

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

École Nationale Polytechnique



Filière : QHSE-GRI

Mémoire de projet de fin d'études

pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en QHSE-GRI

**MAÎTRISE DU RISQUE D'EXPLOSION AU
NIVEAU DES CHAUDIÈRES
Cas : FERTIAL Algérie**

Khalil HAMMAD

Proposé par : M .DOUAS Rabei (Coordinateur Système FERTIAL Annaba)

Présenté et soutenu publiquement le 20/06/2016

Composition du Jury :

Président	Mr .Abdelmalek CHERGUI,	Professeur à l'ENP
Rapporteur	Mr .Aboubakeur KERTOUS,	Maitre-assistant à l'ENP
Rapporteur	Mr .Mohamed BOUBAKEUR,	Maitre-assistant à l'ENP
Examineur	Mr .Mhamed BOUSBAI,	Maitre-assistant à l'ENP
Examineur	Mr .Bachir TOUAHAR,	Maitre-assistant à l'ENP

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

École Nationale Polytechnique



Filière : QHSE-GRI

Mémoire de projet de fin d'études

pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en QHSE-GRI

**MAÎTRISE DU RISQUE D'EXPLOSION AU
NIVEAU DES CHAUDIÈRES
Cas : FERTIAL Algérie**

Khalil HAMMAD

Proposé par : M .DOUAS Rabei (Coordinateur Système FERTIAL Annaba)

Présenté et soutenu publiquement le 20/06/2016

Composition du Jury :

Président	Mr .Abdelmalek CHERGUI,	Professeur à l'ENP
Rapporteur	Mr .Aboubakeur KERTOUS,	Maitre-assistant à l'ENP
Rapporteur	Mr .Mohamed BOUBAKEUR,	Maitre-assistant à l'ENP
Examineur	Mr .Mhamed BOUSBAL,	Maitre-assistant à l'ENP
Examineur	Mr .Bachir TOUAHAR,	Maitre-assistant à l'ENP

DÉDICACES

À mes parents

Mes frères et sœurs

Ma grande mère

Toute ma famille

Mon ami

REMERCIEMENTS

Le présent mémoire n'aurait pas vu le jour sans la contribution de nombreuses personnes à qui j'aimerais adresser mes vifs remerciements. En premier lieu, mes encadreurs académiques de l'École Nationale Polytechnique (ENP), Mr M.BOUBAKEUR et Mr A.KERTOUS pour leur soutien académique et moral.

Mes sincères remerciements à Mr A.CHERGUI Professeur à l'École Nationale Polytechnique, de l'honneur qu'il me fait d'avoir accepté de présider le jury, je remercie également Mr B.TOUAHAR et Mr M.BOUSBAI d'avoir accepté également d'examiner le présent travail.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude à l'égard de mon tuteur au sein du Complexe FERTIAL, Mr R.DOUBAS pour sa disponibilité, et sa précieuse aide pour réaliser mon projet, mes remerciements vont également à toute l'équipe de FERTIAL pour leurs grands efforts consentis pour la réalisation de ce projet sur terrain.

Avec beaucoup d'égards, nous ne manquerons pas d'exprimer notre reconnaissance à M^{me} S.ZEBOUDJ, et à tous les enseignants et administrateurs de l'ENP.

Mes remerciements vont aussi à ma famille, mes amis, ainsi qu'à toute personne ayant contribué de près ou de loin dans la réalisation de ce travail.

Khalil HAMMAD

ملخص

في إطار هذه الدراسة نهتم بالتحكم في مخاطرة الانفجار في قسم المولدات البخارية (مولد بخاري أ/ب) بمؤسسة فرتيال، عنابة. وقد أجريت دراسة HAZOP لتحديد جميع السيناريوهات وتفصيل مراحل حدوثها. وكذلك عملية انتقاء السيناريوهات على أساس التقدير. موضوع الدراسة هو تحليل طبقات الحماية LOPA للتحقق من المستوى المطلوب لتكامل السلامة (SIL مطلوب). نتائج وتحليل السيناريوهات أدى إلى العديد من المستويات أعلاهم هو المستوى الثالث الذي يمثل خطر غير مقبول. تحقيقا لهذه الغاية، تم تبرير الحاجة إلى إنشاء نظام السلامة المجهزة ذو المستوى الثالث. هذا الأخير يتكون من استشعاريين مبرمجين 2002 والعنصر النهائي مبرمج 2002 أما عنصر المعالجة المنطقي فهو مبرمج 1001. وهذا باستعمال عبارات حساب المعيار CEI61508 كما أن البيانات المختلفة ومعدلات الفشل مستوحاة من قواعد البيانات.

