales étapes de la méthode LOPA sont les suivantes :

- Étape 1 : Établissement des critères d'acceptabilité et de sélection des scénarios à évaluer

Cette étape est une étape préalable à l'analyse des risques, elle fournit un moyen de limiter la durée de l'étude en ne considérant que les scénarios significatifs en termes de conséquences.

- Critères d'estimation des conséquences

Les critères retenus pour définir l'acceptation des risques sont généralement d'ordre éthiques, moraux, économiques, sociétaux, individuels, environnementaux et aussi politiques [18]. L'établissement des critères d'acceptabilité significatifs en termes de conséquences est réalisé à partir d'une estimation des conséquences à un certain ordre de magnitude de gravité. Ces conséquences sont définies comme étant des résultats indésirables des scénarios d'accidents. Toutes ces conséquences aux limites seront évaluées quantitativement et qualitativement par certaines approches d'estimation proposées par LOPA.

Méthode 1 : Catégorisation des conséquences

Dans cette approche les conséquences estimées sont identifiées comme suite d'une séquence d'effets engendrés par un scénario d'accident non maîtrisé. L'estimation des conséquences selon cette méthode est limitée à :

- l'importance de dégagement du produit (en terme de quantité et leurs caractéristiques (toxicité, inflammabilité... etc.) ;
- les pertes matérielles des équipements, d'installations et des arrêts de production ;
- les pertes financières engendrées par cet accident ... etc.

Selon cette approche, donner une estimation juste et valable aux atteintes humaines est une étape délicate pour établir les critères d'acceptabilité de certains scénarios d'accidents (dégagement des produits toxiques ...)[26].

Méthode 2 : Estimation quantitative avec des atteintes humaines

Dans son estimation elle se base sur les différents impacts finaux que les scénarios d'accidents peuvent entraîner sur le personnel travaillant autour du système, la population habitant à proximité du système et aussi l'environnement passif où le système se situe [26].

Pour chaque scénario d'accident les conséquences humaines sont estimées directement en se basant sur les accidents qui sont survenus (retour d'expérience) ou à partir de la modélisation des différents effets engendrés suite à un accident survenu (dégagement d'un produit inflammable et toxique ...etc.).

- Étape 2 : Développement des scénarios d'accidents

Le développement des scénarios d'accidents est une étape cruciale qui doit être conçu avec le plus grand soin afin d'aboutir à une bonne maîtrise de ces scénarios. Ces scénarios sont développés sur la base d'une analyse des risques en utilisant d'autres outils tels que (HAZOP,AMDEC) par exemple [26]. L'application préalable des méthodes d'analyse des risques permet d'identifier les causes et les conséquences et aussi les différentes barrières de prévention et de protection qui seront retenus et exploitées pour l'élaboration des scénarios d'accident de LOPA.

Pour développer les scénarios d'accidents, la méthode LOPA s'inspire des différents composants des scénarios à partir des données trouvées et développées par HAZOP. Généralement les causes identifiées durant l'application de cette méthode seront exploitées pour trouver les événements Initiateurs.

- Étape 3 : Identification des fréquences des événements initiateurs

L'identification des fréquences des événements initiateurs est une étape importante qui aidera à l'estimation des fréquences des scénarios d'accidents [18].

L'événement doit conduire à la conséquence. La fréquence doit rendre compte sur les aspects de fond du scénario.

Il est important de recenser systématiquement l'ensemble des causes « événements initiateurs » pouvant être à l'origine des scénarios d'accidents.

L'estimation des événements initiateurs est faite en leur affectant des fréquences de surveillance, ces fréquences sont estimées généralement en nombre de réalisation des événements par an [26].

Pour pouvoir estimer ces événements initiateurs en termes de fréquence, LOPA fait appel aux différentes méthodes d'estimation telles que le retour d'expérience et le jugement d'experts.

- Étape 4 : Identification des couches de protection indépendantes

La méthode LOPA exige dans sa démarche une identification et une évaluation des couches de protection indépendantes mises en place dans un système industriel afin de pouvoir maîtriser les risques d'accidents liés à ce système. On retrouve dans son application certaines barrières de sécurité qualifiées IPL (couches de protection indépendantes).

Dans le but de bien éclaircir cette différence entre les barrières de sécurité et les IPLs, on fait appel à l'hypothèse suivante « Toutes les IPLs sont des barrières de sécurité, mais pas toutes les barrières de sécurité sont des IPLs » [26] car une IPL possède un mode de fonctionnement spécifique et propre à elle. Plusieurs critères de base sont retenus pour pouvoir qualifier une barrière de sécurité comme une IPL (cf. § 2.4).

Exemple des couches de protection :

- Conception : Par exemple, l'équipement pourrait être résistant à la pression maximale pour un scénario particulier.
- *Basic Process Control Systems* (BPCS) : Le BPCS peut fournir plusieurs types de fonctions de sécurité qui peuvent être des IPL [26] : Fonction de contrôle et de régulation, fonction d'exécution.
- Alarmes critiques d'intervention : L'action des opérateurs, à la suite des alarmes ou d'observation, peut être citée comme une IPL lorsque plusieurs critères sont réunis pour assurer l'efficacité de l'action.
- Systèmes instrumentés de Sécurité (SIS).
- Systèmes de protection (soupapes, disques de rupture, ... etc.).

- Étape 5 : Détermination des fréquences des scénarios d'accidents

La détermination des fréquences des scénarios d'accidents est une étape clé qui sert à évaluer d'une manière chiffrée les scénarios d'accidents en terme de leur probabilité d'occurrence et les conséquences engendrées en fonction des critères retenus pour estimer le niveau de gravité à associer à la conséquence du scénario. Comme les niveaux de protection sont supposés indépendants, la fréquence de l'événement final peut être obtenue en suivant la même approche que pour les arbres d'événements :

$$\mathbf{F}_{ic} = \mathbf{F}_{il} \times \pi \mathbf{PFD}_{ij} \quad (2.1)$$

Avec :

\mathbf{F}_{ic} : Fréquence de la conséquence associée à l'événement initiateur i à l'origine du scénario d'accident (en cas de mauvais fonctionnement de toutes les barrières (IPL)) ;

\mathbf{F}_{il} : La fréquence de l'événement initiateur ;

\mathbf{PFD}_{ij} : Barrière de sécurité indépendante (IPL) numéro j vis-à-vis du scénario d'accident.

- Étape 6 : Évaluation des risques par rapport aux critères d'acceptabilité

Cette étape de la méthode LOPA consiste à évaluer les scénarios d'accidents estimés par rapport aux critères d'acceptabilité qui ont été fixés au préalable afin de s'assurer que ces scénarios sont acceptables. Si ces scénarios d'accidents sont inacceptables des recommandations et des mesures de sécurité doivent être appliquées pour les maîtriser et les ramener à un niveau jugé tolérable (ALARP).

Trois types de démarches [26] sont proposées et utilisées conjointement avec la méthode LOPA afin de prendre une décision finale sur les risques, dont nous allons illustrer la démarche I (comparaison du risque calculé par rapport aux critères d'acceptabilité) :

- Démarche I : comparaison du risque calculé par rapport aux critères d'acceptabilité ;
- Démarche II : jugement d'experts ;
- Démarche III : comparaison relative entre les différentes propositions destinées pour la réduction des risques.

2.4.4.7 Avantages et limites de la méthode

La méthode présente les avantages suivants [26] :

- LOPA est un outil performant et efficace d'évaluation des risques et des mesures de réduction de ces risques ;
- LOPA est un outil praticable et flexible permettant de déterminer la réduction apportée pour chaque mesure de réduction (IPL) en lui attribuant des probabilités de défaillance à la demande (PFD) ;
- LOPA peut être utilisée pour aider une organisation à décider si le risque est « aussi bas que raisonnablement possible » qui peut également servir à répondre aux exigences réglementaires spécifiques.

Cependant la méthode présente des limites [26] :

- LOPA est un outil qui ne peut être appliqué à tous les scénarios d'accidents en particulier ceux qui présentent des combinaisons de défaillances ;
- LOPA nécessite plus de temps pour prendre une décision fondée sur le risque que les méthodes qualitatives telle que HAZOP ;
- En pratique, il est souvent difficile de résumer une probabilité de défaillance en seule valeur numérique.

Après avoir passé en revue l'ensemble des méthodes d'analyse, le chapitre suivant sera consacré à l'application de quatre méthodes d'analyse à savoir :

- l'APR qui nous permettra de cibler l'installation à risque potentiel majeur.
- l'AMDEC qui nous permettra de réaliser une étude plus approfondie de l'installation en question.
- la HAZOP pour l'étude des différents circuits de l'installation afin d'en déduire les différents scénarios d'accidents.
- LOPA qui nous permettra d'évaluer l'efficacité des différentes couches de protection.

Chapitre 3

APPLICATION DES MÉTHODES D'ANALYSE

Les méthodes d'analyse sont considérées comme des outils inter-complémentaires, qui suivent une démarche bien déterminée. Elles permettent d'obtenir des résultats pertinents et de les interpréter correctement, afin d'aboutir à des propositions de mesures d'amélioration de la sécurité adéquates.

Toute analyse de risque est conditionnée par une présence accrue sur le terrain et un sens de l'observation des détails, afin d'identifier tous les risques encourus par les équipements.

Ce chapitre a trait aussi à l'exposé des démarches et du déroulement des quatre méthodes d'analyse (APR, HAZOP, AMDEC et LOPA). Les critères d'évaluation seront établis puis utilisés dans la conduite de ces méthodes. Il inclura les résultats obtenus ainsi que les recommandations qui en découlent.

3.1 La méthode APR

Afin de mener notre analyse préliminaire des risques, une description des installations du processus a été faite, et en parallèle à cela, les critères d'évaluation sont établis en concertation avec l'ensemble des acteurs de ce projet.

En fonction des résultats obtenus lors de notre analyse et des critères de choix, l'équipe du projet déterminera l'installation critique qui fera l'objet d'une étude plus approfondie.

3.1.1 Identification des systèmes

L'usine de fabrication des boissons gazeuses HB comporte en sa globalité plusieurs installations classées qui rentrent dans le processus de fabrication.

Une analyse de ces installations nous a permis de déterminer l'ensemble des éléments dangereux propres à chacune d'elles, et qui sont susceptibles d'être à l'origine des risques majeurs.

Les systèmes identifiés sont :

- deux transformateurs électriques 10000 volts (poste de livraison SONELGAZ) ;
- magasins de stockage de produits chimiques et de divers emballages ;
- deux groupes électrogènes de 60 KVA ;

- une cuve gasoil ;
- deux chaudières à vapeur ($2 \times 10 m^3$) ;
- un compresseur d'air (40 bars) ;
- une conduite gaz naturel.



FIGURE 3.1 – Transformateurs électriques [Source exclusive]



FIGURE 3.2 – Magasins de stockage de produits chimiques et de divers emballages [Source exclusive]



FIGURE 3.3 – Groupe électrogène de secours [Source exclusive]



FIGURE 3.4 – Cuve gasoil [Source exclusive]



FIGURE 3.5 – Chaudières à vapeur [Source exclusive]

3.1.2 Identification des éléments dangereux

L'identification des éléments dangereux qui sont susceptibles de causer un ou plusieurs événements non souhaités ont été localisés sur la base des flux entrants et sortants pour chacun des systèmes préalablement déterminé.

3.1.3 Détermination des situations dangereuses

Après avoir identifié l'ensemble des éléments dangereux, nous avons déterminé pour chaque système, les situations dangereuses qui peuvent contribuer à la production ou l'aggravation d'un événement non souhaité.

Nous avons pu constater que les situations dangereuses sont d'ordre technique tel le dysfonctionnement des équipements importants pour la sécurité. Mais le plus souvent, ces situations peuvent résulter d'erreurs humaines.

3.1.4 Attribution des événements non souhaités (ENS)

Une fois les situations dangereuses déterminées, nous avons attribué les événements non souhaités pour chaque système. Nous avons pu constater que les ENS les plus répandus sont l'incendie et l'explosion.

3.1.5 Détermination des causes et des conséquences

Nous avons par la suite déterminé les causes et les conséquences de chaque événement non souhaité préalablement identifié afin d'évaluer la criticité de chaque ENS.

3.1.6 Evaluation de la criticité

4.1.6.1 Elaboration de la Matrice de risque

Après consultation des bases de données de l'accidentologie de l'Entreprise ainsi que l'historique des accidents dans le secteur agroalimentaire (base BARPI, et l'expérience des responsables de l'Entreprise , nous avons obtenu la matrice de risque spécifique à l'usine HB (Figure 3.6) avec une échelle de cinq niveaux de gravité (Tableau 3.1) et de cinq niveau de probabilité (Tableau 3.2).

Tableau 3.1 – Échelle de gravité

Niveau de gravité (NG)	Appréciation
NG5	Catastrophique : Létalité
NG4	Majeur : Atteinte irréversible impliquant des blessures majeures
NG3	Sérieux : Atteinte sérieuse réversible sans aggravation
NG2	Modéré : Atteinte impliquant traitement du premiers secours
NG1	Négligeable : Aucune atteinte pour la santé

Tableau 3.2 – Échelle de probabilité

Niveau de probabilité (NP)	Appréciation
NP5	Très probable : Le dommage apparaît souvent (au moins 1 fois par 2 semaines)
NP4	Probable : Le dommage apparaît fréquemment (plus de 1 fois par mois)
NP3	Peu probable : Le dommage apparaît occasionnellement (2 fois par an)
NP2	Très improbable : Le dommage apparaît rarement (1 fois par 2 ans)
NP1	Extrêmement improbable : Le dommage apparaît très rarement (1 fois par 5 ans)

			Gravité				
			Négligeable	Modéré	Sérieux	Majeur	Catastrophique
			1	2	3	4	5
Probabilité	Extrêmement improbable	1	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5
	Très improbable	2	2.1	2.2	2.3	2.4	2.5
	Peu probable	3	3.1	3.2	3.3	3.4	3.5
	Probable	4	4.1	4.2	4.3	4.4	4.5
	Très probable	5	5.1	5.2	5.3	5.4	5.5

FIGURE 3.6 – Matrice de criticité

Zone rouge : Risque inacceptable, il nécessite une nouvelle évaluation des risques.

Zone jaune : ALARP (*As Low As Reasonably Possible*) un niveau de risque aussi bas que possible, compte tenu de l'état des connaissances et des pratiques et de la vulnérabilité de l'environnement de l'installation.

Zone verte : Risque résiduel, compte tenu des mesures de maîtrise du risque, est modéré et n'implique pas d'obligation de réduction complémentaire du risque d'accident.

4.1.6.2 Résultats

De notre APR découlent les résultats suivants :

✓ Première évaluation

Dans un premier temps, nous avons évalué les risques sans prendre en compte les barrières de sécurité mises en place. Ceci nous a permis d'aboutir à la matrice de criticité représentée ci-dessous (figure 3.7).

NG5		Transformateur (R.incendie)	Chaudière (R.explosion)		
NG4					
NG3					
NG2	Locaux administratifs (R.incendie)	Stockage divers (R.incendie) Cuve gasoil (R.incendie) Groupe électrogène (R.incendie)	Compresseur (R.explosion) Conduite gaz naturel (R.incendie + R.explosion)		
NG1					
NG \ NP	NP1	NP2	NP3	NP4	NP5

■ Risque résiduel
 ■ Risque ALARP
 ■ Risque inacceptable

FIGURE 3.7 – Positionnement des risques dans la matrice de criticité

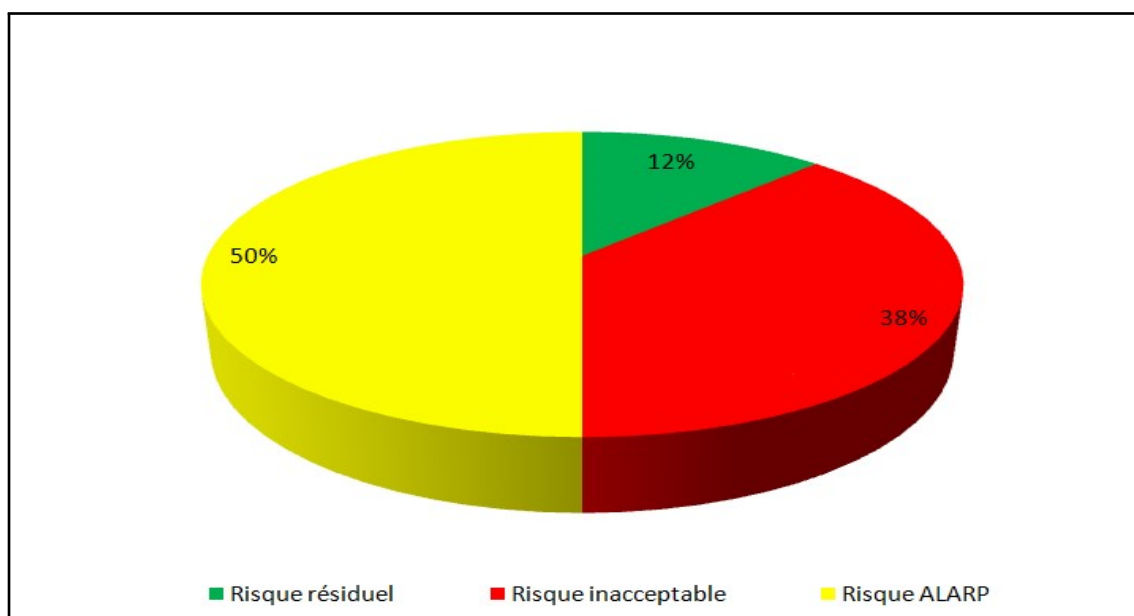


FIGURE 3.8 – Répartition des ENS selon leur criticité pour l'ensemble de l'usine (sans barrières de sécurité)

- Interpretation

Après déroulement de l'APR, nous constatons ce qui suit :

- l'usine HB comportant huit systèmes, fait ressortir neuf ENS.
- les systèmes chaudière à vapeur, compresseur d'air, transformateur sont les systèmes qui se situent dans la zone à risque majeur (38%).
- l'usine présente 50% de risques ALARP (zone jaune en Figure 3.8), tandis que les risques résiduels ne représentent que 12% de la totalité des risques.

✓ **Deuxième évaluation**

Nous avons réévalué les risques, en prenant en considération les éventuelles barrières de prévention et/ou de protection, ce qui a donné une nouvelle matrice de criticité sur laquelle nous avons positionné les différents risques.

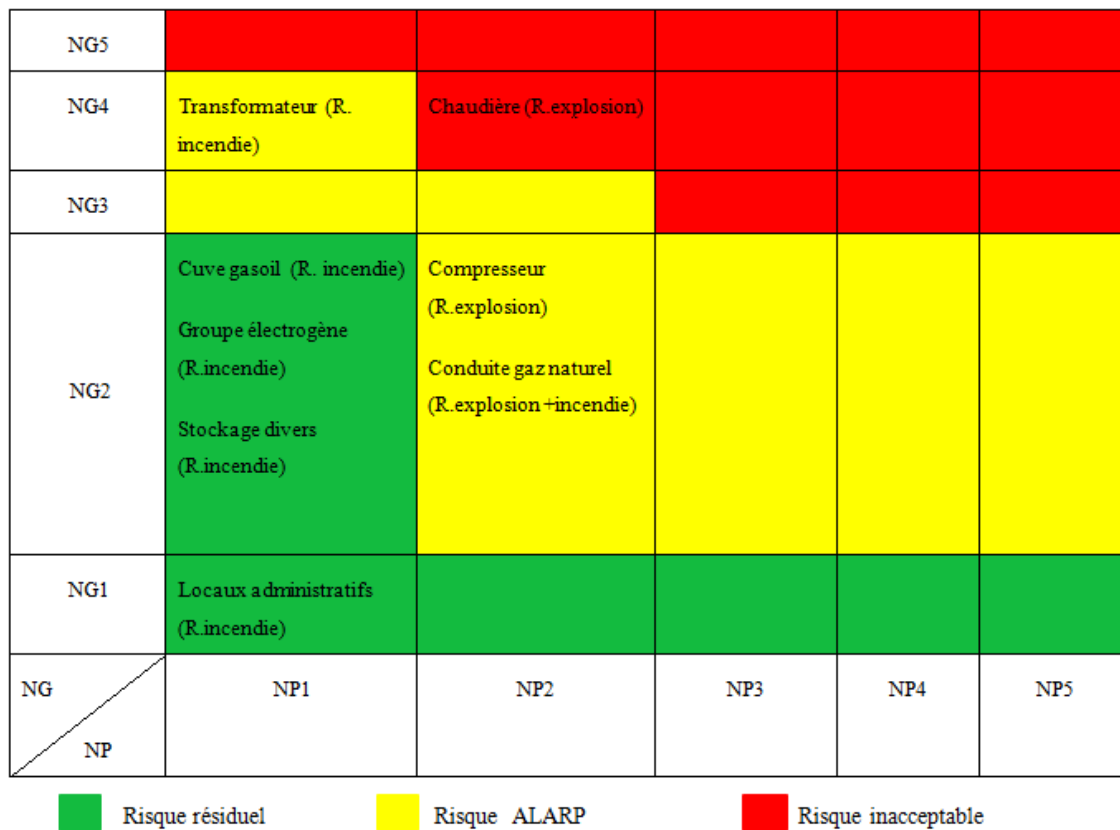


FIGURE 3.9 – Positionnement des risques dans la matrice de criticité

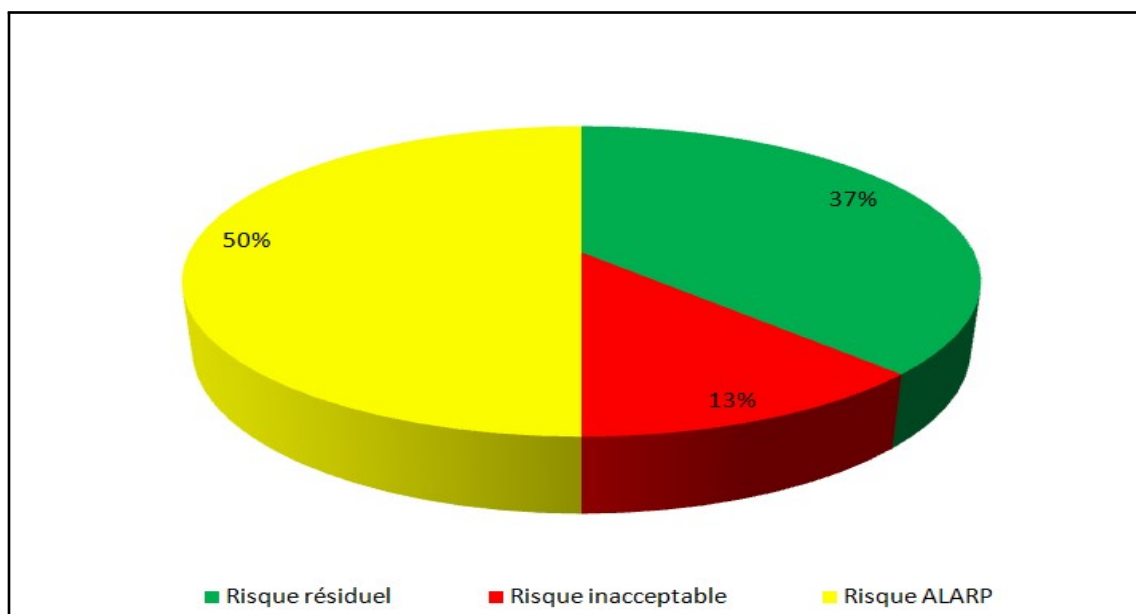


FIGURE 3.10 – Répartition des ENS selon leur criticité pour l'ensemble de l'usine

- Interpretation

Après déroulement de notre APR, nous constatons ce qui suit :

- l'usine Hamoud Boualem comportant huit systèmes fait ressortir neuf ENS.
- le système chaudière à vapeur est le système qui se situe dans la zone à risque majeur (13%) car elle est susceptible de provoquer une explosion d'une grande ampleur.
- l'usine présente 50% de risques ALARP (zone jaune en Figure 3.10), tandis que les risques résiduels représentent 37% de la totalité des risques.

3.1.7 Justification du choix de l'équipement à étudier

La suite de notre travail s'est portée sur une étude approfondie des deux chaudières à vapeur de l'usine HB, et ceci pour différentes raisons :

Le retour d'expérience (REX)

Le REX a montré que le secteur de l'industrie agroalimentaire était vulnérable aux accidents majeurs tels que les incendies et les explosions.

La base de données BARPI a recensé 214 accidents ou incidents dans l'industrie agroalimentaire entre 1988 et 2005.

La base ARIA a également recensé 121 événements survenus entre 15/06/1972 et le 05/02/2007, impliquant des chaufferies ou chaudières.

L'examen de l'étude de danger

Après avoir examiné le document portant Étude De Danger (EDD) de HB, établi par le bureau d'étude BRCC « *Business Relations and consoltins company* », nous avons pu localiser les points critiques sur lesquels notre étude va se porter. Ce dernier a préconisé une étude approfondie sur les chaudières à vapeur.

Résultats de l'analyse préliminaire des risque

Selon les résultats obtenus lors de notre APR, nous avons constaté que, malgré les barrières de sécurité existantes, les chaudières à vapeur de l'usine présentent toujours un risque inacceptable et nécessitant des études plus approfondies. Tout cela, nous amène à faire des propositions des mesures d'amélioration pour gérer le risque que peut engendrer les deux chaudières à vapeur.

Besoin de l'entreprise

L'Entreprise a exprimé son besoin de réaliser une étude plus poussée sur les chaudières à vapeur. En effet, la vapeur produite par les deux chaudières est principalement utilisée dans la laveuse et pour la pasteurisation. Étant des étapes indispensables au procédé industriel, la détérioration de ces dernières entraînerait l'arrêt complet de la production.

3.2 La méthode AMDEC

Une fois le système chaudière à vapeur identifié, le déploiement de l'AMDEC nécessite une analyse fonctionnelle au préalable qui déterminera le niveau de détail auquel s'arrêtera l'analyse, pour pouvoir ensuite conduire l'analyse des modes de défaillances des composants ciblés.

3.2.1 Système : chaudières à vapeur

L'Entreprise HB dispose de deux chaudières à vapeur. La chaudière fournit la vapeur nécessaire à l'activité de l'usine. Les chaudières à vapeur sont un élément sensible du site. En effet, étant alimentées en gaz naturel, elles présentent un risque significatif.

Leurs principe étant simple, ces chaudières sont répandues dans toute l'industrie agroalimentaire. Elles sont indispensables à la production de l'usine.

En effet, elles permettent de laver les bouteilles, chauffer le sirop et pasteuriser certains aliments.

- Présentation de l'équipement

✓ Volume des deux chaudières : $2 \times 10 \text{ m}^3$;

✓ Vapeur générée : 3T/h de vapeur.

La chaudière SKG est un générateur de type horizontal à trois parcours :

✓ Premier parcours : Tube foyer ;

✓ Deuxième et troisième parcours : Tube fumée.



FIGURE 3.11 – Chaudière à vapeur de [Source exclusive]

- Le corps de la chaudière est du type horizontal à foyer intérieur et tubes de fumée. À l'arrière, le départ de fumées se trouve dans la position horizontale.

À l'avant, une boîte à fumée équipée d'une partie amovible permet un accès aisé pour une inspection côté gaz. Le corps de la chaudière est calorifugé au moyen de laine de roche d'épaisseur 100mm, et de densité élevée.

L'ensemble corps de chaudière-boîtes à fumée repose sur un châssis qui reçoit le ou les groupes électropompes d'alimentation.

3.2.2 Décomposition fonctionnelle du système

La chaudière à vapeur peut-être décomposée, à un premier niveau, en 7 grands sous-systèmes (Figure 3.12).

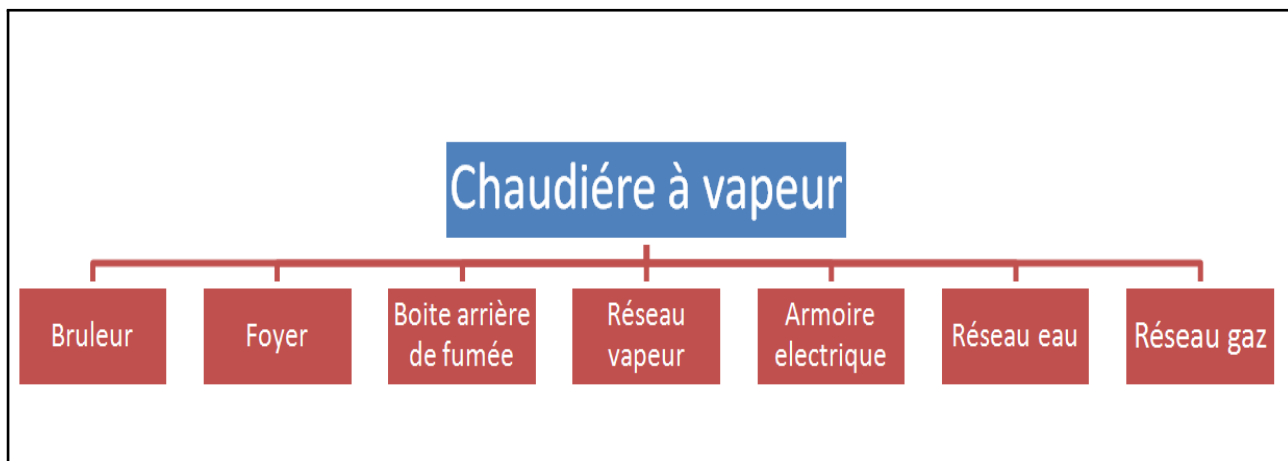


FIGURE 3.12 – Décomposition fonctionnelle de la chaudière

3.2.3 Schéma de fonctionnement des chaudières à vapeur

Le schéma de fonctionnement de la chaudière à vapeur se présente ainsi :

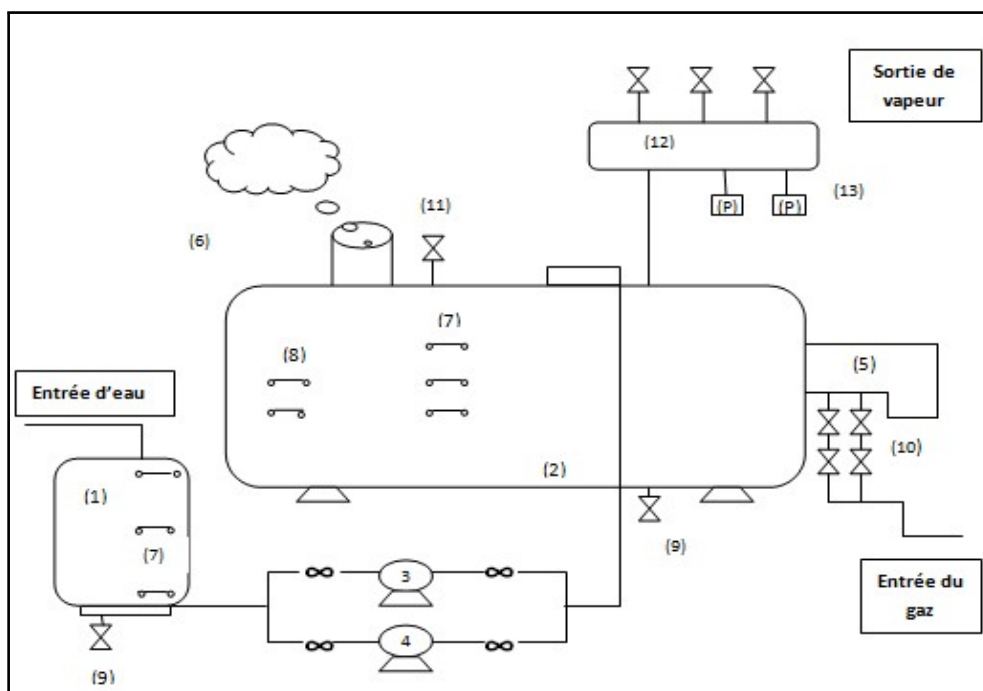


FIGURE 3.13 – Schéma technique de la chaudière à vapeur

Tableau 3.3 – Éléments constitutifs de la chaudière à vapeur

N°	Nom de l'élément	7	Sonde de niveau
1	Réservoir d'eau	8	Sonde de niveau sécurité
2	Chaudière	9	Vidange
3	Vanne et pompe	10	Soupape GAZ
4	Vanne et pompes(secours)	11	Soupape sécurité
5	Bruleur	12	Distributeur
6	Échappement	13	Pressostat

Nous avons identifié ensuite, le flux d'entrée et de sortie de chaque sous-système, ainsi que les équipements qui le composent. Le tableau 3.4 résume la décomposition du système chaudière en sous-systèmes

Tableau 3.4 – Décomposition fonctionnelle de la chaudière à vapeur

Systèmes				Sous-systèmes				
S-N°	Noms	Entrées	Sorties	Ss-N°	Noms	Entrées	Sorties	Équipements
1	Chaudière à vapeur	-Eau chaude 60 °C -Gaz naturel - Air	-vapeur saturée -Vapeur condensée	1	Bruleur	-Gaz naturel -Air	-Flamme	-Electrovanne gaz -Electrovanne air - Tete de combustion - Ventilateur - Filtre - Pompe - Moteur - Transformateur - Pressostats - Régulateur de pression - Capteur - Électrodes
				2	Foyer	-Flamme -Eau chaude 60 °C	-Vapeur saturée -Vapeur condensée	-Tube foyer -Tube fumée
				3	Boite arrière de fumée	-Fumée	-Fumée	-Cheminée
				4	Réseau vapeur	-Vapeur saturée	-Vapeur saturée	-Vannes - Clapet - Soupapes de sureté - Pressostats
				5	Armoire électrique	-Tension électrique	commandes de fonctionnement de la chaudière	-Réseau électrique -Table de commande
				6	Réseau eau	-Eau adoucie et préchauffée à 60 °C	-Vapeur condensée	-Vannes -Sondes à niveau -Thermomètres -Pompes -Canalisation
				7	Réseau gaz	-Gaz	-Gaz	-Vannes -Pressostats gaz -Canalisation

3.2.4 Critères d'évaluation

Pour l'évaluation de la criticité des modes de défaillances, nous avons utilisé des grilles d'appréciation des probabilités d'occurrence, de la gravité et de la détection. Ces grilles ont été validées par le responsable de maintenance de HB et l'encadrement pédagogique de l'ENP. Ces grilles sont rassemblées dans les tableaux (3.5), (3.6) et (3.7)

Tableau 3.5 – Échelle de probabilité

Probabilité	
Echelle	Traduction quantitative
4	Événement très probable : s'est déjà produit sur le site ou de nombreuses fois sur d'autres sites
3	Événement probable : ne s'est jamais produit de façon rapprochée sur le site mais a été observé de façon récurrente sur d'autres sites
2	Événement peu probable : ne s'est jamais produit de façon rapprochée sur le site mais quelques fois sur d'autres sites
1	Événement improbable : ne s'est jamais produit de façon rapprochée sur le site mais très rarement sur d'autres sites

Tableau 3.6 – Échelle de gravité

Gravité	
Echelle	Traduction quantitative
4	Effets critiques (irréversibles) : arrêt du système, détérioration irréversible de l'équipement ou atteinte de la sécurité à l'extérieur du site
3	Effets critiques (réversibles) : arrêt du système, détérioration réversible de l'équipement ou de la sécurité
2	Aucun effet critique : le système continue à fonctionner, détérioration limitée au composant
1	Pas d'effets significatifs sur l'équipement

Tableau 3.7 – Échelle de détection

Détection	
Echelle	Traduction quantitative
4	Non détectable
3	visuelle
2	Détection manuelle : appareils de mesures ponctuelles
1	Détection automatique : détecteurs fixes automatisés, interlocks

			Gravité			
			Pas d'effet	Aucun effet critique	Effets critiques (réversibles)	Effets critiques (irréversibles)
			1	2	3	4
Probabilité	Improbable	1	1	2	3	4
	Peu probable	2	2	4	6	8
	Probable	3	3	6	9	12
	Très probable	4	4	8	12	16

FIGURE 3.14 – Matrice de criticité

3.2.5 Déploiement et résultats

Le déploiement de la méthode est exécuté à l'aide d'un tableau (Annexe B). Ce tableau résume toutes les étapes suivies pour faire ressortir les défaillances critiques qui peuvent affecter le fonctionnement du système, et par la même occasion, l'arrêt de la production de l'Entreprise.

Les éléments qui ressortent de l'analyse sont principalement les modes de défaillances liés aux blocages physiques, défaillances structurelles, indications erronées et autres. Les résultats obtenus sont représentés dans la Figure (3.15).

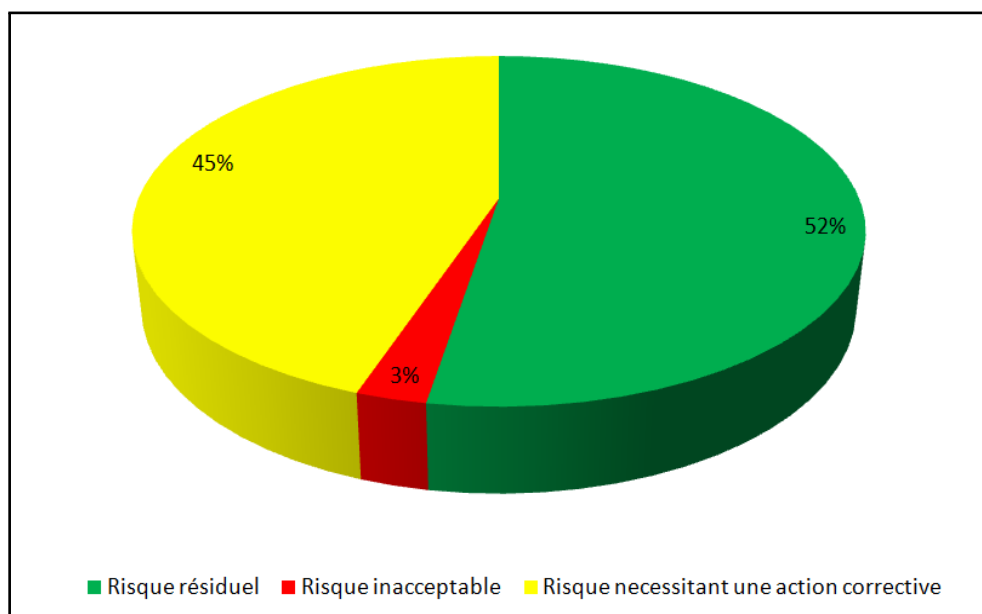


FIGURE 3.15 – Répartition des modes de défaillances en fonction de leur criticité pour le système chaudière à vapeur

Tableau 3.8 – Hiérarchisation des risques du système chaudière

Catégorie du risque	Nombre	Pourcentages %
Risques résiduels	20	52
Risques nécessitant une action corrective	17	45
Risques inacceptables	1	3
Total	38	100

- Interprétation

Nous remarquons que la plus grande proportion des risques estimés, qui représentent 52%, sont acceptables. Ceci est dû notamment aux mesures de prévention mises en place, plus particulièrement, les équipements de détection automatisés. leur rôle est de permettre la maîtrise de certaines situations à risques.

Les 45% restants des risques, feront l'objet de recommandations afin de les réduire.

Pour les risques inacceptables qui représentent 3%, la mise en œuvre de recommandations est primordiale pour la réduction du niveau de risque encourut.

3.3 La méthode HAZOP

L'étude HAZOP est une approche qui permet d'étudier les effets liés à certaine dérive pour les systèmes thermohydrauliques. Elle permet d'identifier les différentes dérives qui peuvent exister et qui engendrent des accidents et des incidents majeurs.

Notre analyse a portée sur l'étudie des deux circuits hydrauliques (circuit eau et circuit gaz) que comporte la chaudière à vapeur tel que le montre le tableau ci-dessous.

Tableau 3.9 – Paramètres à étudier dans l'HAZOP

Circuits	Paramètres
Circuit eau	Pression
	Température
	Niveau d'eau
Circuit gaz	Pression

3.3.1 Les différents circuits de la chaudière à vapeur

La chaudière de HB est un générateur de vapeur où les gaz de combustion passent à l'intérieur de tubes submergés dans l'eau. Celle-ci comporte deux circuits(circuit gaz, circuit eau). La figure ci-dessous montre ces différents circuits :

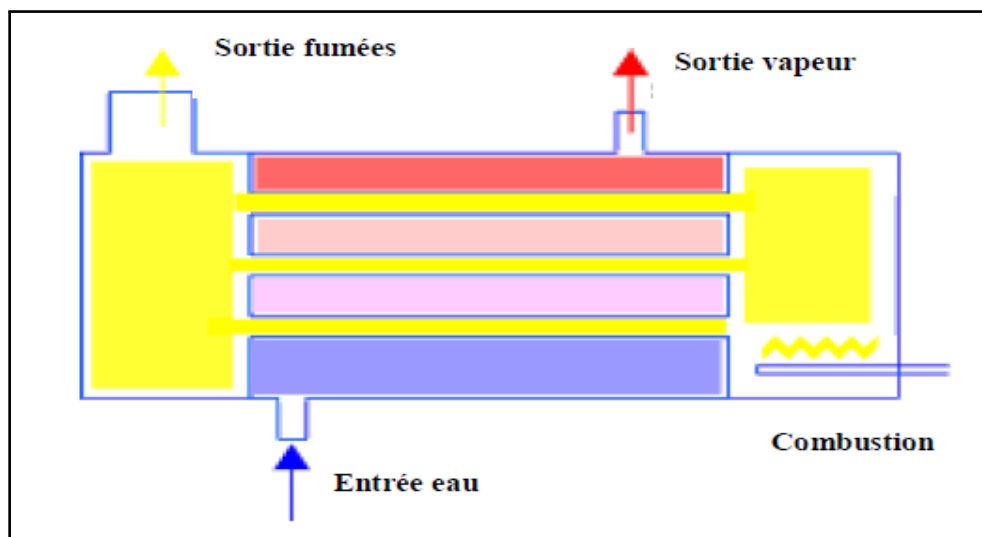


FIGURE 3.16 – Schéma illustrant les différents circuits de la chaudière

3.3.2 Résultats

- Interprétation

D'après les résultats obtenus (Annexe C), nous pouvons conclure que les principales causes d'accidents sont d'ordre technique. Cependant, une défaillance mécanique, électrique ou structurelle peut engendrer des conséquences dramatiques sur l'installation et sur l'environnement avoisinant.

A la fin de l'étude, des actions correctives sont proposées.

3.4 La méthode LOPA

Lors de la réalisation de notre analyse de risques, des barrières de sécurité ont été identifiées. La méthode LOPA nous a permis de valoriser l'ensemble des couches de protection (barrières organisationnelles et techniques) et de les évaluer, afin de déterminer si ces dernières sont suffisantes ou pas pour justifier d'un risque résiduel acceptable.

Suite à cela, des mesures correctives sont proposées.

3.4.1 Etablissement des critères d'acceptabilité

Dans notre cas, l'évaluation de l'acceptabilité et de la sélection des scénarios d'accidents sera faite sur la base de la grille de criticité adoptée par l'Entreprise HB.

Cette matrice est donnée dans la figure ci-dessous (figure 3.17) :

		Conséquences				Probabilité			
						Augmentation de la probabilité			
Gravité		Personnel	Environnement	Public	Biens	P1 Improbable F<E-04 (/an) Jamais rencontré mais physiquement possible	P2 Peu Probable E-04<F<E- 02(/an) rencontré dans une organisation similaire que HB	P3 Probable E- 02<F<E- 01(/an) s'est produit (pourrait se produire) au sein de HB, pourrait se produire pendant la durée de vie de l'installation	P4 Très probable E-01<F (/an) s'est produit de nombreuses fois sur d'autres sites
						Augmentation de gravité	G1 Mineur	Blessures mineures	mineure
G2 Sérieux	Blessures significative	Pollution interne maîtrisée	Blessures mineures	Dommage mineur+arrêt bref de production					
G3 Grave	Incapacité permanente ou décès	Pollution interne non maîtrisée ou pollution hors limite maîtrisée	Blessures significatives	Dommage localisé+arrêt partiel de production					
G4 Catastrophique	Plusieurs décès	Pollution hors limites de longue durée	Décès	Dommage important +arrêt total de production					

FIGURE 3.17 – Grille de criticité adoptée par HB [28]

3.4.2 Développement des scénarios d'accident à évaluer

A partir de l'étude HAZOP (Annexe C), et en se basant sur l'étude AMDEC (Annexe B), nous avons retenu les scénarios d'accidents suivants :

Tableau 3.10 – Scénarios d'accidents

Scénario 1	Explosion suite à la surpression de vapeur
Scénario 2	Explosion de la chaudière suite au retour de la vapeur vers le tube foyer
Scénario 3	Explosion de la chaudière suite à la diminution du niveau d'eau dans la chaudière
Scénario 4	Explosion de la chaudière en raison de l'absence de débit d'eau
Scénario 5	Explosion du foyer de la chaudière suite à la présence de combustible non brûlé
Scénario 6	Explosion de la chaudière suite à une fuite de gaz dans la canalisation
Scénario 7	Implosion de la chaudière suite à l'augmentation de la température
Scénario 8	Destruction interne des tubes vaporisateurs suite au dépôt du tartre à l'extérieur du tube foyer

3.4.3 Estimation des conséquences selon les critères d'acceptabilité (grille de criticité)

Les conséquences des scénarios les plus critiques sont sélectionnées et sont présentés dans le tableau suivant (tableau 3.11) :

Tableau 3.11 – Estimation des conséquences des scénarios d'accident

Conséquences	Gravité	Description
Explosion de la chaudière	4	Arrêt de la production
Implosion de la chaudière	2	Diminution de la production
Destruction interne des tubes vaporisateurs	2	Diminution de la production

Les conséquences estimées ci-dessus sont de différentes catégories de gravité, allant de modérée à catastrophique. Dans notre étude, et selon la méthode LOPA, on s'intéresse uniquement aux conséquences jugées de catégorie 4 (catastrophique)(voir matrice 3.17).

3.4.4 Sélection des scénarios à évaluer

A partir de l'étape précédente, les scénarios à évaluer par LOPA sont représentés dans la figure ci-dessous (Figure 3.18) :

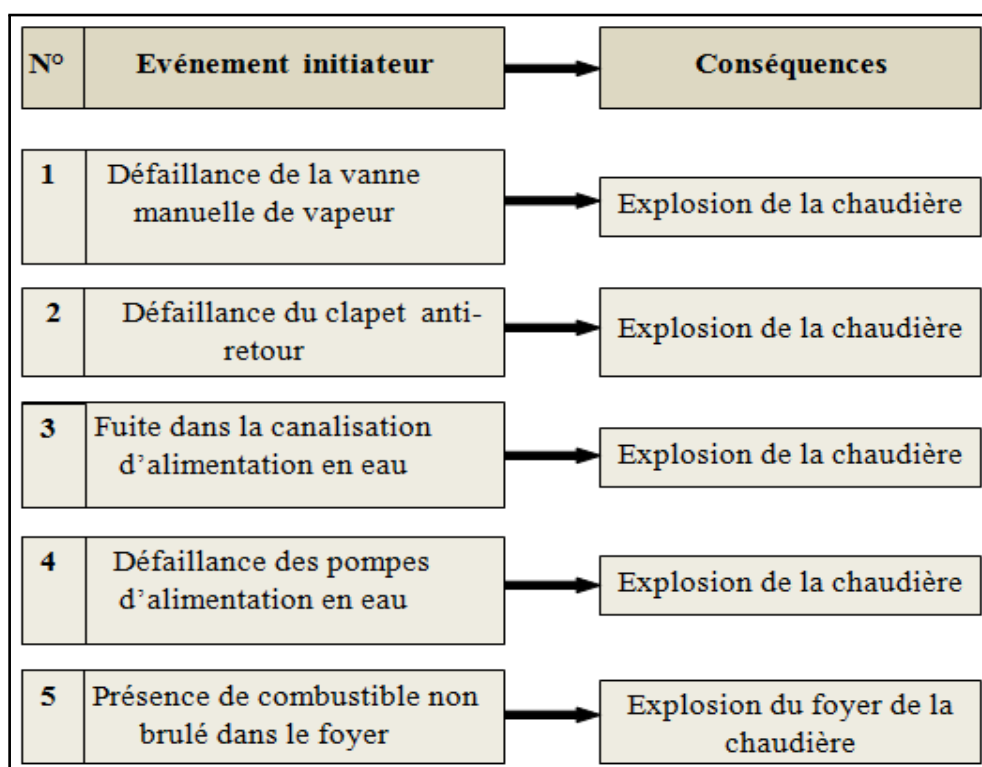


FIGURE 3.18 – Scénarios à évaluer par LOPA

3.4.5 Détermination des événements initiateurs et de leurs fréquences

En se basant sur les analyses réalisées précédemment, nous avons attribué pour chaque scénario son événement initiateur(EI) possible pour lequel nous avons estimé une fréquence d'occurrence. Cette dernière est donnée dans la littérature.

Le tableau ci-dessous regroupe l'ensemble d'événements initiateurs et leurs fréquences d'occurrence.

Tableau 3.12 – Événements initiateurs et leurs fréquences d'occurrence

Scénario	EI	F(\an)	Source
1	Défaillance de la vanne manuelle de vapeur	3,2 E-02	(ICSI,2009) [29]
2	Défaillance du clapet anti-retour	4,3 E-02	(DRA-34) [30]
3	Fuite dans la canalisation	5,0 E-09	(DRA-34) [30]
4	Défaillance des pompes d'alimentation en eau	1,0 E-01	(ICSI,2009) [29]
5	Présence de combustible dans le tube foyer	5,0 E-02	(ICS,2009)I [29]

3.4.6 Identification des dispositifs de sécurité

3.4.6.1 Dispositifs de sécurité de la chaudière à vapeur

Un dispositif de sécurité peut être défini comme tout instrument, appareil, équipement ou autre, qui est mis en place afin d'assurer la sécurité des biens et des personnes.

Comme toute installation, la chaudière à vapeur de HB est équipée d'un système de sécurité qui permet d'assurer son fonctionnement normal, en l'absence de toute défaillance et anomalie. Ce système de sécurité est constitué de deux sous-systèmes. Ces derniers sont équipés de plusieurs dispositifs de sécurité qui permettent de préserver la sécurité de l'installation en question.

Les deux sous-systèmes de sécurité qui équipent la chaudière sont :

- Système mécanique de sécurité

la partie mécanique de sécurité de la chaudière. Elle comporte les dispositifs suivants :

- Les soupapes de sureté

Chaque chaudière est équipée de deux soupapes de sureté à ressort. Ces dernières s'ouvrent une fois que la pression de vapeur à l'intérieur de la chaudière dépasse le seuil maximal fixé par le constructeur (P au-delà de 10 bars).



FIGURE 3.19 – Soupapes de la chaudière à vapeur [Source exclusive]

- La vanne de purge de condensats

Appelée aussi vanne de sortie de vapeur, elle est située au-dessus de la chaudière. Théoriquement la vapeur est dépourvue de contaminants en sortie de chaudière. Cependant, les condensats éventuels sont des produits purs. Le but de cette purge est de prévenir une pollution des condensats par des corps étrangers, suite à un problème présent sur le réseau (échangeur percé, par exemple).

Le contrôle est généralement fait par une sonde de mesure de conductivité des condensats. En cas de pollution, la conductivité sera sensiblement augmentée et, à partir d'un certain niveau, les condensats devront être purgés afin d'éviter de charger la chaudière en contaminants.



FIGURE 3.20 – Vanne de sureté de la chaudière à vapeur[Source exclusive]

- Les vannes de purge d'eau

Chaque chaudière est équipée de deux vannes qui assurent l'élimination des ions de l'eau d'alimentation afin d'éviter tout risque de bouchage de la chaudière.

La première vanne de purge est la vanne de décantation. Elle est située au milieu de la surface latérale de la chaudière. Elle permet de diminuer la concentration en sels dissous présents dans l'eau, qui se concentrent progressivement dans la chaudière.

La deuxième vanne de purge est la vanne de désembuage. Elle se situe en dessous de la chaudière, et elle assure la diminution des boues qui se forment dans la chaudière, suite à la présence dans l'eau de solides en suspension.



FIGURE 3.21 – Vannes de décantation et de désembuage [Source exclusive]

- Le clapet anti-retour

le clapet anti retour est un dispositif qui empêche le retour de la vapeur et son mélange avec de l'eau qui est susceptible de causer l'explosion de l'équipement.



FIGURE 3.22 – Clapet anti-retour de la chaudière [Source exclusive]

- Système électrique de sécurité

La partie électrique de sécurité de la chaudière comporte les dispositifs suivants :

• Les deux pressostats

L'un de 10 bars et l'autre de 7 bars. Ces dispositifs permettent de détecter le dépassement des deux valeurs précédentes de la pression de vapeur.

Etant donné que la pression de service de l'usine est estimée à environ 8 bars, dans le cas où le niveau de pression est supérieur à 10 bars ou inférieur à 7 bars, le pressostat approprié détecte cette anomalie et envoie un signal qui va engendrer la coupure du brûleur.



FIGURE 3.23 – Pressostats de la chaudière [Source exclusive]

- **Les sondes de niveau**

Les sondes de niveau d'eau avec le régulateur de niveau assurent le maintien du niveau d'eau à la consigne d'exploitation.

Les sondes de niveau sont immergées dans l'eau, et là nous distinguons deux cas de figures :

✓ Sondes indiquant un niveau très bas : dans ce cas l'opérateur se charge de remplir la chaudière manuellement jusqu'à ce que le niveau d'eau atteigne un niveau supérieur ce qui va engendrer le déclenchement des motopompes qui assureront le remplissage de la chaudière.

✓ Sondes indiquant un niveau bas : dans ce cas-là le brûleur s'arrête et un voyant s'allume indiquant l'arrêt du brûleur.



FIGURE 3.24 – Sondes de niveau d'eau [Source exclusive]

3.4.6.2 Dispositifs de sécurité du brûleur

- Les pressostats

Le brûleur est équipé de deux pressostats, un pressostat gaz (3-4 mbars) et un autre pressostat air (3 mbars) qui fonctionnent selon les conditions suivantes :

- Pressostat gaz (3-4 mbars) : ce dernier envoie un signal d'arrêt du brûleur dans le cas d'une valeur de pression de gaz dépassant les 4 mbars ou n'excédant pas les 3 mbars.
- Pressostat air (3 mbars) : au cas de dysfonctionnement du moteur, le pressostat air l'indique, ceci va permettre d'éviter les retours de flamme.

- Le capteur

Un capteur de surveillance de flamme est placé au niveau du brûleur.

3.4.7 Détermination des PFD des IPLs

Tableau 3.13 – PFD et IPLs de chaque dispositif

Dispositif	PFD (\an)
Soupape	SIL1= 8,7 E-02
	SIL2=8,7 E-03
	SIL3=8,7 E-04
Sonde de niveau	SIL1 =1,3 E-01
	SIL2=1,3 E-02
	SIL3=1,3 E-03
Pressostat	SIL1 =8,76 E-05
	SIL2=8,76 E-06
	SIL3=8,76 E-07
Alarme et\ou opérateurs	SIL1=1,0E-01
	SIL2=1,0E-02
	SIL3=1,0E-03

La littérature (ref) nous a donné les probabilités de défaillance à la demande (PFD) pour chaque dispositif de sécurité de la chaudière, qui sont contenus dans le tableau ci-dessus (tableau 3.13).

3.4.8 Détermination des fréquences des scénarios

Les scénarios d'accidents, identifiés par les méthodes HAZOP et AMDEC, seront évalués par la méthode LOPA. Ils sont représentés sous forme des AdE. Le choix de ce modèle nous permet de représenter clairement l'enchaînement des événements, en précisant leurs fréquences, et par conséquent, la fréquence de chaque scénario.

3.4.9 Arbre des Événements (AdE)

Scénario 1 : (pour SIL 1)

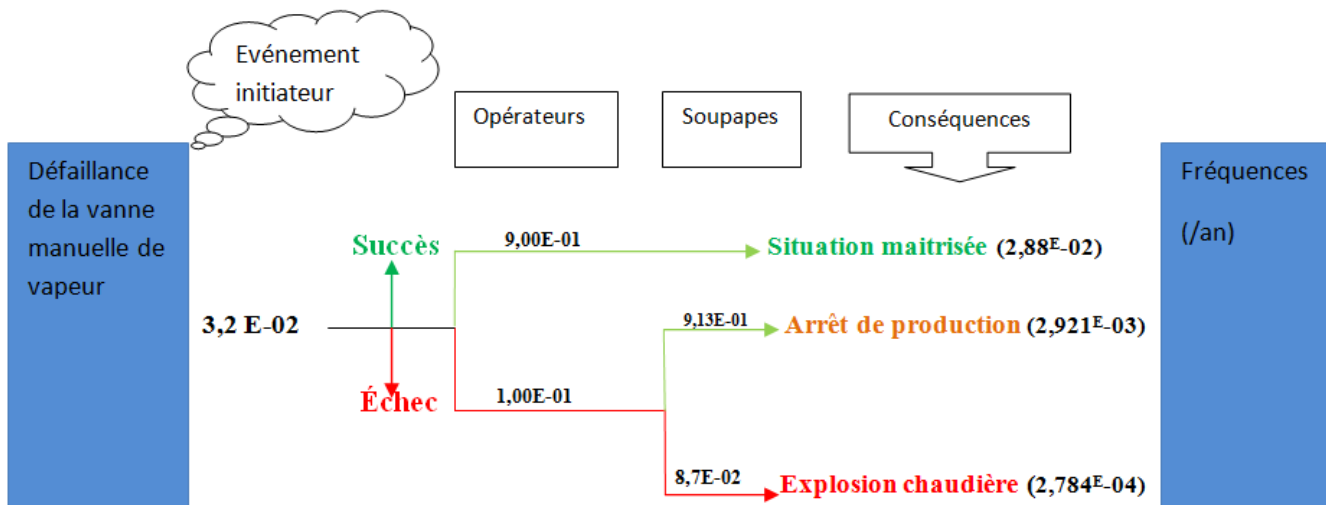


FIGURE 3.25 – AdE scénario1 /SIL1

Scénario 1 : (pour SIL 2)

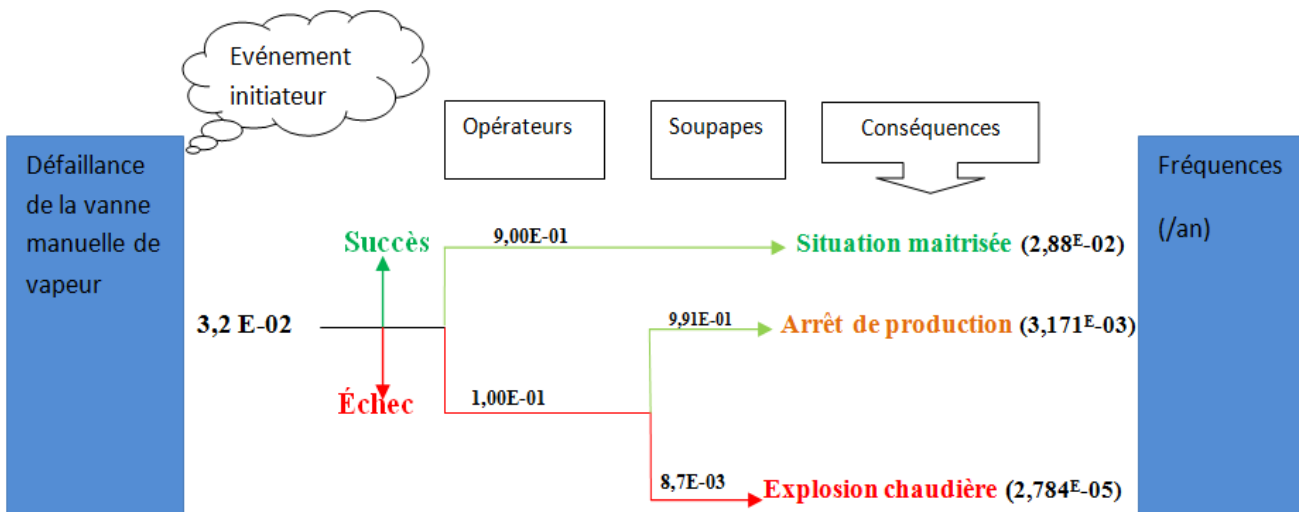


FIGURE 3.26 – AdE scénario1 /SIL2

Scénario 1 : (pour SIL 3)

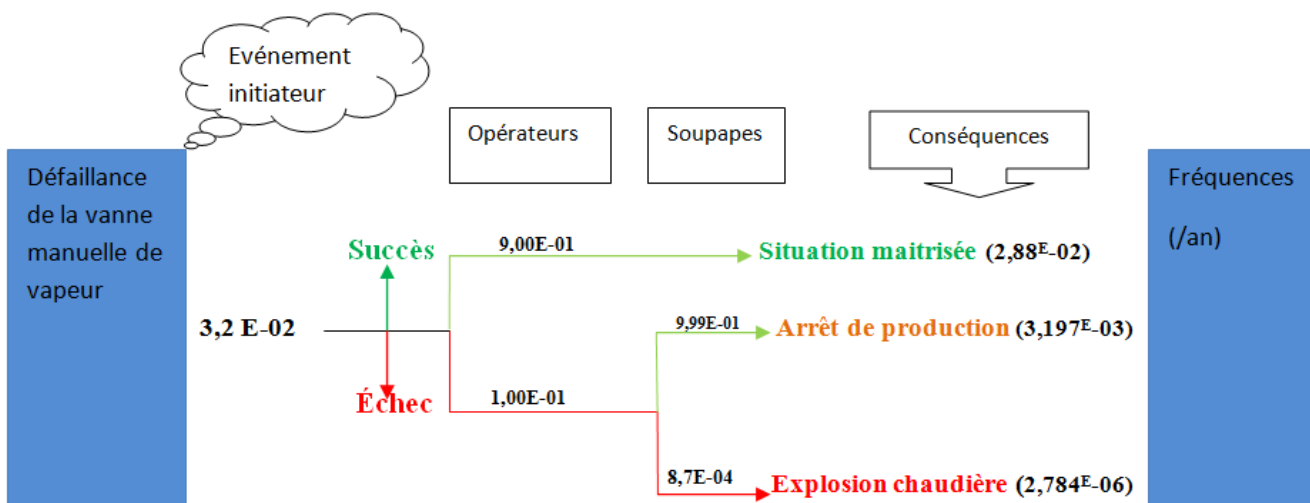


FIGURE 3.27 – AdE scénario2 / SIL1

Scénario 2 : (pour SIL 1)

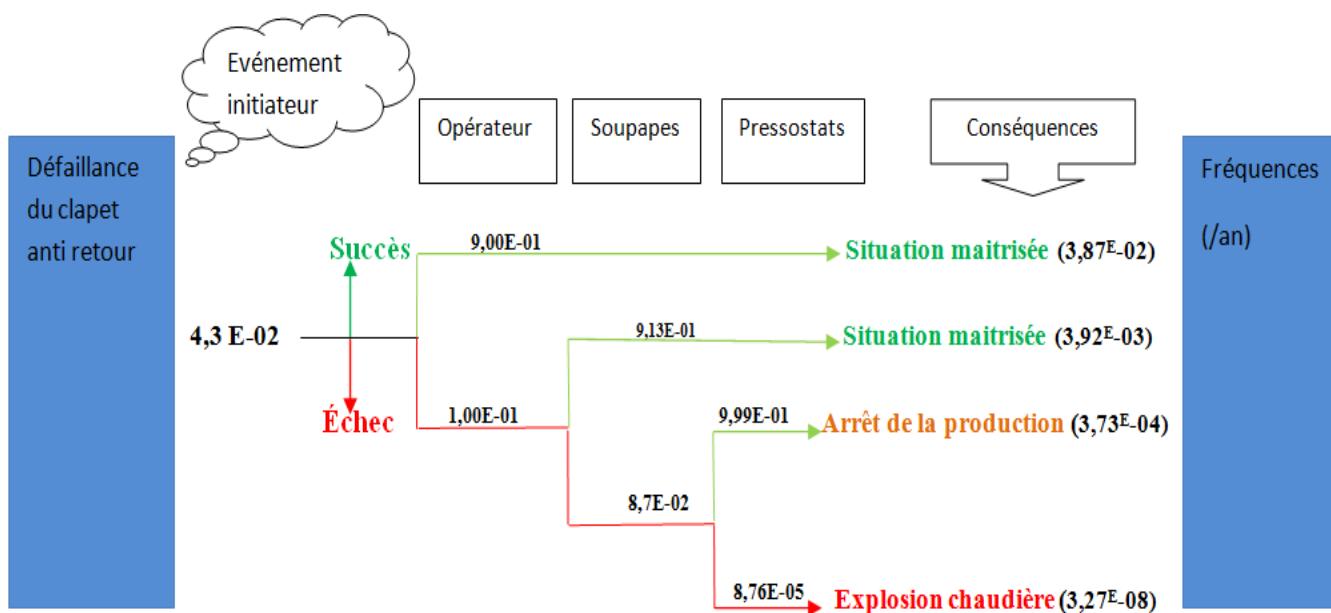


FIGURE 3.28 – AdE scénario2 / SIL2

Scénario 2 : (pour SIL 2)

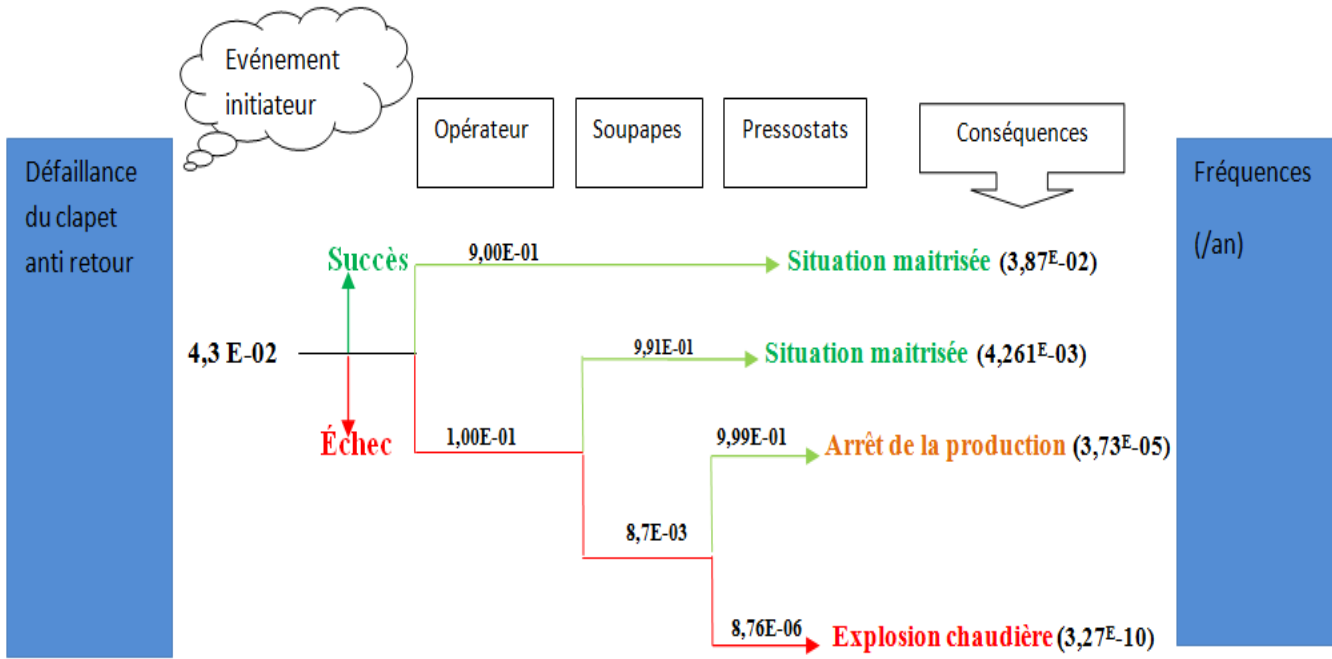


FIGURE 3.29 – AdE scénario2 / SIL3

Scénario 2 : (pour SIL 3)

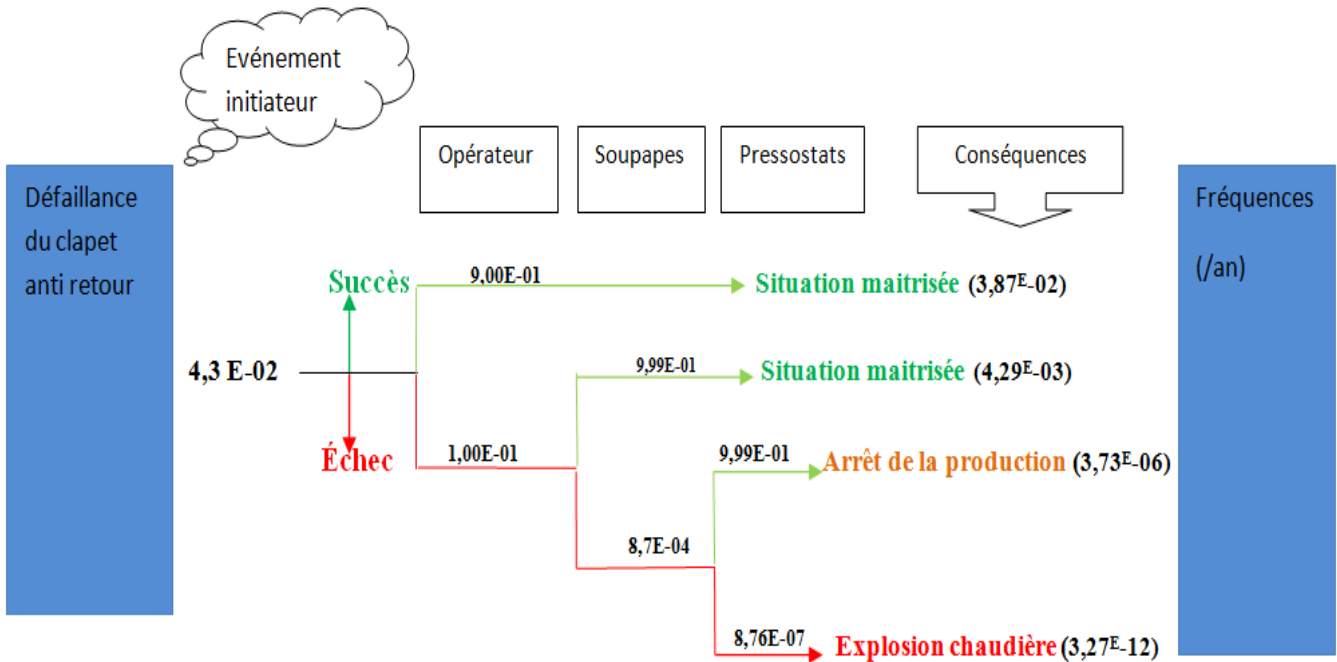


FIGURE 3.30 – AdE scénario1 / SIL3

Scénario 3 : (pour SIL 1)

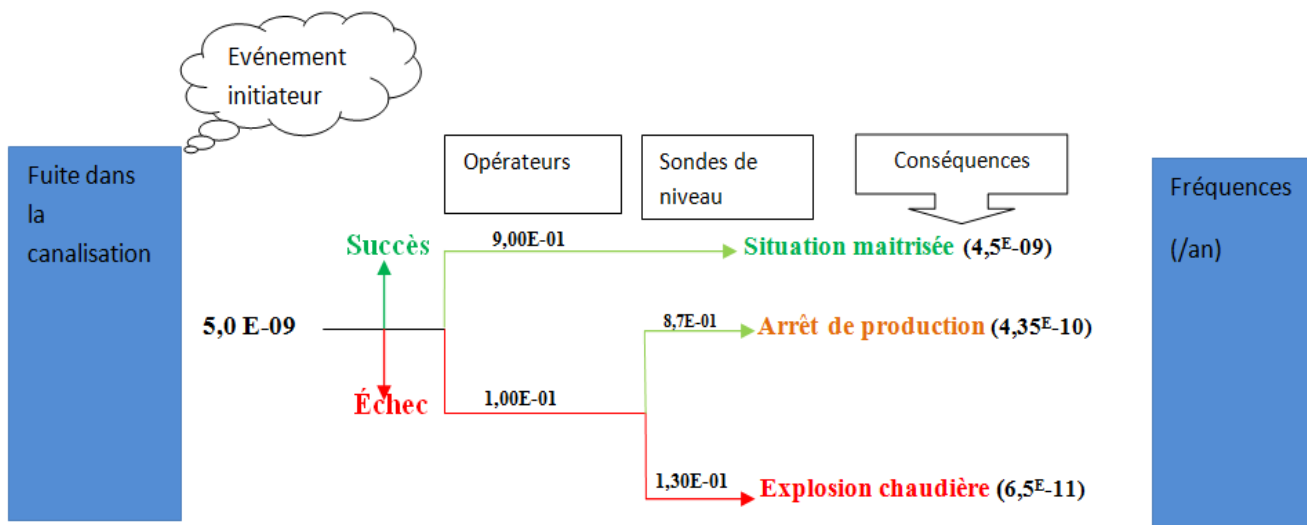


FIGURE 3.31 – AdE scénario3 / SIL1

Scénario 3 : (pour SIL 2)

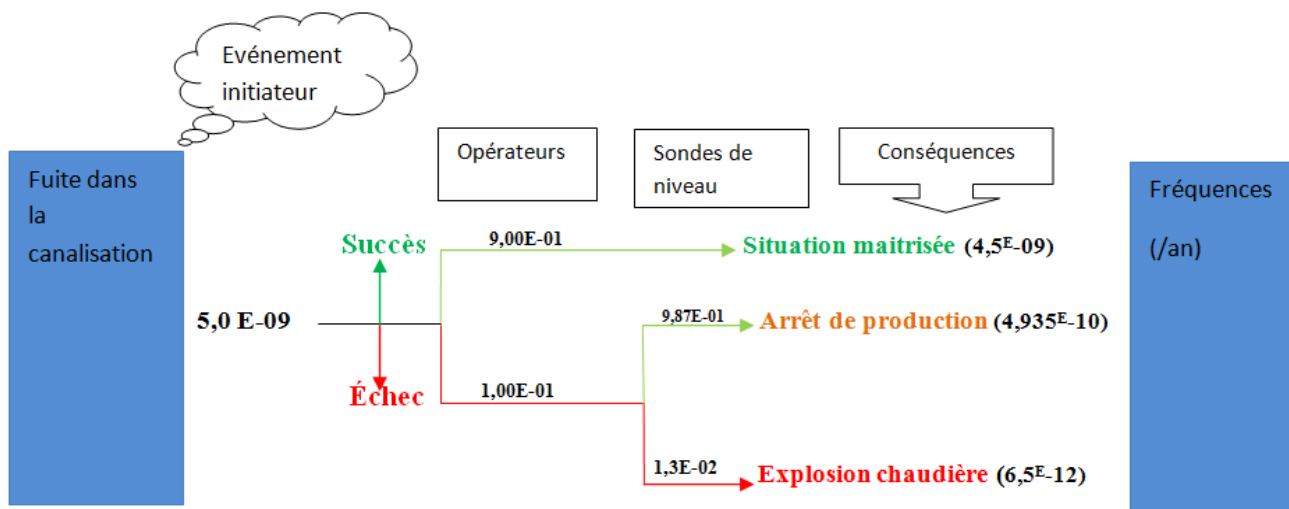


FIGURE 3.32 – AdE scénario3 / SIL2

Scénario 3 : (pour SIL 3)

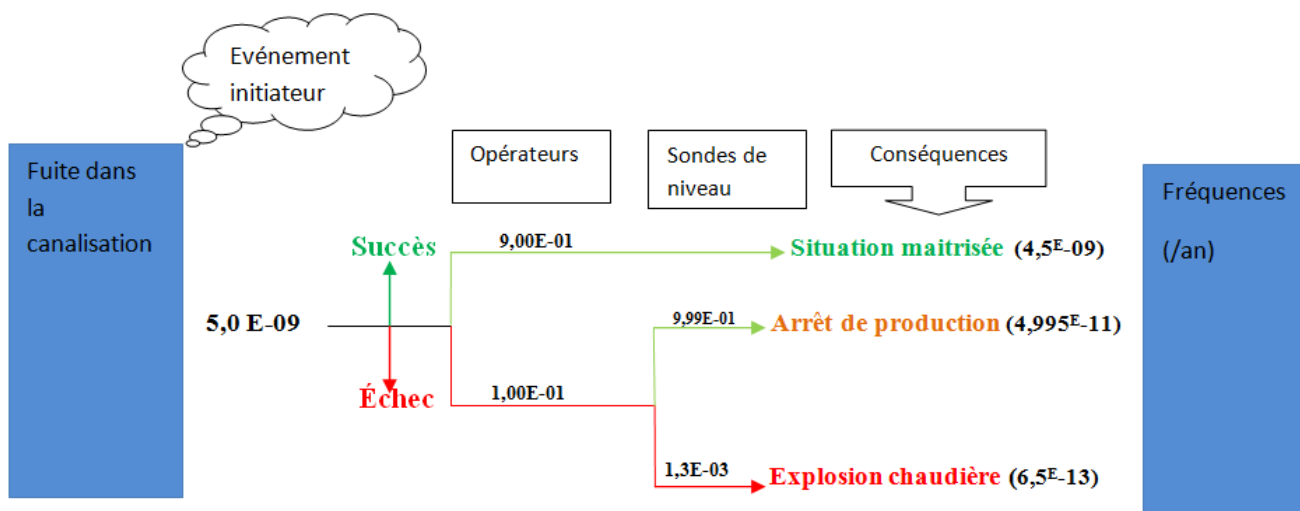


FIGURE 3.33 – AdE scénario3 / SIL3

Scénario 4 : (pour SIL 1)

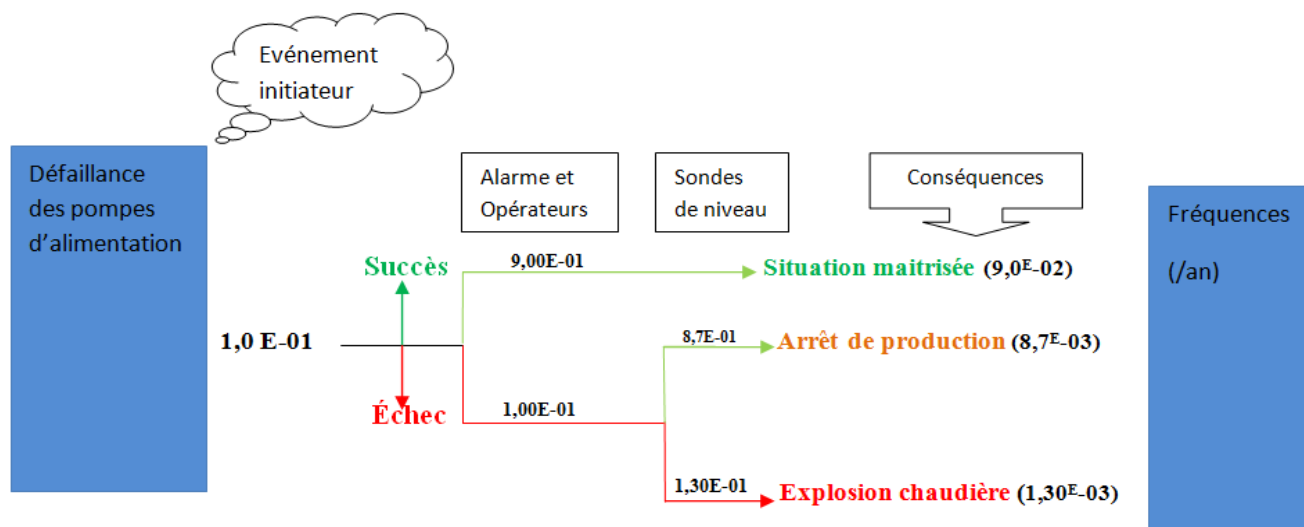


FIGURE 3.34 – AdE scénario4 / SIL1

Scénario 4 : (pour SIL 2)

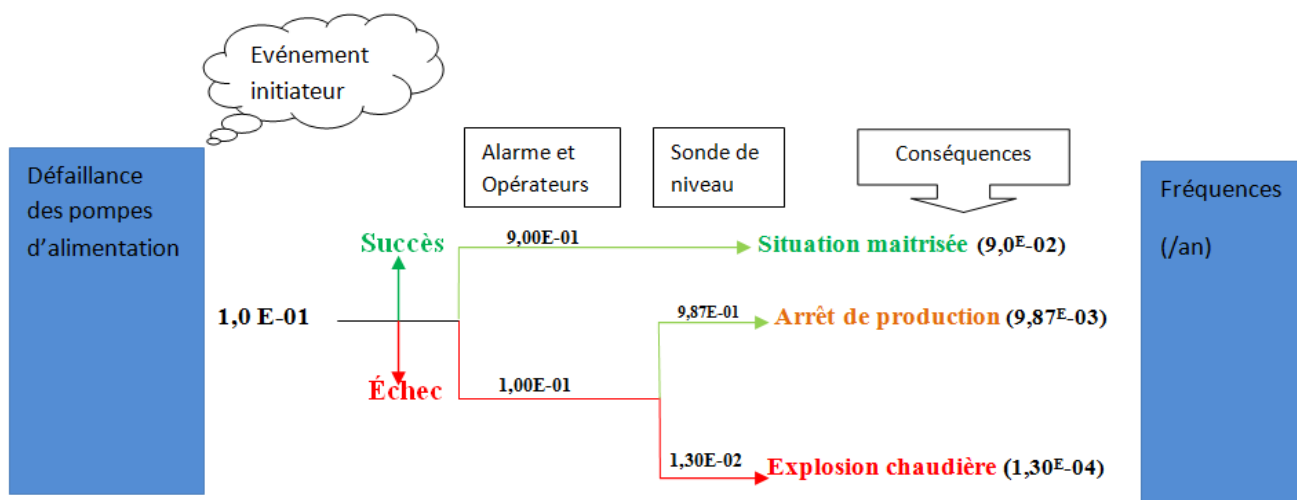


FIGURE 3.35 – AdE scénario4 / SIL2

Scénario 4 : (pour SIL 3)

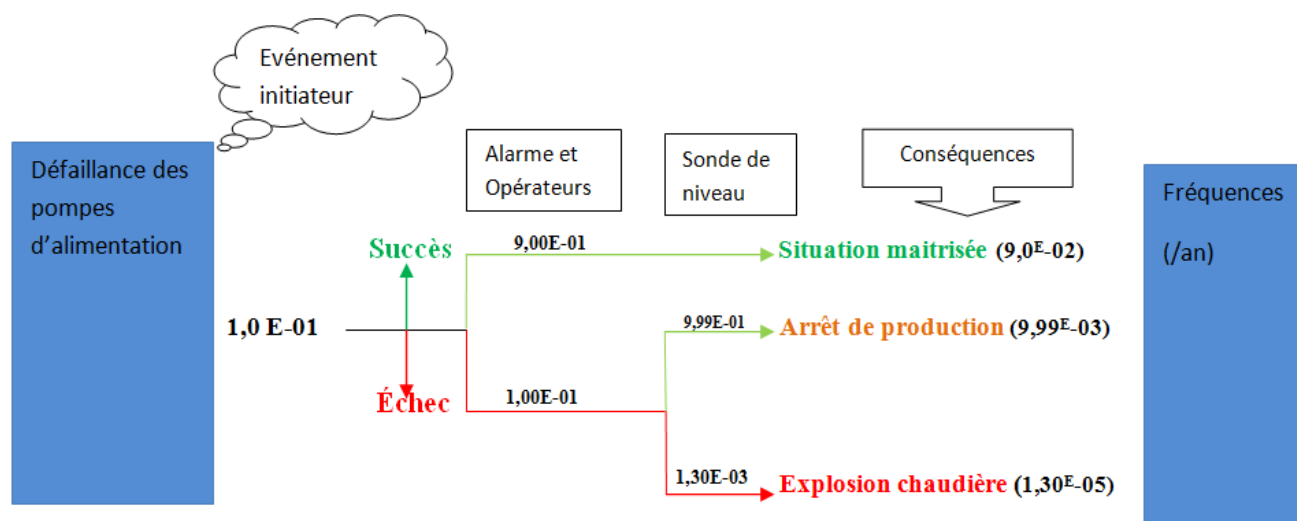


FIGURE 3.36 – AdE scénario4 / SIL3

Scénario 5 : (pour SIL 1)

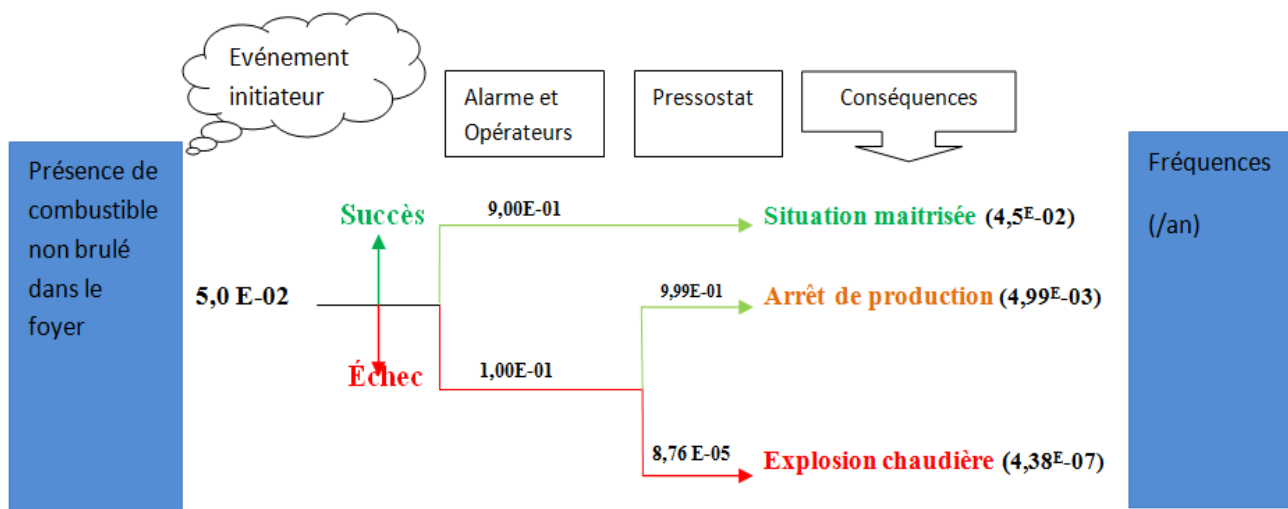


FIGURE 3.37 – AdE scénario5 / SIL1

Scénario 5 : (pour SIL 2)

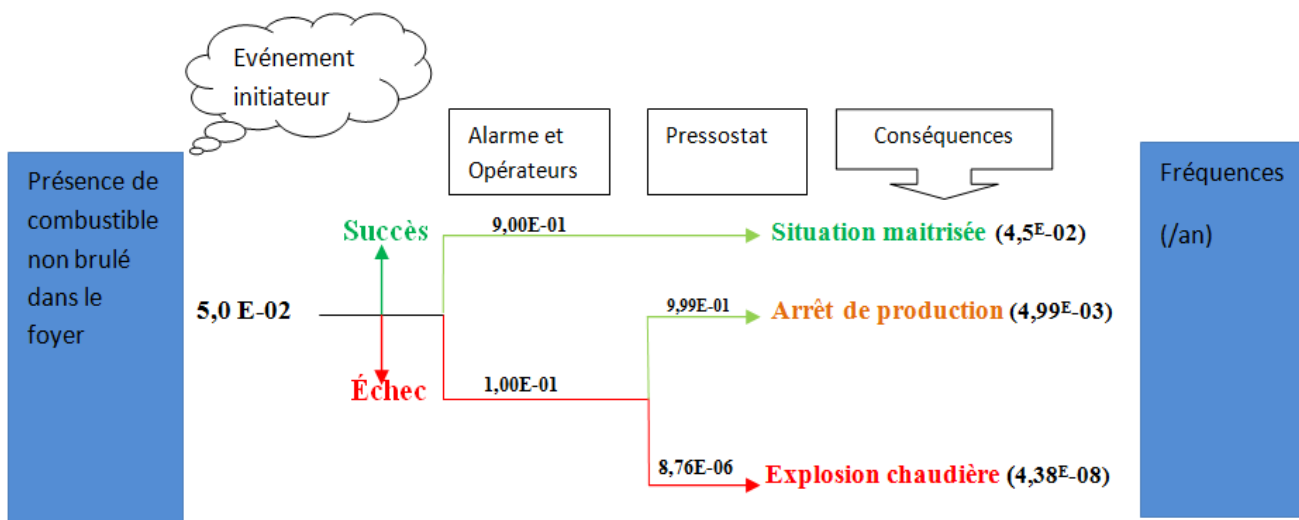


FIGURE 3.38 – AdE scénario5 / SIL2

Scénario 5 : (pour SIL 3)

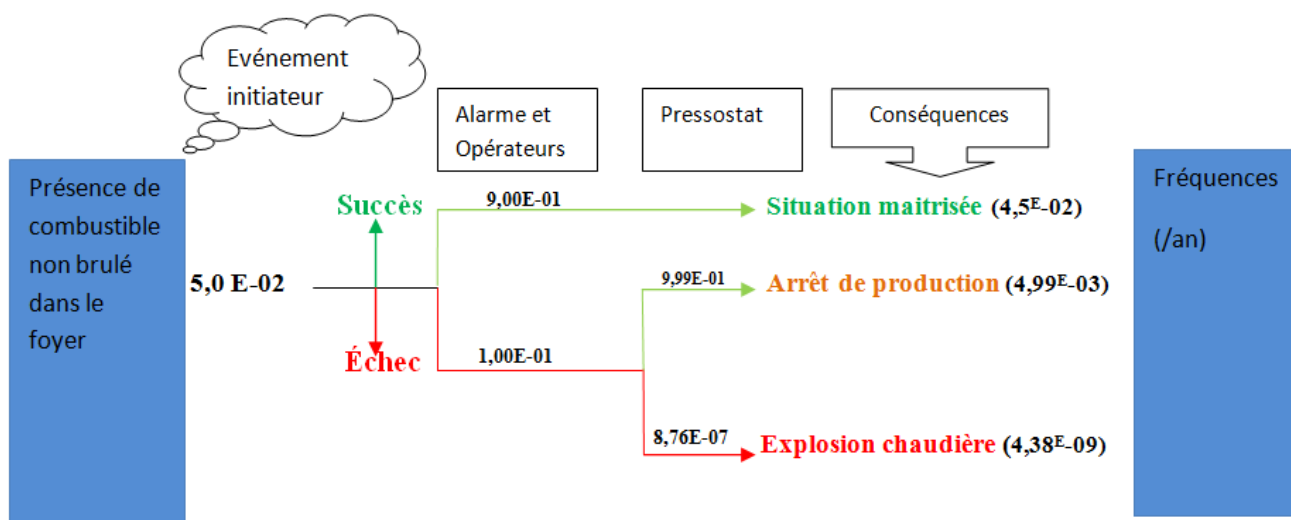


FIGURE 3.39 – AdE scénario5 / SIL3

3.4.10 Évaluation des risques par rapport aux critères d'acceptabilité

Cette étape consiste à évaluer les scénarios d'accidents établis par le modèle AdE par rapport aux critères d'acceptabilité, ces derniers sont déterminés en prenant en compte les pertes économiques, les atteintes humaines et environnementales, afin de juger de l'acceptabilité des scénarios, en comparant les niveaux de risques avant et après la mise en place des barrières.

3.4.10.1 Scénario N° 1

Défaillance de la vanne manuelle de vapeur dont la fréquence d'occurrence est $3,20 \text{ E-}02/\text{an}$. D'où le tableau :

Tableau 3.14 – Fréquences des événements initiateur et final pour le scénario N° 1

SIL	F_i	F_f
1	$3,20 \text{ E-}02$	$2,784 \text{ E-}04$
2	$3,20 \text{ E-}02$	$2,784 \text{ E-}04$
3	$3,20 \text{ E-}02$	$2,784 \text{ E-}04$

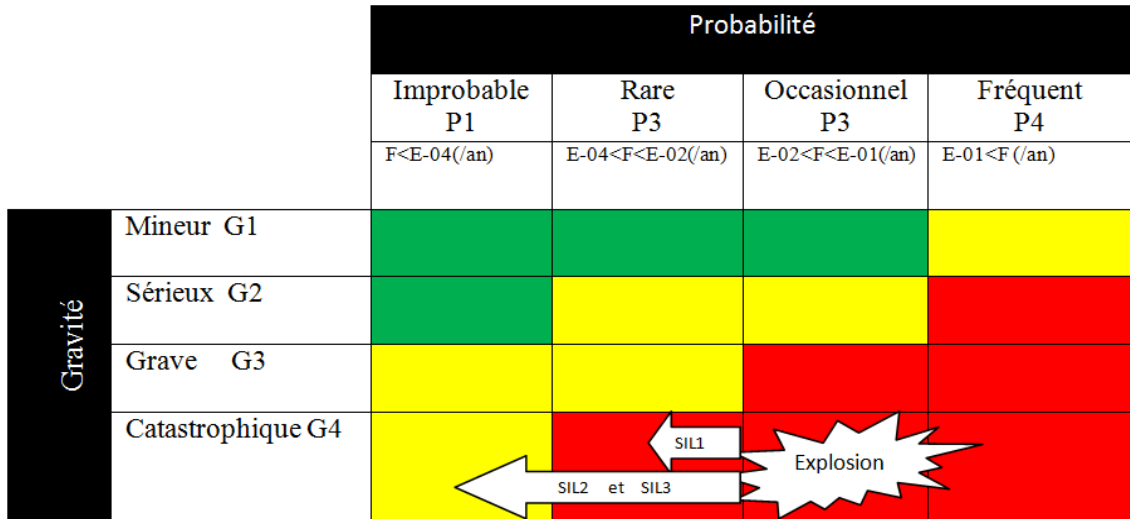


FIGURE 3.40 – Scénario N° 1 avant et après la mise en place des barrières de sécurité

✓ **Interprétation**

- D'après la matrice de criticité, pour ce scénario le risque est dans la zone ALARP pour le SIL 2 et SIL 3, par contre il est dans la zone inacceptable pour le SIL 1.
 - Donc la réduction du risque pour ce scénario est atteinte par le SIL 2.
- Dans le but de confirmer ce SIL (SIL 2), on calcule le facteur de réduction du risque (RRF), qui permettrait de rendre ce risque acceptable, pour tous les scénarios. Ce facteur se calcule comme suit :

$$RRF = \frac{F_{calculée}}{F_{ciblée}} \tag{3.1}$$

Calcul du facteur RRF pour le scénario N° 1 :

$$RRF = \frac{F_{calculée}}{F_{ciblée}} = \frac{3,20E-02}{1,00E-04} = 3,20E + 02$$

Pour assurer ce RRF, nous préconisons la mise en place d'une barrière de sécurité IPL avec une probabilité de défaillance inférieure ou égale à 1/RRF. Ce qui donnera un PFD de l'IPL inférieur ou égale à 3,125 E-03.

3.4.10.2 Scénario N° 2

Défaillance du clapet anti-retour dont la fréquence d'occurrence est 4,30 E-02 /an. D'où le tableau :

Tableau 3.15 – Fréquences des évènements initiateur et final pour le scénario N° 2

SIL	F _i	F _f
1	4,30 E-02	3,27 E-08
2	4,30 E-02	3,27 E-10
3	4,30 E-02	3,27 E-12

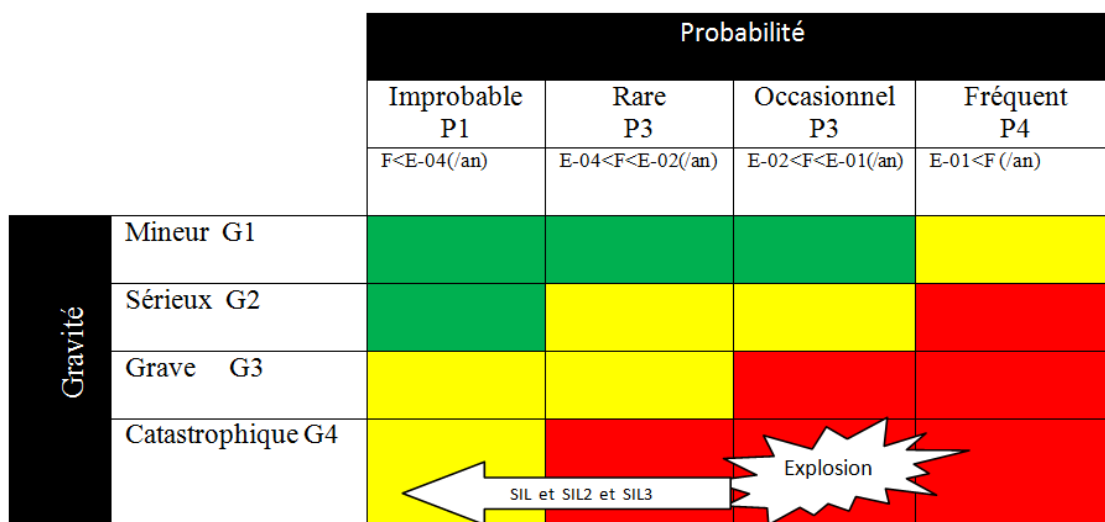


FIGURE 3.41 – Scénario N° 2 avant et après la mise en place des barrières de sécurité

✓ **Interprétation**

- D'après la matrice de criticité, pour ce scénario le risque est dans la zone ALARP pour le SIL 1, SIL 2 et SIL 3.
- Donc la réduction du risque pour ce scénario est atteinte par le SIL 2. Ce facteur est calculé à partir de l'équation (3.1).

Calcul du facteur RRF pour le scénario N° 2 :

$$RRF = \frac{F_{calculée}}{F_{ciblée}} = \frac{4,30E-02}{1,00E-04} = 4,30E + 02$$

Pour assurer ce RRF, nous préconisons la mise en place d'une barrière de sécurité IPL avec une probabilité de défaillance soit inférieure ou égale à 1/RRF. Ce qui donnera un PFD de l'IPL inférieur ou égale à 2,33 E-03.

3.4.10.3 Scénario N° 3

Fuite dans la canalisation du réseau eau dont la fréquence d'occurrence est 5,20 E-09/an. D'où le tableau :

Tableau 3.16 – Fréquences des évènements initiateur et final pour le scénario N° 3

SIL	F _i	F _f
1	5,20 E-09	6,50 E-11
2	5,20 E-09	6,50 E-12
3	5,20 E-09	6,50 E-13

		Probabilité			
		Improbable P1	Rare P3	Occasionnel P3	Fréquent P4
		$F < E-04 (/an)$	$E-04 < F < E-02 (/an)$	$E-02 < F < E-01 (/an)$	$E-01 < F (/an)$
Gravité	Mineur G1				
	Sérieux G2				
	Grave G3				
	Catastrophique G4	Explosion			

FIGURE 3.42 – Scénario N° 3 avant et après la mise en place des barrières de sécurité

✓ **Interprétation**

- D'après la matrice de criticité, pour ce scénario le risque est dans la zone ALARP pour le SIL 1, SIL 2 et SIL 3.

Ce scénario est très improbable, avec une fréquence d'occurrence très inférieure à $10E-04$.

3.4.10.4 Scénario N° 4

Défaillance des pompes d'alimentation en eau dont la fréquence d'occurrence est $1,00E-01/an$.

D'où le tableau :

Tableau 3.17 – Fréquences des évènements initiateur et final pour le scénario N° 4

SIL	F_i	F_f
1	1,00 E-01	1,30 E-03
2	1,00 E-01	1,30 E-04
3	1,00 E-01	1,30 E-05

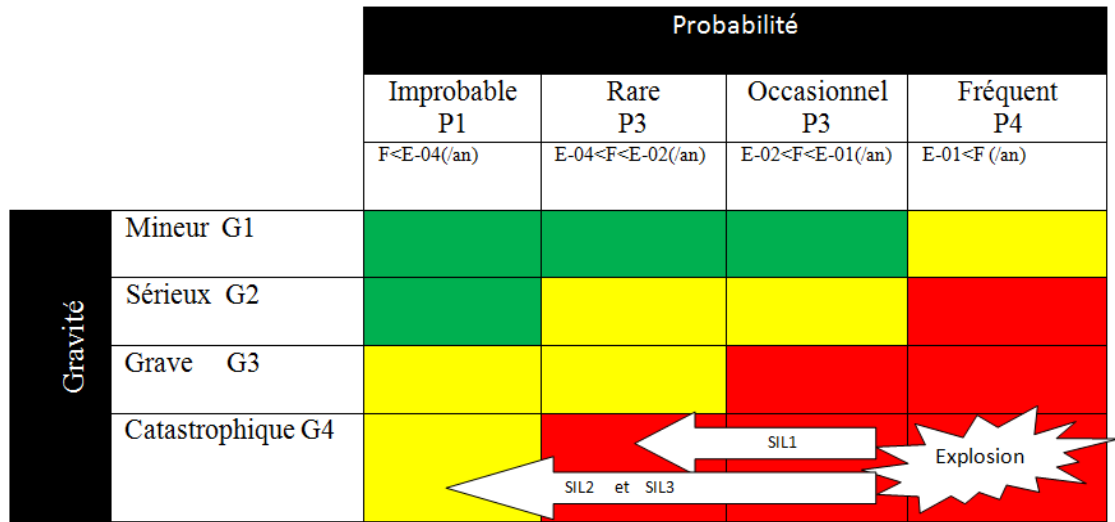


FIGURE 3.43 – Scénario N° 4 avant et après la mise en place des barrières de sécurité

✓ **Interprétation**

- D'après la matrice de criticité, pour ce scénario le risque est dans la zone ALARP pour le SIL 2 et SIL 3, par contre il est dans la zone inacceptable pour le SIL 1.
- Donc la réduction du risque pour ce scénario est atteinte par le SIL 2 ou SIL 3.

-Dans le but de confirmer ces SIL (SIL 2 ou SIL 3), on calcule le facteur de réduction du risque (RRF), qui permettrait de rendre ce risque acceptable, pour tous les scénarios. Ce facteur est calculé à partir de l'équation (3.1).

Calcul du facteur RRF pour le scénario N° 4 :

$$RRF = \frac{F_{calculée}}{F_{ciblée}} = \frac{1,00E-01}{1,00E-04} = 1,00E + 03$$

Pour assurer ce RRF, nous préconisons la mise en place d'une barrière de sécurité IPL avec une probabilité de défaillance soit inférieure ou égale à 1/RRF. Ce qui donnera un PFD de l'IPL inférieur ou égale à 1,00 E-03.

3.4.10.5 Scénario N° 5

Présence de combustible non brûlé dans le tube foyer 5,00 E-02/an.
D'où le tableau :

Tableau 3.18 – Fréquences des événements initiateur et final pour le scénario N° 5

SIL	F _i	F _f
1	5,00 E-02	4,38 E-07
2	5,00 E-02	4,38 E-08
3	5,00 E-02	4,38 E-09

		Probabilité			
		Improbable P1	Rare P3	Occasionnel P3	Fréquent P4
		$F < E \cdot 10^{-4} (/an)$	$E \cdot 10^{-4} < F < E \cdot 10^{-2} (/an)$	$E \cdot 10^{-2} < F < E \cdot 10^{-1} (/an)$	$E \cdot 10^{-1} < F (/an)$
Gravité	Mineur G1				
	Sérieux G2				
	Grave G3				
	Catastrophique G4				

FIGURE 3.44 – Scénario N° 5 avant et après la mise en place des barrières de sécurité

✓ **Interprétation**

- D'après la matrice de criticité, pour ce scénario le risque est dans la zone ALARP pour le SIL 1, SIL 2 et SIL 3.
- Donc la réduction du risque pour ce scénario est atteinte par le SIL 2.

Dans le but de confirmer ce SIL (SIL 2), on calcule le facteur de réduction du risque (RRF), qui permettrait de rendre ce risque acceptable, pour tous les scénarios. Ce facteur est calculé à partir de l'équation (3.1).

Calcul du facteur RRF pour le scénario N° 5 :

$$RRF = \frac{F_{calculée}}{F_{ciblée}} = \frac{5,00E-02}{1,00E-04} = 5,00E + 02$$

Pour assurer ce RRF, nous préconisons la mise en place d'une barrière de sécurité IPL avec une probabilité de défaillance soit inférieure ou égale à $1/RRF$. Ce qui donnera un PFD de l'IPL inférieur ou égale à $2,00 E-03$.

Analyses et synthèses

- Cette matrice montre clairement la réduction apportée par la mise en place des couches de protection.
- Le risque lié au phénomène d'explosion des chaudières est jugé ALARP, avec une fréquence d'occurrence d'explosion dans la chaudière relativement basse (E-04/an).
- Vu que la notion de SIL s'applique au système de sécurité dans sa globalité, et non pas à un élément, ou sous-ensemble de celui-ci, donc le SIL requis pour la chaudière à vapeur est de 2 ou 3.
- Le scénario 4, étant le scénario le plus fréquent dans l'Entreprise HB, nous nous sommes donc trouvé dans l'obligation de proposer un système instrumenté de sécurité (SIS), avec un $PFD < E-03$.

Chapitre 4

SIMULATION ET MODELISATION DES PHENOMENES DANGEREUX

4.1 Simulation de l'explosion de la chaudière par l'application de la méthode Trinitrotoluène (TNT)

Les éléments de l'analyse des risques réalisés précédemment nous ont amené à adopter la méthode TNT (validée par le ministère de l'environnement Européen), qui quantifie les effets dûs à une explosion. Nous l'avons donc appliquée au cas de la chaudière de HB.

Cette partie décrit une simulation du scénario N°5 : l'explosion du foyer qui est généralement le résultat des causes suivantes :

- l'existence de combustible imbrûlé dans le foyer résultant d'une combustion incomplète ou d'un manque d'allumage avec déclenchement très tardif du dispositif de coupure d'alimentation.
- le mélange de ce combustible imbrûlé avec l'air en proportion explosive.

Nous définissons l'équivalent TNT d'un explosif comme la masse de Trinitrotoluène (TNT) dont l'explosion provoque le même champ de surpression que l'explosion d'un kilogramme de l'explosif étudié.

Les principes de l'équivalence TNT permettent de faire une corrélation entre les conséquences de l'explosion d'une masse de produit participant à l'explosion avec la masse de TNT ayant engendré les mêmes effets aux mêmes distances.

Il est important de rappeler que l'explosion due à la chaudière se fait sous un régime de déflagration, alors que l'explosion calculée à partir de l'équivalent TNT se produit en régime de détonation, ayant des effets plus violents, et à de plus grandes distances. Ce calcul est donc fortement majorant.

Afin de tenir compte de la projection des débris, nous utiliserons l'adaptation du modèle TNT fourni par l'INERIS.

Ce modèle se base sur une répartition entre l'énergie transmise à l'onde de pression (60%), l'énergie utilisée pour la projection de débris (20%) et des pertes (20%).

4.1.1 Calcul des distances au centre d'explosion

4.1.1.1 Détermination des énergies disponibles pour l'onde de choc et la projection de débris

L'énergie disponible pour une explosion est fonction de la masse de produit participant à l'explosion, à l'énergie de combustion du produit et au rendement de l'explosion.

$$E_d = a \times M \times Q_r \quad (4.1)$$

où :

E_d : Énergie disponible lors de l'explosion (kJ)

M : Masse de produit supposée participer à l'explosion (kg)

Q_r : Énergie de combustion délivrée par Kg de gaz (kJ/kg)

a : Rendement total d'explosion

Nous considérons alors que 60% de cette énergie disponible va être transmis à l'onde de choc.

$$E_{TNT} = 0,6 \times E_d = m_{TNT} \times Q_{TNT} \quad (4.2)$$

où :

E_{TNT} : Énergie disponible pour les effets de pression interne (kJ)

m_{TNT} : Masse équivalente de TNT (kg)

Q_{TNT} : Énergie de combustion délivrée par kg de TNT KJ/kg

et que 20% de l'énergie va être transmise aux débris.

$$E_{debris} = 0,2 \times E_d = 1/2 \times m_{debris} \times V_o^2 \quad (4.3)$$

où :

$E_{débris}$: Énergie communiquée aux fragments (kJ)

$m_{débris}$: Masse totale des débris (kg)

V_o : Vitesse initiale des fragments (m/s)

Rendement total d'explosion

Le rendement total d'explosion quantifie la capacité des flammes à engendrer une surpression. Des études réalisées sur des explosions accidentelles réelles ont permis de fixer un rendement total d'explosion à 10%. Cela signifie qu'avec un rendement de 10% , 97 explosions sur 100 engendrent des ondes de chocs.

Masse de produit participant à l'explosion

La masse de produit libéré est la quantité de gaz qui entre en jeu au moment de l'explosion.

Energie de combustion

Le pouvoir calorifique de combustion du gaz naturel est de 50 030 kJ/kg. Celui de la TNT est de 4690 kJ/kg

4.1.1.2 Détermination du rayon des zones d'effets

Les effets dûs aux ondes de pression se produisent dans des zones en forme de cercles centrés sur l'installation, et dont les contours sont indépendants des conditions météorologiques (effets de pression).

Les zones étudiées seront celles qui correspondent : (Cf : Ministère de l'Environnement européen)

- aux premiers dégâts et blessures notables dûs à l'onde de choc (50 mbar),
- aux premiers effets de risques de mortalité consécutifs à l'onde de choc (140 mbar),
- au seuil des effets dominos (200 mbar).

La consultation de l'abaque (Annexe D) réalisé à partir d'expérimentations ou d'observations militaires permet, pour un dommage (explosion des vitres, destruction des murs,...), ou pour une surpression donnée (Δp), de déterminer la distance réduite λ , et donc la distance du centre d'explosion R à partir de l'équivalent TNT (m_{TNT}).

$$R = \lambda \times (m_{TNT})^{1/3} \quad (4.4)$$

où :

R : Rayon de la zone d'effet (m)

λ : Distance réduite ($m \backslash Kg^{1/3}$)

La distance de projection est ensuite calculée suivant la formule ci-dessous :

$$D_{proj} = \left(1 + \sqrt{1 + \frac{4 \times g \times H_0}{V_0^2}}\right) \times \frac{V_0^2}{g} \quad (4.5)$$

où :

D_{proj} : Distance de projection (m)

H_0 : Hauteur initiale des débris (m)

g : Constante d'accélération de la pesanteur (m/s^2)

Cette méthode permet d'évaluer les distances de protection maximale à respecter où les effets des ondes de pression dûes aux explosions se font sentir. Ces distances sont supérieures aux distances de projections des blocs de béton.

Rappelons tout de même que l'explosion due au gaz se fait sous un régime de déflagration, alors que l'explosion calculée à partir de l'équivalent TNT se produit en régime de détonation, ayant des effets plus violents.

Calcul d'explosion pour la chaudière (cas majorant et minorant)

i. Cas majorant (cas d'une seule cuve)

Il est pris comme hypothèse le cas où la chaudière est remplie de gaz naturel (scénario N° 5).

Cependant, le volume rempli de gaz naturel est le résultat d'une soustraction entre le volume interne de la chaudière et le volume qu'occupent les faisceaux.

✓ **Calcul de la masse TNT équivalente**

$$m_{\text{TNT}} = \frac{(0.6 \times a \times M \times Q_r)}{Q_{\text{TNT}}} \quad (4.6)$$

Avec

a : 10%

Q_r : Pouvoir calorifique du gaz naturel : 50 030 kJ /kg

Q_{TNT} : Pouvoir calorifique du TNT : 4690 kJ/kg

M : Masse du gaz naturel supposé participer à l'explosion soit 1,48 kg de gaz naturel.

La masse de TNT équivalent est donc de 0,95 kg

✓ **Détermination du rayon des zones d'effets**

Conformément aux préconisations du Ministère de l'Environnement Européen, nous avons retenu les zones prescrites (Z2, Z3, Z4), et nous avons choisi d'étudier une autre zone supplémentaire (Z1) qui nous permettra d'apprécier les dommages éventuels sur le site et ses environs :

Tableau 4.1 – Rayons des zones d'effets en fonction des surpressions

Zones	Surpression (mbar)	Distance réduite (Abaque TM5-1300) (m/kg ^{1/3})	Rayon (m)
Z1 :Destruction totale probable des bâtiments	700	3.8	3.73
Z2 :Rupture des réservoirs de stockage et dégâts aux machines industrielles	200	7.6	7.47
Z3 :Premiers effets de risques de mortalité consécutifs à l'onde de choc	140	10.1	9.93
Z4 : Premiers dégâts et blessures notables dus à l'onde de choc	50	22	21.63

Nous obtenons une distance de projection des débris de 21,63 mètres. Notons que ce calcul prend en compte une masse totale de débris, sans moduler les différentes projections de débris en fonction de leur surface ou de leur masse propre.

Ces distances sont calculées dans le cas d'une chaudière installée dans un site nu. Elles reflètent une explosion calculée à partir de l'équivalent TNT se produisant en régime de détonation. Les effets étant plus violents et à des distances plus grandes.

La chaudière se trouve dans l'enceinte de l'usine. Un mur de clôture délimite le périmètre de l'usine. Donc, les distances d'effets se trouveront diminués.

ii. Cas majorant (cas de deux cuves)

Il est pris comme hypothèse le cas où les deux chaudière sont remplies de gaz naturel (scénario N° 5).

Cependant, le volume rempli de gaz naturel est le résultat d’une soustraction entre le volume interne de la chaudière et le volume qu’occupent les faisceaux.

Aussi, il est pris en considération le cas où les chaudières, l’une à coté de l’autre, explosent simultanément.

✓ Calcul de la masse TNT équivalente

$$m_{\text{TNT}} = \frac{(0.6 \times a \times M \times Q_r)}{Q_{\text{TNT}}}$$

Avec

a : 10%

Q_r : Pouvoir calorifique du gaz naturel : 50 030 kJ /kg

Q_{TNT} : Pouvoir calorifique du TNT : 4690 kJ/kg

M : Masse du gaz naturel supposé participer à l’explosion soit 2,96 kg de gaz naturel.

La masse de TNT équivalent est donc de 1,89 kg

✓ Détermination du rayon des zones d’effets

Conformément aux préconisations du Ministère de l’Environnement Européen, nous avons retenu les zones prescrites (Z2, Z3, Z4) et nous avons choisi d’étudier une autre zone supplémentaire (Z1) qui nous permettra d’apprécier les dommages éventuels sur le site et ses environs :

Tableau 4.2 – Rayons des zones d’effets en fonction des surpressions

Zones	Surpression (mbar)	Distance réduite (Abaque TM5-1300) (m/kg ^{1/3})	Rayon (m)
Z1 :Destruction totale probable des bâtiments	700	3.8	4.7
Z2 :Rupture des réservoirs de stockage et dégâts aux machines industrielles	200	7.6	9.4
Z3 :Premiers effets de risques de mortalité consécutifs à l’onde de choc	140	10.1	12.5
Z4 : Premiers dégâts et blessures notables dus à l’onde de choc	50	22	27.22

Nous obtenons une distance de projection des débris de 27,22 mètres. Notons que ce calcul prend en compte une masse totale de débris, sans moduler les différentes projections de débris en fonction de leur surface ou de leur masse propre.

Ces distances sont calculées dans le cas d'une chaudière installée dans un site nu, décrivant une explosion calculée à partir de l'équivalent TNT se produisant en régime de détonation, ayant des distances d'effet plus importantes.

La chaudière se trouve dans l'enceinte de l'usine. Un mur de clôture délimite le périmètre de l'usine. Donc, les distances d'effets se trouveront diminués.

iii. Cas minorant

L'accidentologie signale quelques cas d'explosion de chaudières fonctionnant au gaz naturel, lors d'une phase de redémarrage. Par exemple, après une opération de maintenance.

Il est pris comme hypothèse la présence de mélange explosif (air-gaz) pendant une seconde, suivie d'explosion : c'est le laps de temps nécessaire pour que le dispositif de coupure automatique du réseau d'alimentation fonctionne.

Cependant, il est considéré que le volume de gaz naturel, durant cette seconde, atteigne $1m^3$ avant l'explosion.

✓ Calcul de la masse TNT équivalente

$$m_{\text{TNT}} = \frac{(0.6 \times a \times M \times Q_r)}{Q_{\text{TNT}}}$$

Avec

a : 10%

Q_r : Pouvoir calorifique du gaz naturel : 50 030 kJ /kg

Q_{TNT} : Pouvoir calorifique du TNT : 4690 kJ/kg

M : Masse du gaz naturel supposé participer à l'explosion soit 0,04 kg de gaz naturel.

La masse de TNT équivalent est donc de 0,0256 kg

✓ Détermination du rayon des zones d'effets

Conformément aux préconisations du Ministère de l'Environnement Européen, nous avons retenu les zones prescrites (Z2, Z3, Z4) et nous avons choisi d'étudier une autre zone supplémentaire (Z1) qui nous permettra d'apprécier les dommages éventuels sur le site et ses environs :

Tableau 4.3 – Rayons des zones d'effets en fonction des surpressions

Zones	Surpression (mbar)	Distance réduite (Abaque TM5-1300) (m/kg ^{1/3})	Rayon (m)
Z1 :Destruction totale probable des bâtiments	700	3.8	1.12
Z2 :Rupture des réservoirs de stockage et dégâts aux machines industrielles	200	7.6	2.24
Z3 :Premiers effets de risques de mortalité consécutifs à l'onde de choc	140	10.1	2.97
Z4 : Premiers dégâts et blessures notables dus à l'onde de choc	50	22	6.48

Nous obtenons une distance de projection des débris de 6,48 mètres. Ces distances sont calculées dans le cas d'une chaudière installée dans un site nu, décrivant une explosion calculée à partir de l'équivalent TNT se produisant en régime de détonation , ayant des distances d'effet plus importantes.

La chaudière se trouve dans l'enceinte de l'usine, un mur de clôture délimite le périmètre de l'usine. Donc, les distances d'effets se trouveront diminués.

4.2 Calcul des effets de l'explosion à l'aide du logiciel PHAST (*Process Hazard Analysis Software Tool*)

4.2.1 Présentation du logiciel de simulation PHAST

PHAST est un logiciel qui a été développé et mis à jour par DNV (*Det Norske Veritas*) pour évaluer les conséquences des fuites de gaz, des incendies, des explosions, de la toxicité et des autres dangers technologiques liés à diverses industries.

Ce logiciel permet de simuler l'évolution d'un rejet accidentel d'un produit toxique et/ou inflammable, depuis la fuite initiale jusqu'à la dispersion atmosphérique en champ lointain, incluant la modélisation de l'épandage et de l'évaporation de flaque.

4.2.2 Modèle TNT du logiciel PHAST

4.2.2.1 Cas d'une seule cuve

Nous avons collecté les données suivantes pour le logiciel PHAST :

Tableau 4.4 – Récapitulatif des données pour le logiciel PHAST

Données climatiques	Standards
Vitesse du vent	1,5 m/s
Stabilité	D
Données sur la substance dangereuse	gaz naturel
Substance	Méthane
Masse	1.5kg
Données pour la carte des effets	Le pas :10m
La distance max de l'étude	200m
Données nécessaires au modèle	Rendement de l'explosion 10% (Valeur attribuée aux hydrocarbures gaz naturel)

Pour le rendement de l'explosion, nous avons pris 10% comme dans le calcul précédent (valeur attribuée aux hydrocarbures gaz naturel).

✓ Résultats fournis par le logiciel PHAST pour les effets de la surpression

Les distances critiques (Figure 4.2) pour les seuils prédéfinis par le logiciel PHAST sont :

Tableau 4.5 – Distances critiques pour les seuils prédéfinis

Surpression bar (P)	Distance (m)
0,02	48,90
0,14	12,66
0,21	9,80

La courbe de variation de la surpression en fonction de la distance est présentée dans la figure suivante :

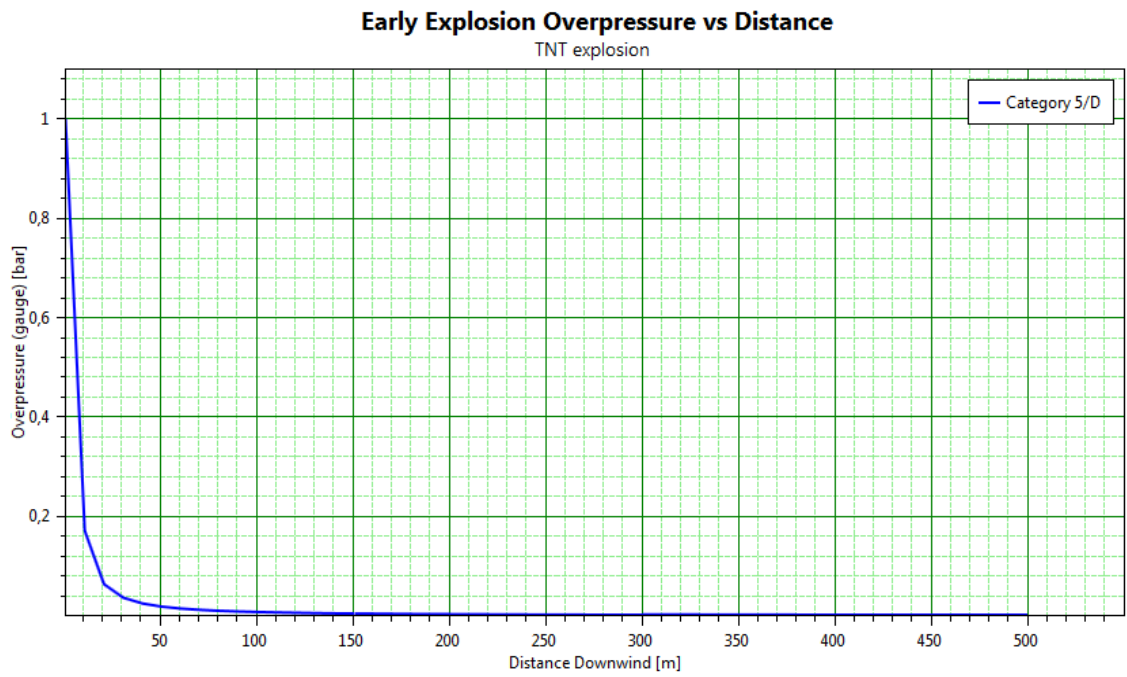


FIGURE 4.1 – Courbe de variation de la surpression en fonction de la distance

La cartographie des effets de la surpression du TNT est donnée dans la figure suivante :

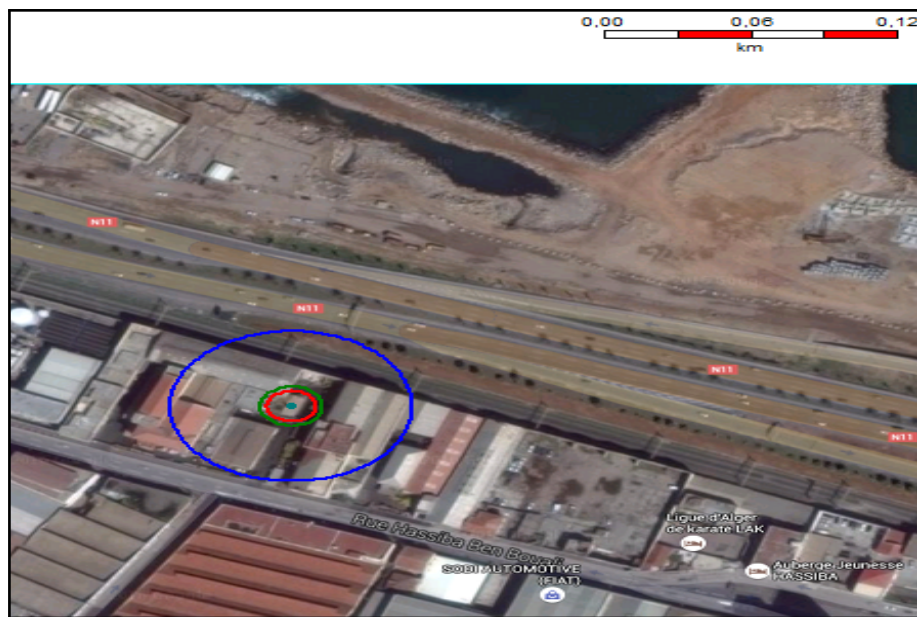


FIGURE 4.2 – Cartographie des effets de la surpression du TNT (source :PHAST, la carte google earth)

4.2.2.2 Cas de deux cuves

Nous avons collecté les données suivantes pour le logiciel PHAST :

Tableau 4.6 – Récapitulatif des données pour le logiciel PHAST

Données climatiques	Standards
Vitesse du vent	1,5 m/s
Stabilité	D
Données sur la substance dangereuse	gaz naturel
Substance	Méthane
Masse	3kg
Données pour la carte des effets	Le pas :10m
La distance max de l'étude	300m
Données nécessaires au modèle	Rendement de l'explosion 10% (Valeur attribuée aux hydrocarbures gaz naturel)

✓ Résultats fournis par le logiciel PHAST pour les effets de la surpression

Les distances critiques(Figure 4.4)pour les seuils prédéfinis par le logiciel PHAST sont :

Tableau 4.7 – Distances critiques pour les seuils prédéfinis

Surpression bar (P)	Distance (m)
0,02	61,61
0,14	15,95
0,21	12,34

La courbe de variation de la surpression en fonction de la distance est présentée dans la figure suivante :

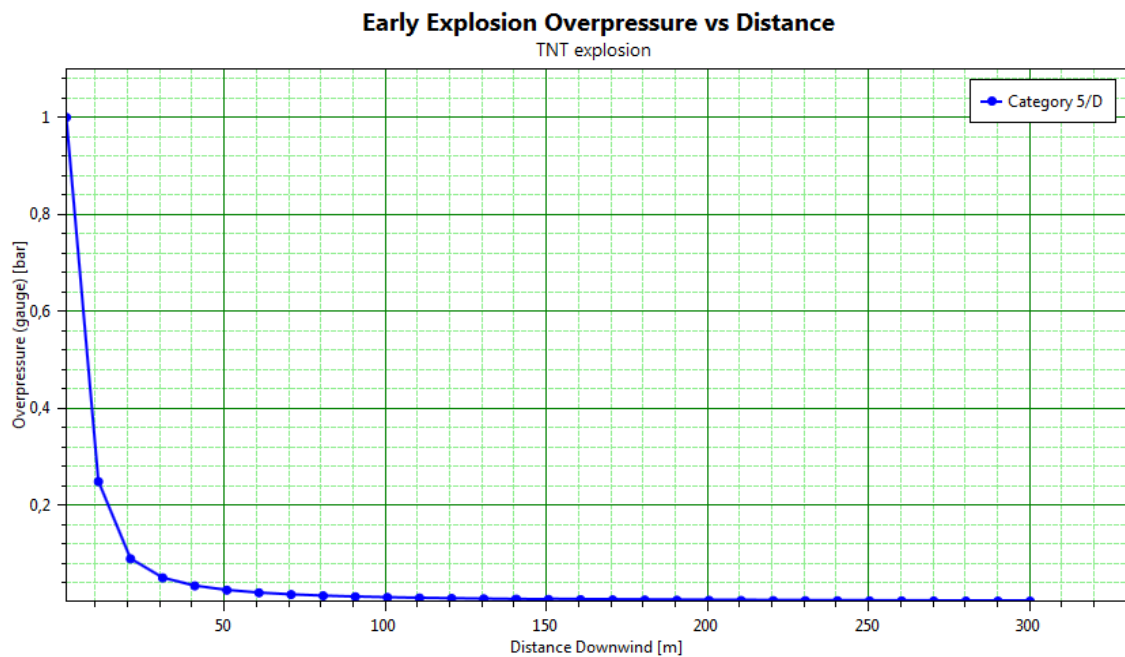


FIGURE 4.3 – Courbe de variation de la surpression en fonction de la distance

La cartographie des effets de la surpression du TNT est donnée dans la figure suivante :



FIGURE 4.4 – Cartographie des effets de la surpression du TNT (source :PHAST, la carte google earth)

En prenant le cas de l'explosion d'une seule chaudière, et pour une surpression de **140 mbars**, la distance trouvée par la méthode TNT avoisine les **10 mètres**, et pour la même surpression, la distance trouvée par le logiciel PHAST avoisine les **12 mètres**.

Effets sur les structures : la ligne de production serait impactée, ainsi que quelques parties de l'usine, par une onde de surpression supérieure ou égale au seuil de risque d'effets dominos (200 mbars)(Cf. arrêté français du 29 septembre 2005). Ceci dans les deux cas de figure.

Effets sur l'homme : les employés de l'Entreprise HB seront atteints par des effets létaux significatifs (200 mbars)(Cf. arrêté français du 29 septembre 2005).

4.3 Modélisation mathématique et simulation numérique

Le travail consiste essentiellement en l'étude de la réponse d'un équipement (Chaudière) de l'Entreprise HB, afin de maîtriser les risques liés à la surpression.

Par une modélisation mathématique, et en utilisant une simulation numérique à l'aide de l'outil Simulink de Matlab, nous avons analysé la réponse des vannes de régulation de niveau et de pression. Cette boucle de régulation doit faire partie intégrante du système de contrôle et de sécurité.

En première approximation, la formule de Duperray nous permet d'estimer la valeur de la pression de vaporisation en fonction de la température pour une pression comprise entre 1 et 40 bar :

$$PS = (TS/100)^{1/4}$$

où : PS est la pression absolue en bar, et TS la température en °C.

En ce qui nous concerne, Ps = 8 bar, donc Ts = 168.1793 °C et inversement.

Cette valeur est très proche de celle donnée par le constructeur (170 °C) ainsi-que celle de la table en page suivante (170,41 °C).

P abs. bars	Temp. vapo- ri- sa- tion °C	Vapeur saturée			Eau	
		ρ kg/m ³	enthalpie massique Vaporisa- tion kJ/kg	enthalpie massique Vapeur kJ/kg	Chal. Mas. kJ/kg/°C	enthalpie massique Eau liquide kJ/kg
0.1	45.83	0.0682	2392.9	2584.8	4.1857	191.83
0.2	60.09	0.1307	2358.4	2609.9	4.1846	251.45
0.3	69.12	0.1912	2336.1	2625.4	4.1855	289.3
0.4	75.88	0.2504	2319.2	2636.9	4.1862	317.65
0.5	81.34	0.3086	2305.4	2646	4.1869	340.56
0.6	85.95	0.366	2293.6	2653.6	4.1877	359.93
0.7	89.96	0.4228	2283.3	2660.1	4.1882	376.77
0.8	93.51	0.4792	2274	2665.8	4.1891	391.72
0.9	96.71	0.535	2265.6	2670.9	4.1899	405.21
1	99.63	0.5903	2257.9	2675.4	4.1906	417.51
1.0133	100	0.5977	2256.9	2676	4.1906	419.06
1.2	104.81	0.7003	2244.1	2683.4	4.192	439.36
1.3	107.13	0.7547	2237.8	2687	4.1929	449.19
1.6	113.32	0.9166	2220.9	2696.2	4.195	475.38
1.8	116.93	1.0233	2210.8	2701.5	4.1965	490.7
2	120.23	1.1294	2201.6	2706.3	4.1978	504.7
2.5	127.43	1.392	2181	2716.4	4.2011	535.34
3	133.54	1.6513	2163.2	2724.7	4.2042	561.43
3.6	139.86	1.9596	2144.4	2732.9	4.208	588.53
4	143.62	2.1636	2133	2737.6	4.2102	604.67
4.5	147.92	2.4201	2119.7	2742.9	4.2128	623.16
5	151.84	2.6688	2107.4	2747.5	4.2158	640.12
5.5	155.46	2.9197	2095.9	2751.7	4.2183	655.78
6	158.84	3.1696	2085	2755.5	4.2207	670.42
6.5	161.99	3.4188	2074.7	2758.8	4.2232	684.12
7	164.96	3.667	2064.9	2762	4.2256	697.06
7.5	167.75	3.9185	2055.5	2764.8	4.2283	709.29
8	170.41	4.1615	2046.5	2767.5	4.2306	720.94
8.5	172.94	4.4092	2037.9	2769.9	4.2328	732.02
9	175.36	4.6555	2029.5	2772.1	4.2349	742.64
9.5	177.66	4.902	2020.9	2775	4.2374	752.81
10	179.88	5.1467	2013.6	2776.2	4.2395	762.61
11	184.07	5.637	1998.5	2779.7	4.2437	781.13
12	187.96	6.1275	1984.3	2782.7	4.2479	798.43
13	191.61	6.6181	1970.7	2785.4	4.2519	814.7
14	195.04	7.1073	1957.7	2787.8	4.2559	830.08
15	198.29	7.593	1945.2	2789.9	4.2598	844.67
16	201.37	8.0841	1933.2	2791.7	4.2636	858.56
17	204.31	8.5763	1921.5	2793.4	4.2672	871.84
18	207.11	9.0662	1910.3	2794.8	4.2711	884.58
19	209.8	9.5511	1899.3	2796.1	4.2746	896.81
20	212.37	10.0503	1888.6	2797.2	4.2783	908.59
22	217.24	11.0314	1868.1	2799.1	4.2854	930.95
24	221.78	12.0192	1848.5	2800.4	4.2922	951.93
26	226.04	13.0107	1829.6	2801.4	4.2989	971.72
28	230.05	14.0076	1811.5	2802	4.3055	990.48
34	240.88	17.0271	1760.3	2802.1	4.325	1041.80
38	247.31	19.0694	1728.4	2801.1	4.3375	1072.70
42	253.24	21.1372	1697.8	2799.4	4.35	1101.60
46	258.75	23.2342	1668.3	2797	4.3625	1128.80
50	263.91	25.3614	1639.7	2794.20	4.3746	1154.50

FIGURE 4.5 – Table de la vapeur saturée

4.3.1 Modélisation et outils de simulation

Matlab est l'outil de référence pour la simulation numérique. Il offre des possibilités avancées que ce soit en matière d'identification ou de commande.

Simulink est une interface graphique, outil intégré à Matlab, utilisé aussi pour la simulation des systèmes. Il permet de réaliser une simulation grâce à une fenêtre graphique où l'on réalise des schémas-blocs.

Le logiciel Matlab et l'interface graphique Simulink permettent de calculer les réponses de fonctions de transfert représentant des systèmes physiques. Ils offrent, de manière plus générale, la possibilité de résoudre beaucoup de problèmes de simulation, dans des domaines aussi variés, en particulier pour la régulation de paramètres dans des systèmes industriels.

Dans notre cas, nous l'avons utilisé pour étudier et résoudre un problème dans une industrie agroalimentaire, pour simuler la réponse du système de régulation en cascade du niveau de l'eau et de la suppression de la chaudière de l'Entreprise HB.

Le but de cette partie est l'identification et la commande d'un procédé pilote pour un équipement critique : la chaudière.

Nous présenterons :

- les travaux effectués pour tester et vérifier les différents instruments de mesure et de commande. Une description du test sera effectuée sur la chaudière.
- les méthodes d'identification et les méthodes de synthèse d'un régulateur qui seront utilisés dans ce projet.
- les différentes grandeurs utilisées dans ce travail.

Nous identifierons aussi le procédé de chauffage, et nous effectuerons la synthèse du régulateur par les différentes méthodes.

Enfin, les résultats obtenus à l'aide de la simulation, avec l'outil Simulink intégré à Matlab seront analysés.

4.3.2 Boucle de Régulation

Souvent, et cela afin que l'ensemble des éléments d'un processus fonctionne et de manière automatique, il y a lieu de mettre en place une chaîne de commandes, tout en répondant à un cahier des charges précis. Dans notre cas, le niveau d'eau ou bien la pression dans la chaudière sont limités et exigés par le cahier de charge : $2.8m^3$ à $5.5 m^3$ et 7 à 10 bars. Un système de commande est un assemblage d'éléments physiques branchés ou reliés les uns aux autres de telle sorte qu'il puisse se commander, se diriger ou se régler lui-même, ou bien commander, diriger un autre système.

4.3.2.1 Définition d'une boucle de régulation

Ensemble des éléments utilisés pour l'asservissement à une grandeur de consigne. Une boucle de régulation va du (ou des) capteur(s) à l'actionneur comme organe de sortie. Les éléments

intermédiaires traitent généralement le signal par voie électronique ou pneumatique. Une boucle de régulation peut utiliser des techniques analogiques ou numériques.

4.3.2.2 Éléments constitutifs d'une boucle de régulation

Dans la plupart des installations industrielles, il est nécessaire de maintenir les grandeurs physiques à des valeurs prescrites, quelque soient les variations internes ou externes qui peuvent avoir une influence sur ces grandeurs. Il résulte qu'un système de réglage automatique est constitué d'un ensemble d'éléments reliés les uns aux autres de telle manière qu'ils puissent s'opposer aux effets des perturbations que le système subit.

La mesure est l'action fondamentale pour assurer le réglage, le contrôle et la protection automatique.

Le capteur qui assure la fonction de la mesure, est l'un des principaux éléments dans les systèmes automatiques. Le capteur est directement appliqué à la grandeur à régler, à contrôler ou à protéger. Son rôle consiste à capter et à transformer la grandeur physique à mesurer en un signal plus commode à être transportée et traitée, le plus souvent de nature électrique.

Par exemple, on peut trouver des capteurs de position, de vitesse, de débit, de température, de pression, de niveau, de pH, de densité, de masse, de conductivité, d'oxygène ou de gaz carbonique, de concentration, etc...

Un actionneur est un organe qui est capable d'apporter de l'énergie ou de la matière dans une boucle de régulation, en fonction de l'information fournie par le régulateur (ou bien le correcteur). Par exemple, un moteur électrique associé à son amplificateur de puissance représente un actionneur. Les vannes et les pompes sont d'autres actionneurs.

Le régulateur est le "cerveau" de la boucle de régulation.

4.3.2.3 Régulateurs PID et boucles de régulation en cascade

On distingue deux types de fonctionnement du système de commande : système de commande en boucle ouverte et système de commande en boucle fermée.

Un système de commande en boucle ouverte est un système où le signal de commande est indépendant du signal de sortie.

Un système de commande en boucle fermée est un système où le signal de commande dépend d'une façon ou d'une autre du signal de sortie.

Ainsi les objectifs du bouclage sont :

- rejet de la perturbation :

Une perturbation est un système parasite qui vient modifier le comportement du système.

Rejeter une perturbation c'est faire en sorte que celle-ci n'affecte pas (ou pas trop longtemps) le fonctionnement du système.

- rapidité :

Nous pouvons juger la rapidité d'un système en mesurant sa réponse indicielle, soit le temps de réponse (à 5 ou 10%), soit le temps de montée ou encore en considérant ces deux grandeurs à la fois.

Pour un système de 1er ordre ou un système de 2nd ordre sans dépassement ($\alpha > 1$ ou $\alpha = 1$), ces deux grandeurs sont assez proches. Par contre, pour un 2nd ordre tel que $\alpha < 1$, plus α est faible, plus le temps de réponse va augmenter. En effet, dans ce cas la sortie présente un dépassement important et des oscillations qui vont mettre un certain temps à s'amortir. Ainsi, le temps de montée et le temps de réponse peuvent être différents. Ils peuvent être considérés comme des contraintes de rapidité.

- précision :

Nous pouvons caractériser la précision en comparant le signal de sortie au signal d'entrée. Le signal résultant, souvent appelé l'erreur $\varepsilon(t)$ représente donc la différence entre la consigne (l'objectif souhaité) et la mesure (résultant). La précision sera d'autant meilleure que $\varepsilon(t)$ tendra vers zéro (en effet dans ce cas l'objectif est atteint).

- stabilité :

Nous définissons un système asservi comme étant un système de commande et amplification de puissance avec une chaîne fermée (système à retour), il est important de connaître l'organisation, les éléments et leurs fonctions qui le composent.

Un régulateur reçoit deux informations :

- Le signal de mesure (M ou PV) provenant du capteur,
- la consigne (C ou SP) (qui peut être locale ou externe) Son rôle est d'essayer de minimiser l'écart entre la consigne et le signal de sortie du système.

En fonction de l'écart entre ces deux valeurs et de l'algorithme de calcul pour lequel il a été configuré, il délivre un signal de sortie (S ou OUT) dirigé vers l'actionneur afin d'annuler cet écart et de ramener la mesure vers la valeur de consigne.

-Schéma fonctionnel d'une boucle de régulation

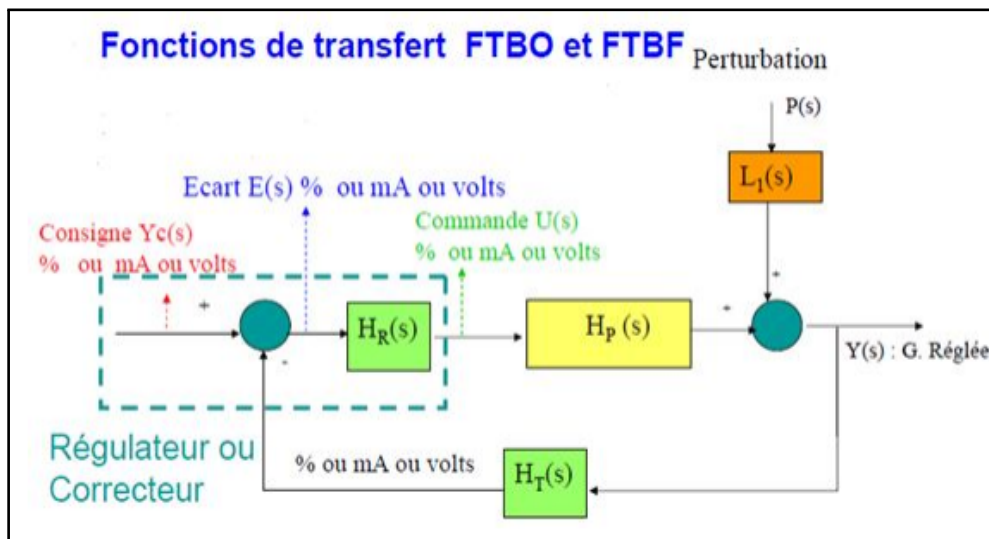


FIGURE 4.6 – Schéma bloc d'un système en boucle fermée

$L_1(s)$.F.T perturbatrice .(perturbatrice(P) → grandeur réglée G.R).

$H_P(s)$.F.T procédé .(commande → grandeur réglée).

$H_T(s)$.F.T du capteur transmetteur (mA/(unité G.R)).

$H_R(s)$.F.T du régulateur ou correcteur.

Avec :

la fonction régulante :

$$H(s) = H_P(S) * H_T(s) = FT \tag{4.7}$$

et la fonction perturbatrice :

$$L(s) = H_l(S) * H_T(s) = FT \tag{4.8}$$

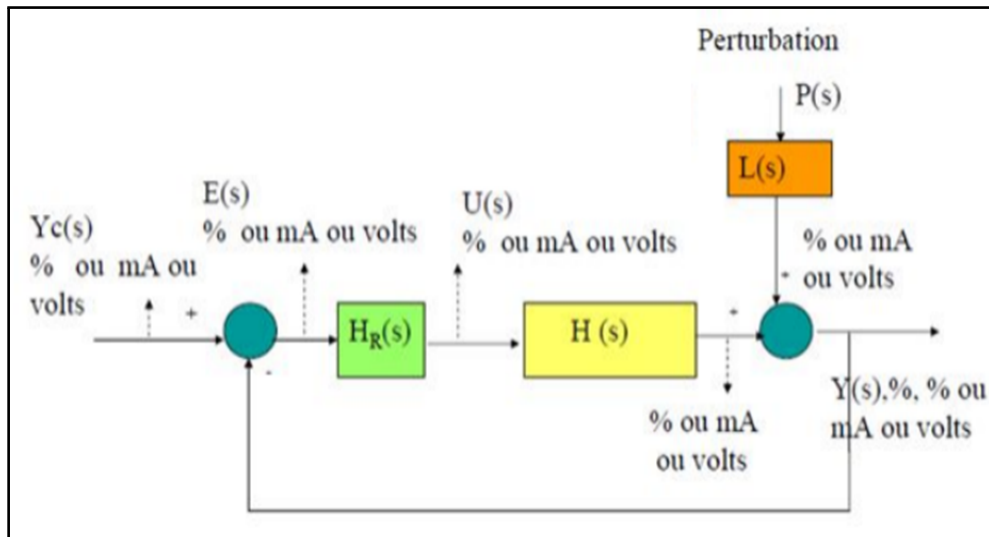


FIGURE 4.7 – Schéma bloc d'un système en boucle fermée simplifié

On pose :

$$FTBO(S) = H_R(S) \cdot H(S)$$

On montre alors directement d'après les règles algébriques sur les schémas fonctionnels vus précédemment que :

$$Y(s) = \frac{FTBO(s)}{1 + FTBO(s)} Y_c(s) + \frac{L(s)}{1 + FTBO(s)} P(s) \quad (4.9)$$

4.3.2.4 Régulation PID

En pratique, à une catégorie donnée de systèmes à asservir correspond un type de correcteur adopté. Pour effectuer un choix judicieux, il faut connaître les effets des différentes actions de régulateur PID : proportionnelle, intégrale et dérivée. Présenté sur le schéma

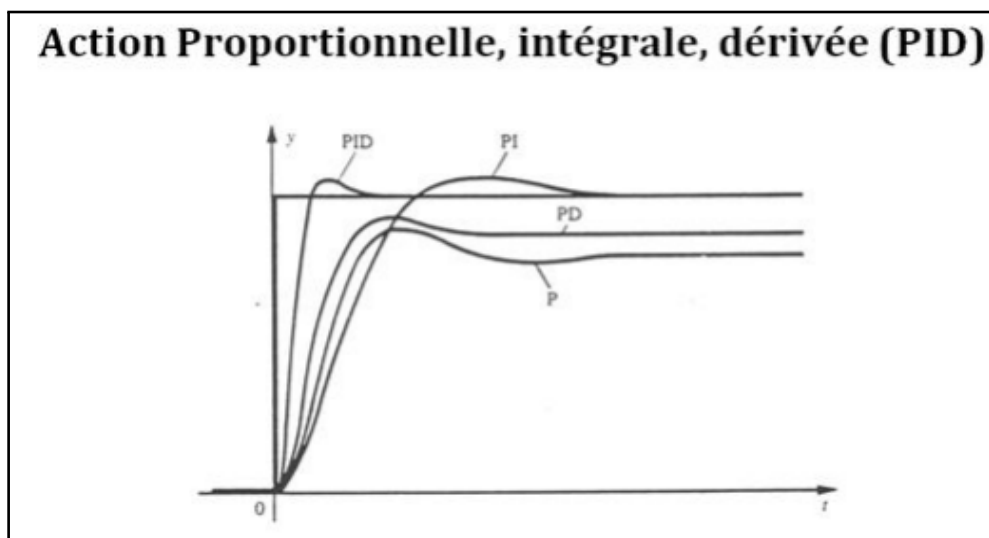


FIGURE 4.8 – L'effet de chaque action du correcteur PID pour un même procédé

Un régulateur PID est obtenu par l'association de ces trois actions et il remplit essentiellement les trois fonctions suivantes :

- 1-Il fournit un signal de commande en tenant compte de l'évolution du signal de sortie par rapport à la consigne
- 2- Il élimine l'erreur statique grâce au terme intégrateur
- 3-Il anticipe les variations de la sortie grâce au terme dérivateur

La commande $u(t)$ donnée par le régulateur PID, dans sa forme Classique est décrite par :

$$u(t) = K_P[\varepsilon(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + T_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt}] \quad (4.10)$$

Cette expression est la somme de trois termes :

le terme proportionnel :

$$P = K_P \varepsilon(t) \quad (4.11)$$

le terme intégral :

$$I = K_P \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt \quad (4.12)$$

le terme dérivatif :

$$D = K_P T_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \quad (4.13)$$

4.3.2.5 Réglage de régulateur

Le réglage d'une boucle de régulation (choix de structure et calcul des paramètres du régulateur) doit permettre de répondre au plus grand nombre de contraintes exigées par le cahier des charges du procédé à réguler. De nombreuses méthodes de réglage d'une boucle sont possibles selon les besoins en régulation ou en asservissement. Les exigences du cahier des charges sont décrites soit dans le domaine temporel, soit dans le domaine fréquentiel. Le critère de réglage est alors fixé à partir soit de la forme de la réponse temporelle souhaitée pour un type d'entrée (par exemple un échelon), soit à partir des marges de stabilité (marge de gain et de phase, facteur de résonance).

Le critère de précision est, bien entendu, intrinsèquement lié à celui du réglage. Le bon réglage est celui qui répondra au meilleur compromis global du cahier des charges.

4.3.3 Utilisation de la méthode de Broida pour un système du premier ordre (débit)

Comme Strejc, Broïda s'intéresse aux processus stables. Il procède à une identification en boucle ouverte. Mais il simplifie en considérant que la forme de la réponse peut être assimilée à une fonction mathématique du premier ordre avec une constante de temps T , assortie d'un retard pur τ .

La figure ci-dessous nous montre le principe de la méthode de Broida :

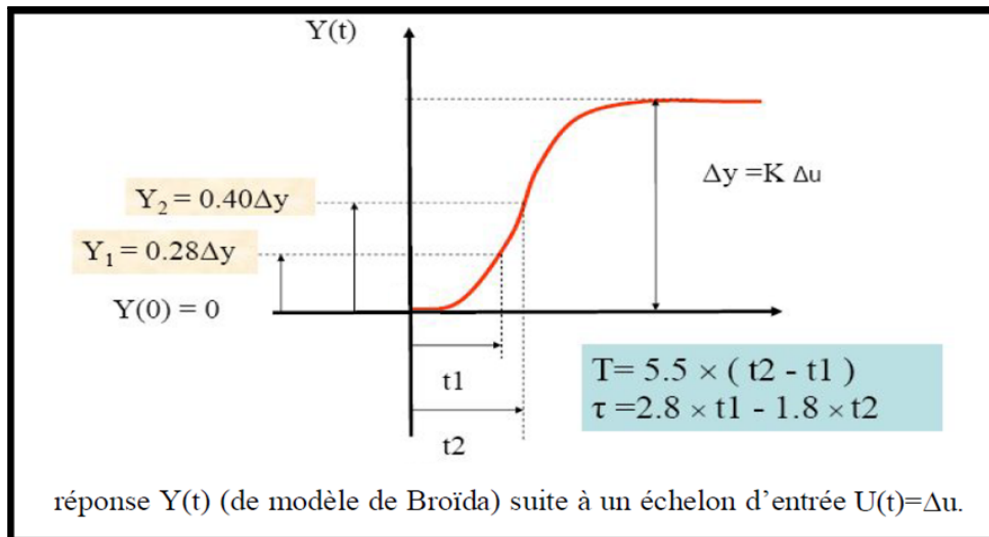


FIGURE 4.9 – Principe de la méthode de Broïda

À partir de la méthode de Broïda, nous pouvons calculer les inconnus G_v , τ_v , Θ_v dans cette fonction de transfert :

$$V(s) = \frac{G_v * e^{-\Theta V_s}}{\tau_v S + 1} \quad (4.14)$$

4.3.4 Utilisation de la méthode rapide pour un système intégrateur ou instable (niveau)

Dans cette méthode la réponse à un échelon d'un procédé intégrateur est sous forme d'une rampe, en régime permanent. L'asymptote de cette réponse est une droite d'équation :

$$y(t) = a(t - t_1) \quad (4.15)$$

de pente a et qui coupe l'axe du temps en t_1 .

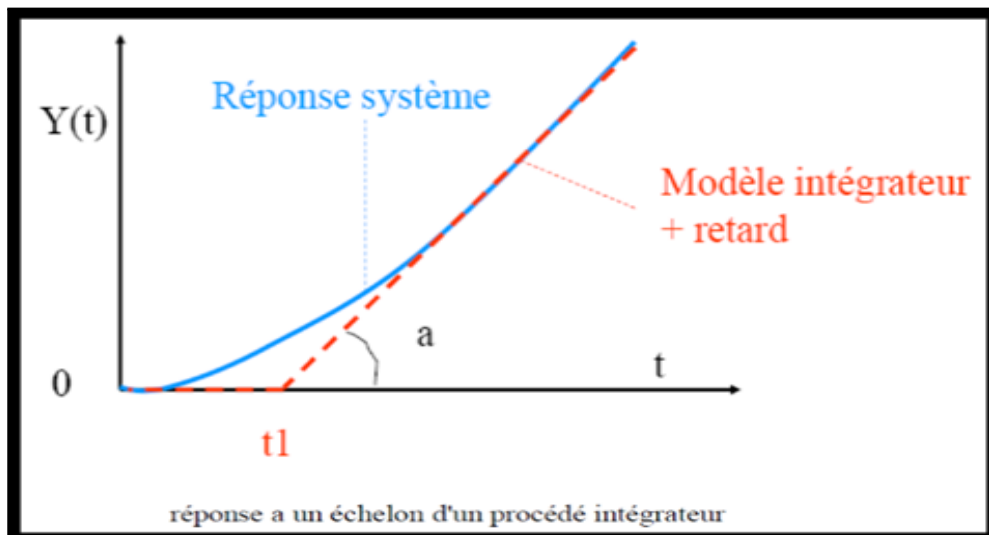


FIGURE 4.10 – Principe de la méthode de rapide

À partir de la méthode rapide et d'après les courbes nous calculons les inconnus (G_p , Θ_p) dans la fonction de transfert :

$$P(s) = \frac{G_p * e^{\Theta P_s}}{S} \quad (4.16)$$

4.3.5 Partie Simulation Matlab « Simulink »

Les amortissements au démarrage ($t=0$) sont peu importants, car nous démarrons toujours en mode manuel jusqu'à atteindre la consigne de niveau (débit= $5m^3/h$, température à l'entrée = $70\text{ }^\circ\text{C}$, pression= 8bars), puis nous passons en mode automatique. Nous avons lancé la simulation et ouvert les trois fenêtres pour afficher les courbes pour pouvoir visualiser et faire la comparaison.

Q_{in} : débit d'entrée et Q_{out} : débit de sortie des deux vannes.

Nous distinguons trois possibilités :

- $Q_{in} - Q_{out} = 0$ le niveau se stabilise.
- $Q_{in} - Q_{out} < 0$ le niveau diminue.
- $Q_{in} - Q_{out} > 0$ le niveau augmente.

En régime statique (permanant), le niveau se stabilise à la consigne et $Q_{in} - Q_{out} = 0$.

C'est-à-dire $Q_{in} = Q_{out}$.

Lancement de la simulation « Simulink Matlab »

État actuel : $Q_{in} < Q_{out}$ max (deux vannes)

- LC (consigne de niveau)
- Débit d'entrée actuel Q_{in}
- Débit maximal de la vanne X
- Lancement de simulation avec Q_{out}

Remarque : Si les deux vannes sont capables à 100% d'ouverture de fournir un débit max Q_{out} légèrement supérieur au débit d'entrée Q_{in} , alors le système tend vers la stabilisation en régime permanent et le niveau va atteindre la valeur de consigne (système stable).

Notre objectif qui était de ramener le niveau à sa valeur de consigne est atteint. La consigne n% a été choisie pour mesure de sécurité. Ainsi, le fait que le débit d'entrée va augmenter, ceci ne va pas affecter ni perturber le fonctionnement de la chaudière.

En conclusion, les résultats de la simulation confirment bien le grand avantage de la boucle fermée par rapport à la boucle ouverte. En effet, l'objectif de la boucle fermée est de rendre le procédé plus rapide et plus précis. On constate que suite à un échelon de consignes données, la réponse de la boucle ouverte du système au procédé (réponse débit procédé par exemple) est moins rapide et moins précise que celle de la boucle fermée.

4.4 Proposition de mesures d'amélioration

4.4.1 Proposition d'un SIS

Le système présenté dans la figure ci-dessous est utilisé comme illustration de l'approche proposée. Le SIS proposé est un système de protection contre la sous-pression et l'augmentation de température à l'intérieur de la chaudière à vapeur de l'usine.

Le système est composé de quatre sous-systèmes : transmetteur de température (TT), transmetteur de pression (PT), unité logique (LS) et l'élément de contrôle final (FC). Lors de la détection d'un dépassement de température, le système de sécurité coupe l'alimentation de la chaudière, et au cas d'un abaissement de pression, le système de sécurité déclenche les deux pompes d'alimentation de secours pour éviter qu'une implosion ne se produise.

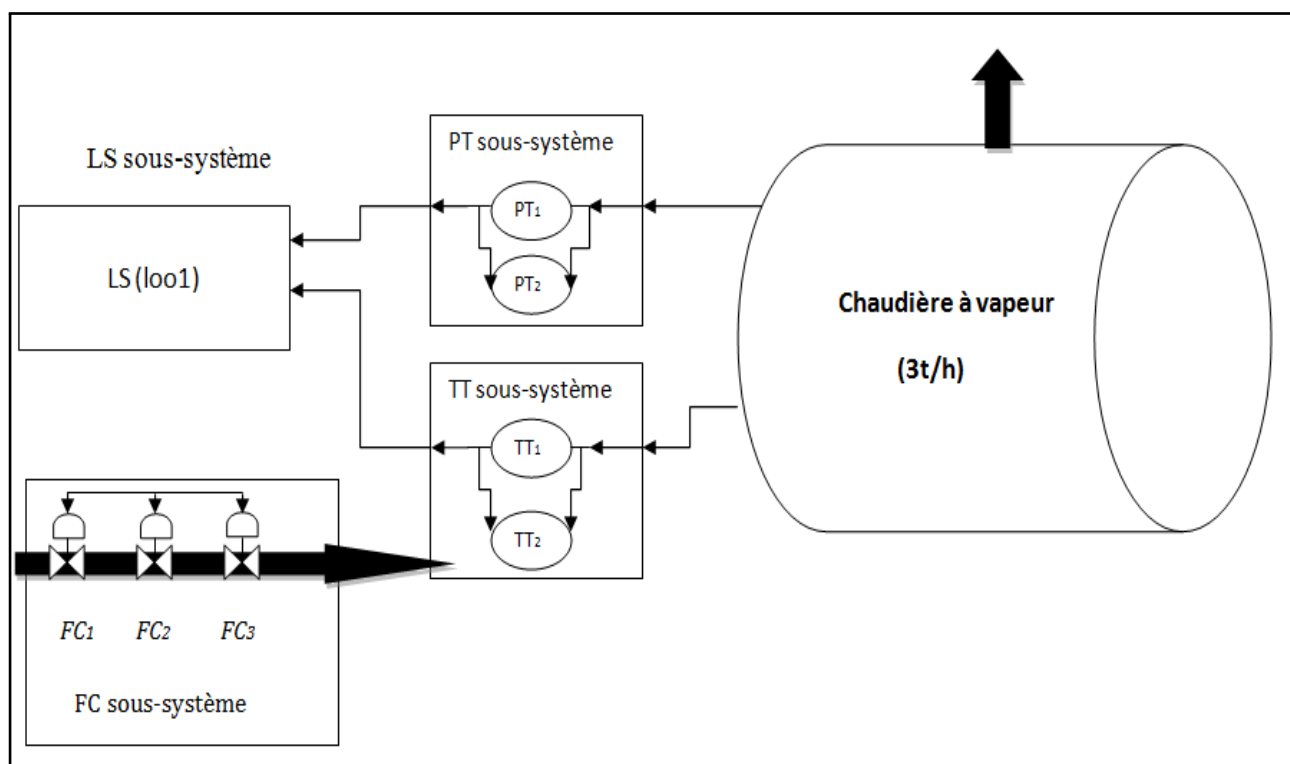


FIGURE 4.11 – Système de protection de la chaudière à vapeur

Le système étudié est composé ainsi de :

- la partie capteur constituée de deux transmetteurs : transmetteur de température (TT) et transmetteur de pression (PT) structurés en 1oo2.
- la partie unité logique (Logic Solver) structurée en architecture 1oo1.
- la partie actionneur en architecture 1oo3 constituée de trois vannes.

Le bloc-diagramme de fiabilité du SIS est donné à la figure ci-dessous.

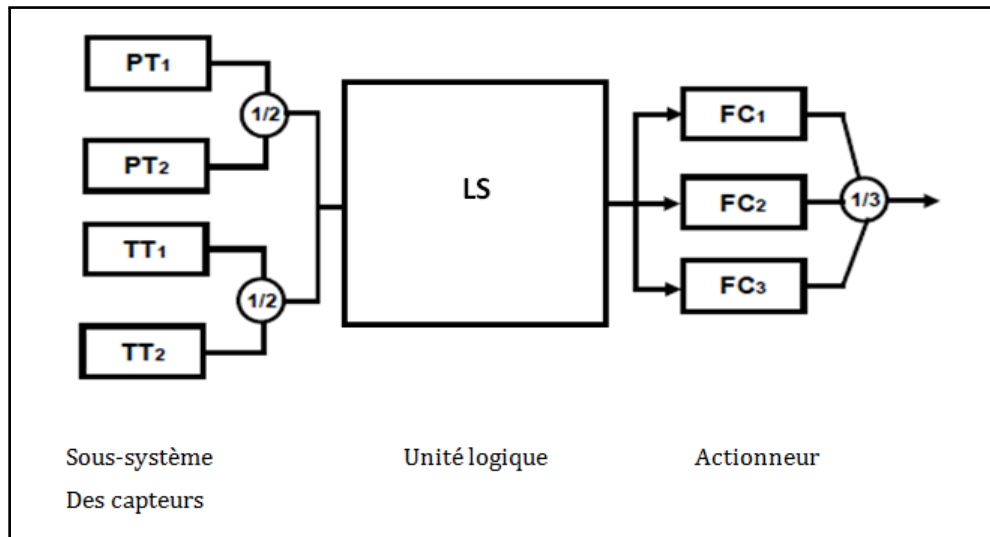


FIGURE 4.12 – Bloc-diagramme de fiabilité du SIS proposé

Tableau 4.8 – Paramètres numériques des composants du SIS

Paramètres	Composants			
	PT _i	TT _i	LS	FC _i
λ ($\times 10^{-6}$) \ h)	5.00	5.00	5.00	5.00
βu (%)	10	10	5	5
MTTR(h)	8	8	10	10

avec :

- λ : taux de défaillance ;
- βu : probabilité de la non détection ;
- *MTTR* : (*Mean Time Between Failure*) temps moyen de bon fonctionnement.

4.4.2 Calcul du SIL du SIS proposé à l'aide de la plate-forme logicielle GRIF (GRaphiques Interactifs pour la Fiabilité)

4.4.2.1 Présentation du GRIF

GRIF est une plate-forme logicielle d'analyse des systèmes qui permet de déterminer les indicateurs fondamentaux de la sûreté de fonctionnement : Fiabilité – Disponibilité – Performance – Sécurité. Développée au sein de Total, GRIF bénéficie de plus de 25 ans de Recherche et Développement. Cette plate-forme dispose ainsi de moteurs de calculs matures très performants, et aux capacités de modélisation propres à répondre aux besoins de l'ensemble des études fiabilistes.

4.4.2.2 Calcul du SIL du SIS proposé

Les résultats donnés par le GRIF sont les suivants :

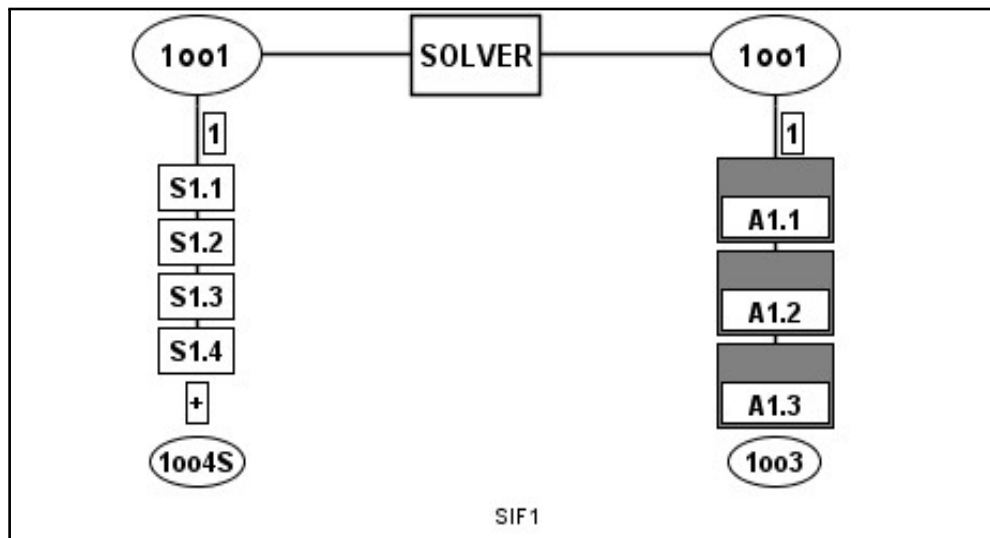


FIGURE 4.13 – Illustration du SIS proposé par le logiciel de calcul

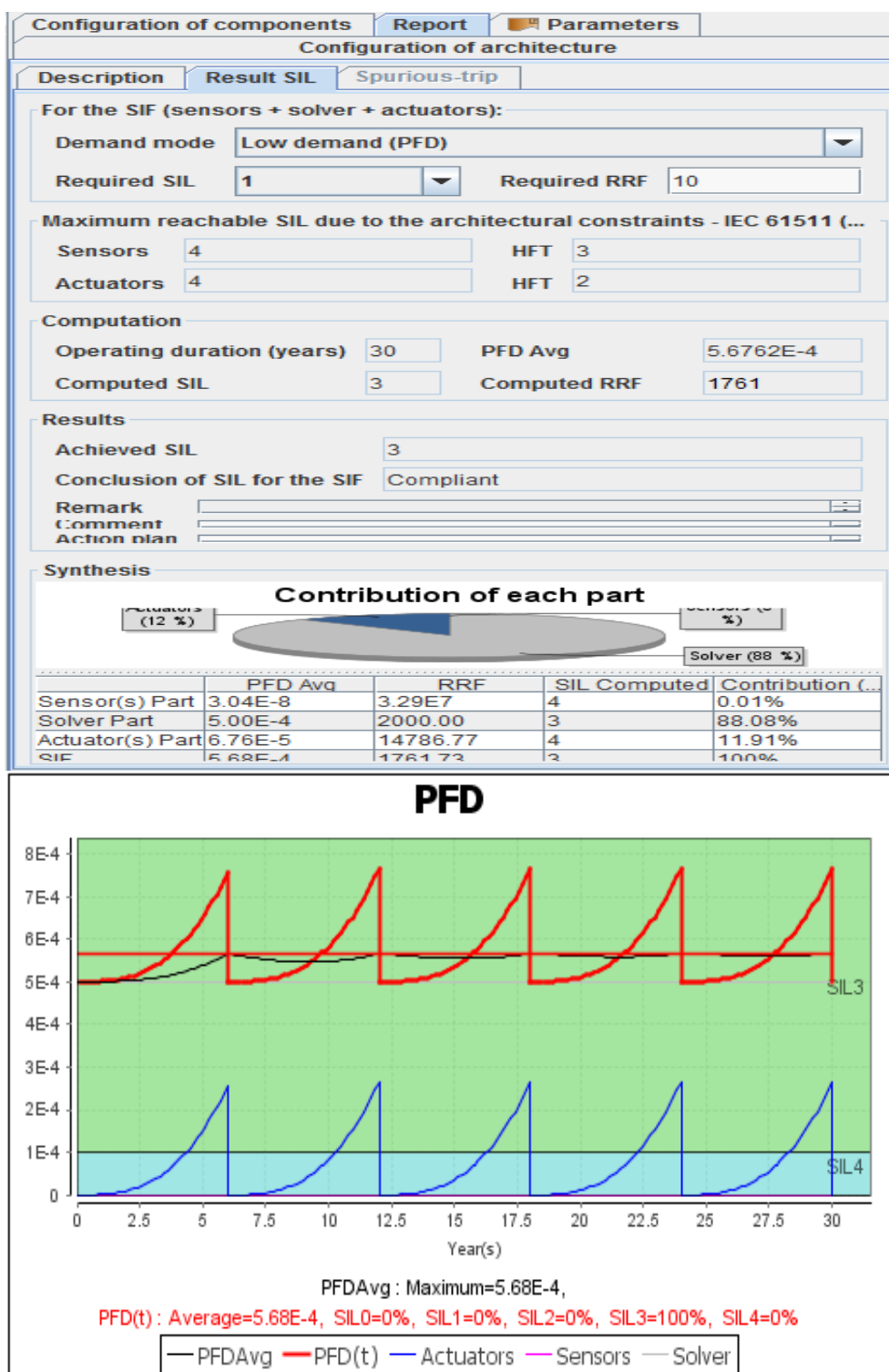


FIGURE 4.14 – Illustration du calcul du SIL par le logiciel

Nous avons obtenu les résultats suivants avec le logiciel GRIF :

SIL = 3 et $PFD_{avg} = 5,67 \text{ E-}04 < \text{E-}03$

Les résultats montrent que ce SIS répond bien au niveau de sécurité que nous voulions atteindre pour le système chaudière à vapeur

4.4.3 Proposition d'un capteur (sonde) autonome de niveau d'eau

On rappelle que les deux chaudières à vapeur de l'usine sont dotées uniquement de sondes à niveau non-automatiques qui indiquent que le niveau d'eau bas et très bas. Ceci entraîne le manque de précisions quant à l'information sur les variations du niveau d'eau à l'intérieur de la chaudière lors de son exploitation.

Nous proposons donc à l'Entreprise HB d'équiper leurs chaudières par une troisième sonde autonome qui mesurera la hauteur et la température de l'eau avec sa propre horloge. Cette sonde doit être doté d'un système d'enregistrement des données.

Un logiciel qui est inclus dans la sonde va permettre de configurer, de tester, de récupérer et d'afficher les données concernant les variations du niveau d'eau sur la période de mesure.

D'une part, le coût de cette sonde est très faible comparativement aux coûts d'autres installations. D'autres part, elle est d'une utilisation très simple.

Et pour la récupération des données, le capteur sera connecté à un PC à l'aide d'une interface.

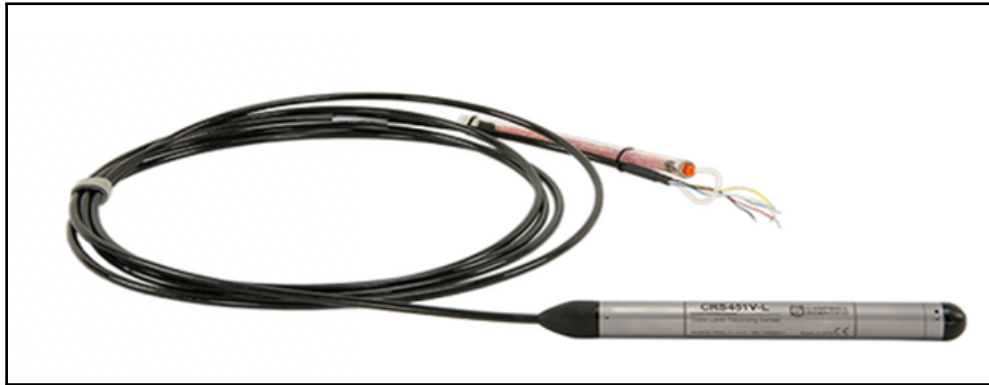


FIGURE 4.15 – sonde automatique de niveau

✓ Spécifications de la sonde proposée

- Temps de mesure : < 1s
- Température de fonction : 0 °C à 180 °C
- Corps du capteur adéquat à la qualité et au PH de l'eau alimentaire
- Alimentation : batterie interne
- Précision :
 - ✓ Niveau d'eau $\pm 0.1\%$ sur la pleine échelle
 - ✓ Température ± 0.2 °C

4.4.4 Proposition d'une sonde de température

Afin d'éviter que le scénario d'explosion de la chaudière, suite à la présence de combustible non brûlé ne se produise, nous proposons à l'entreprise une autre mesure de prévention. Celle-ci consiste en l'installation de sondes de température en amont et en aval de la chaudière, qui permettront de détecter l'absence de combustion.

En effet, la température du gaz naturel avant sa combustion est de 230 °C, et celle des fumées d'échappement avoisine les 180 °C.

Dans le cas où la variation de température est nulle, cela signifierait qu'il n'y a pas eu de transfert de chaleur, et que les gaz n'ont pas été brûlés, et donc l'arrêt de la chaudière pour vérification s'imposera.

Conclusion

Le travail effectué pour l'évaluation de la performance des différentes barrières de sécurité, au niveau de l'Entreprise Hamoud Boualem, nous a conduit au déploiement d'une démarche d'analyse des risques, et à la proposition de mesures correctives pour leur maîtrise.

Dans le cadre de ce projet :

1- Nous avons analysé, dans un premier temps, à l'aide de la méthode APR, l'ensemble des risques que peuvent engendrer les installations que comporte l'Entreprise.

Celle-ci nous a permis d'aboutir aux résultats suivants :

- mise en évidence d'un total de neuf ENS au niveau des huit systèmes ciblés ;
- le système chaudière à vapeur, présente un niveau de risque inacceptable, malgré les mesures de prévention et de protection existantes ;
- le système chaudière à vapeur, nécessite une analyse des composants plus approfondie pour la détermination des causes et conséquences.

2- Nous avons procédé à une décomposition fonctionnelle et une AMDEC, appliquées au système chaudière à vapeur. Ceci nous a permis de faire ressortir que :

- 45% des risques se trouvent dans la zone ALARP (zone jaune), et nécessitent des actions correctives.
- 3% des risques sont inacceptables, et nécessitent des actions de maîtrise.

Afin de compléter notre analyse, une étude HAZOP a été réalisée sur les deux circuits hydrauliques de la chaudière. Cette étude nous a permis de déterminer les huit scénarios d'accidents.

3- Nous avons aussi utilisé la méthode LOPA pour l'évaluation de l'efficacité des barrières de sécurité. Ceci nous a permis d'une part, de sélectionner les cinq scénarios les plus critiques parmi huit (ayant pour conséquence une explosion), et d'autre part, de calculer leurs fréquences de réalisation.

Après calcul, un SIL=2 a été obtenu.

Ceci nous a conduit aux conclusions suivantes :

- les deux scénarios 4 et 5, ayant pour événements initiateurs la défaillance des pompes d'alimentation et la présence de combustible non brûlé dans le foyer, respectivement, sont les plus fréquents ;

- la nécessité de proposer des mesures de prévention pour la réduction des fréquences des événements initiateurs.

4- Modéliser et simuler les effets des deux scénarios 4 et 5 respectivement, à l'aide des logiciels MATLAB et PHAST.

5- Un SIS a été proposé, avec un PFD $< E-03$, et un SIL=3 qui réduit de façon significatif le niveau du SIL trouvé par la méthode LOPA (SIL=2), et qui permettra de protéger la chaudière pour éviter une sous pression et une augmentation de température.

6- Une sonde de niveau autonome et une de température ont été proposées. Pour ce qui est de la sonde de niveau, celle-ci est suggérée afin d'obtenir des valeurs continues des variations des niveaux d'eau à l'intérieur de la chaudière, sur une période donnée, tandis que pour la sonde de température, elle permet de détecter l'absence de combustion dans le foyer de la chaudière, en mesurant la température des gaz en amont et en aval du foyer de combustion.

L'application de la démarche proposée pourrait être adaptée à d'autres industries similaires, et faire l'objet de travaux ayant pour but la maîtrise des risques majeurs sur ces sites.

Bibliographie

1. Guide ISO/CEI 73-Vocabulaire du management du risque, 2009.
2. Guide ISO/CEI 51 : Safety aspects - Guidelines for their inclusion in Standards 2nd edition,1999.
3. Journal Officiel de la République Algérienne Démocratique Populaire, N° 84. JORDAP, n° 04-20, 2006.
4. Bernuchon E. et Salvi O. Elements Importants Pour la Sécurité(EIPS), in formalisation du savoir et des outils dans le domaine des risques majeurs(DRA-35).6, 2003.
5. Durable, M.F.D.L.É.E.D.D, Évaluation des performances des barrières techniques de prévention et de protection pour réduire les risques majeurs Résumé,in INERIS-DRA, 2002.
- 6.MICHE E. et PERINET R., Maîtrise des Risques accidentels par les dispositions technologiques et organisationnels-Démarche d'évaluation des barrières techniques de sécurité, Ω 20, INERIS-DRA,2009.
- 7.NGYEN THY L. et DIANOUS V.,Évaluation des barrières techniques de sécurité, Ω 10, INERIS-DRA,2008.
- 8.IEC 61508, Functional Safety of Electrical/Electronic/Programmable electronic safety related systems. part 1-7, International Electrotechnical Commission std. 2010.
9. INNAL F, contribution à la modélisation des systèmes instrumentés de sécurité et à l'évaluation de leurs performances, analyse critique de la norme CEI 61508, Thèse de doctorat, Université de Bordeaux1, soutenu le 03 juillet 2008.
10. Ayoult N. Evaluation des barrières techniques de sécurité. INERIS, février 2005.
11. Ldurka J.et Fal E. Conception et évaluation de la sécurité fonctionnelle des systèmes instrumentés de process industriels. INERIS, 2000.
12. Sécurité fonctionnelle des système électriques/électroniques/électroniques programmables relatifs à la sécurité, partie 6. IEC 61508 02, mars 2002.
- 13.IEC 61511. Functional Safety-Safety instrumented systems for the process industry. International Electrotechnical Commission, GENEVA, Switzerland, 2003.
- 14.Guide ISO/CEI51,ISO31000, 2009.
15. Yves M. Méthodes d'analyse des risques, base documentaire : Tib155. Technique de l'ingénieur, se4010, 2003.
16. KIRCHSTEIGER C.,on the use of probabilistic and deterministic methods in risk analysis.Journal of loss Prevention in the Process Industrial 12,(339-419),1999.
17. BERNUCHON E. et SALVI O.,Outils d'analyses des risques générés par une installation industrielle, Ω 7,2003.
18. INERIS DRA-35. éléments importants pour la sécurité eips. Rapport 6. Direction des risques accidentels, 2003.
19. Safety instrumented systems. IEC 61511, 2000.
20. Gestion de la sûreté de fonctionnement. CEI 300-3-9, 1995.
21. Yves M. Méthodes d'analyse des risques, base documentaire : Tib155. Technique de l'ingénieur,se4040, 2005.
22. Techniques d'analyse de la fiabilité du système procédure d'analyse des modes de défaillance et de leurs eets (AMDE). CEI 60812, 2006.

23. Techniques d'analyse de la fiabilité des systèmes - procédure d'analyse des modes de défaillance et de leurs effets (AMDE). 2006.
24. ROYER M. HAZOP : Une méthode d'analyse des risques-présentation et contexte, 2009.
25. Etude de danger et d'exploitabilité (Etude HAZOP)-Guide d'application, 2009.
26. Center for Chemical Process Safety, Layers of Protection Analysis : Simplified Process Risk Assessment, New York, 2001.
27. GRUHN P. and CHEDDIE H. Safety instrumented systems : design, analysis, and justification. ISA- The Instrumentation, Systems, and Automation Society. 306p, 2006.
28. Etude de danger de l'entreprise HB, bureau d'étude BRCC, 2015.
29. ICSI-Institut pour une Culture de Sécurité Industrielle, Groupe de travail « Fréquence des événements initiateurs d'accidents et disponibilité des barrières de protection et de prévention ». Institut pour une Culture de Sécurité Industrielle, 2006.
30. INERIS-DRA-34-PREV-46034-Opj-Probabilité-partie 2 : Données quantifiées, 2005.

Annexes

Annexe A : TABLEAU APR

N°	SS	ED	SD	ENS	Causes	Conséquences	Niveau de risque			Mesures de prévention	P°	Mesures de protection	G°	C°
							P	G	C					
1	Transformateur (poste de livraison SONALGAZ)	électricité Huile	Dysfonctionnement des EIPS	Incendie électrocution	Arcs et court-circuit Perte d'huile Perte de confinement	Pertes humaines et matérielles	2	5	10	Personnels habilités Contrôle périodique des câbles et des raccordements Contrôle périodique de la qualité de l'huile-diélectrique Contrôle des fuites d'huile Maintenance préventive Local en retrait des autres installations	1	Moyens d'extinction	4	4
2	Stockage divers	Produits d'emballage Produits chimiques	Malveillance Désordre	Incendie	Embrassement de papier suit a un contact avec une source d'ignition Déversement et mélange des produits chimiques incompatibles	Pertes matérielles Blessures des personnes	2	2	4	Détecteurs d'incendie Détecteurs de fumée Signalisation Permis de feu Fermeture des locaux, bars présence du personnel Respect des consignes Respect des règles de stockage	1	Moyens d'extinction Alarme incendie	2	2
3	Chaudière à vapeur	Gaz Vapeur Eau Electricité	Malveillance Absence ou dysfonctionnement des EIPS	Explosion de la chaudière Création d'une ATEX dans la chaudière	Surpression interne Fuite gasoil	Pertes humaines Destruction de la chaudière Perte de production	3	5	15	Détecteur de flamme déclenchant l'arrêt de la chaudière et de son alimentation Sondes de niveau Soupapes de surté Pressostats Mesures de contrôle Maintenance appliquées à la chaudière Permis de peu Mise a la terre	2	Vanne de coupure manuelle de l'alimentation Moyens d'extinction Alarme Vanne de coupure manuelle PII	4	8

4	Cuve gasoil	Le combustible	Malveillance Absence ou dysfonctionnement des EIPS	Incendie	Fuite à cause des fissures dans la cuve	Pertes matérielles	2	2	4	Consigne de sécurité Vérifications périodiques d'absences de fissures Maintenance préventive Permis de feu	1	Moyens d'extinction Cuve de rétention PII	2	2
5	Compresseur	Huile	Dysfonctionnement des EIPS Erreur humaine	Explosion = création d'onde de choc + projection d'éclats	Perte de confinement Obturation des échappements Echauffement d'huile.	Dégâts matériel	3	2	6	Maintenances appliquées aux installations Respect des consignes Local isolé et fermé Personnels habilités DéTECTEURS d'incendie DéTECTEURS de surchauffe Soupape de sûreté se déclenchant en cas de surpression	2	Moyens d'extinction	2	4
6	Groupe électrogène	E lectricité	Dysfonctionnement des EIPS Erreur humaine	Incendie	Malveillance humaine	Pertes matérielles	2	2	4	DéTECTEUR d'incendie DéTECTEUR de surchauffe Ventilateurs Contrôle et maintenance	1	Moyens d'extinction compatible avec le risque électrique Protection contre les courts-circuits	2	2
7	Conduite gaz naturel	Gaz	Dysfonctionnement des EIPS Malveillance	Explosion Incendie	Fuite dans la conduite	Pertes humaines et matérielles	3	2	6	DéTECTEURS de fuite Vérifications périodiques EIPS réglementaires Entretien et surveillance	2	Moyens d'extinction Signalisation Alerte SONALGAZ Robinet de sécurité	2	4
8	Locaux administratifs	Gaz	Erreur humaine	Incendie	Non-respect des consignes de sécurité	Pertes humaines et matérielles	1	2	2	Signalisation Sensibilisation DéTECTEURS d'incendie DéTECTEUR des fumées	1	Moyens d'extinction appropriés	1	1

Annexe B : TABLEAU AMDEC

Niveau	Fonction	Description	Code	Cause	Effet	Niveau de criticité															
						1	2	3	4	5	6	7	8	9	10						
Système	Moteur	Moteur à combustion interne	Moteur à combustion interne	Moteur à combustion interne	Moteur à combustion interne	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
						2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
	Transmission	Transmission manuelle	Transmission manuelle	Transmission manuelle	Transmission manuelle	Transmission manuelle	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
							2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
	Boîte de vitesses	Boîte de vitesses manuelle	Boîte de vitesses manuelle	Boîte de vitesses manuelle	Boîte de vitesses manuelle	Boîte de vitesses manuelle	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
							2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
	Direction	Direction assistée	Direction assistée	Direction assistée	Direction assistée	Direction assistée	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
							2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
	Freinage	Freinage à disque	Freinage à disque	Freinage à disque	Freinage à disque	Freinage à disque	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
							2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Suspension	Suspension indépendante	Suspension indépendante	Suspension indépendante	Suspension indépendante	Suspension indépendante	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
						2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Châssis	Châssis	Châssis	Châssis	Châssis	Châssis	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
						2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Carrosserie	Carrosserie	Carrosserie	Carrosserie	Carrosserie	Carrosserie	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
						2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Équipement	Équipement	Équipement	Équipement	Équipement	Équipement	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
						2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2

Annexe C : TABLEAU HAZOP

Tableau HAZOP

Unité : chaudière à vapeur
Système : Système de circuit d'eau

Mot-clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Détection	Actions correctives	Observation
Plus de	Pression	-Défaillance de la pompe	-Détérioration et éclatement de la conduite d'eau -Fuite -Inondation -Coup de bélier	-Manomètre	-Maintenance préventive	
Moins de	Pression	-Trou dans la tuyauterie (corrosion) -Défaillance de l'amenée d'eau	- faible débit -faible rendement de la chaudière -à long terme séchage de la chaudière	-Manomètre	-Organiser des inspections de la tuyauterie -Entretien des robinets -Installer des caméras de surveillance	
Plus de	Température	-Défaillance du capteur de chaleur -Défaillance du thermostat	-Perte énergétique	-Capteur de chaleur -Thermostat	-Mettre en place un système d'alternance de capteurs et de thermostats	
Moins de	Température	-Défaillance du capteur de chaleur -Défaillance du thermostat -Défaillance dans le système d'alimentation en gaz	-Choc thermique -Explosion de la chaudière	-Capteur de chaleur -Thermostat	-Mettre en place un système d'alternance des capteurs et des thermostats	
Plus de	Niveau d'eau	-Défaillance des vannes -Défaillance au niveau du bassin régulateur	-haut débit et chute du rendement de la chaudière -Fuite -inondation	-Purgeur	-Doter le circuit par des flotteurs et des purgeurs automatiques -Entretien des vannes	
Moins de	Niveau d'eau	-Défaillance des motopompes -fuite dans les conduites d'alimentation -Sondes défectueuses	-Arrêt du brûleur -Implosion de la chaudière -explosion de la chaudière	-Sondes de niveau bas et très bas	-Programmer des inspections régulières des pompes	

Unité : La chaudière à vapeur de Hamoud Boualem
Système : Système d'alimentation en gaz

Mot-clé	Paramètre	Causes	Conséquences	Détection	Actions correctives	Observation
Plus de	Pression	-Non fermeture de l'alimentation en gaz Suite à des erreurs de procédures -Anomalies dans la canalisation -Dysfonctionnement du clapet de détenteur -Dysfonctionnement des électrovannes -Pas de combustion /combustion incomplète -Dysfonctionnement des électrodes d'allumage.	-Eclatement de la conduite de gaz (tuyauterie) -Explosion dans la chambre de combustion de la chaudière	-Pressostats gaz	-Mettre en place des détecteurs de gaz -Mettre en place un purgeur de gaz -Entretien des vannes -Sensibilisation sur la dangerosité du gaz - Mettre des plaques de signalisation	
Moins de	Pression	-Joint vétuste non-étanche -Raccords défilants ou rompus -Piquages sur les canalisations d'approvisionnement (corrosion)	- Fuite dans les canalisations -Faible rendement de la chaudière	-Pressostats gaz	-Réalisation de test d'étanchéité à l'air comprimé -Veiller sur le respect des procédures -Entretien des canalisations	

Annexe D : Abaque