كلمات الدالة: مولد بخاري، انفجار، SIL، PFD، LOPA، SIS.

ABSTRACT

In this study, we are interested in controlling and mastering the risk of explosion at the steam boiler section (boiler A/B) –FERTIAL Annaba complex. A HAZOP study has been conducted in order to identify all scenarios and analyzing their chains, in addition to a selection of scenarios based on a quotation. The residual risk is the subject of LOPA study with the aim of verifying the required safety integrity level (the required SIL). The results and analysis of scenarios end in several SIL, such as the highest one: SIL3, which means that the risk is unacceptable. Accordingly, we have justified the necessity of establishing a safety instrumented system with an integrity level of 3. This latter consists of a sensor subsystem configured 2002, processing logic subsystem configured 1001 and as a final element; a subsystem also configured 2002. The data have been inspired from databases, especially the failure rates and calculations that are derived from the Annex B, chapter 6 of the IEC 61508 standard.

Key words: Steam boiler, explosion, SIL, PFD, LOPA, SIS.

RÉSUMÉ

Dans le cadre de cette étude, on s'intéresse à la maîtrise du risque d'explosion au niveau de la section chaudière à vapeur (chaudière A/B) du complexe FERTIAL Annaba. Une étude HAZOP a été faite pour identifier tous les scénarios et décortiquer leurs enchainements. Ainsi, une sélection des scénarios à la base d'une cotation. Le risque résiduel fait l'objet d'une étude LOPA dans le but de vérifier le niveau d'intégrité de sécurité requis (SIL requis). Les résultats et l'analyse des scénarios ont abouti à plusieurs SIL tels que le plus élevé est de SIL3 ce qui juge que le risque est inacceptable. À cette optique, on a justifié la nécessité de la mise en place d'un système instrumenté de sécurité de niveau d'intégrité 3. Ce dernier est composé d'un sous-système capteur configuré 2002, un sous-système traitement logique configuré 1001 et un sous-système élément final configuré aussi 2002. Les différentes données ont été inspirées des bases de données notamment les taux de défaillance et les calculs sont issus de la norme CEI 61508.

Mots-clés : Chaudière à vapeur, explosion, SIL, PFD, LOPA, SIS.

TABLE DES MATIERES

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES FIGURES

LISTE DES SIGLES

LISTE DES ABRÉVIATIONS

Introduction générale.....	15
Chapitre I Analyse des risques	17
Introduction	17
I.1 Système	17
I.2 Danger.....	17
I.3 Dommage.....	18
I.4 Phénomène dangereux	18
I.5 Risque	18
I.6 Scénario d'accident.....	19
I.7 Définition d'une explosion	20
I.8 Les types d'explosions.....	20
I.9 La détonation	20
I.10 La déflagration	21
I.11 Les limites d'explosivité	21
I.12 LIE.....	21
I.13 LSE.....	21
I.14 Modélisation des effets de surpression.....	22
I.15 Le choix des paramètres	22
I.15.1 Le choix de l'indice	22
I.15.2 Le degré d'encombrement	23
I.15.3 Le confinement	23
I.15.4 Évolution des surpressions aériennes depuis le centre de l'explosion.....	23
I.16 La méthode HAZOP.....	25
I.16.1 Définition	25
I.16.2 Objectifs	25
I.16.3 Secteurs d'activité.....	25
I.16.4 Déroulement.....	25
I.16.5 Méthodologie	26
I.16.6 Points forts de la méthode.....	26
I.16.7 Principe simple.....	26

I.16.8	Méthode systématique	27
I.16.9	Méthode pluridisciplinaire	27
I.16.10	Limites de la méthode	27
I.16.10.1	Consommatrice de temps	27
I.16.10.2	Qualitative ou non	27
I.16.10.3	Exigeante.....	28
Conclusion.....		28
Chapitre II	Évaluation du niveau d'intégrité de sécurité « SIL »	30
Introduction		30
II.1	Intégrité de sécurité	30
II.2	La fonction instrumentée de sécurité (SIF)	30
II.3	Détermination du SIL.....	30
II.3.1	La méthode LOPA (Layer Of Protection Analysis).....	31
II.4	Système instrumenté de sécurité (SIS).....	40
II.4.1	Définitions.....	40
II.4.2	Les composants d'un SIS	40
II.4.3	Définition des paramètres	41
II.4.3.1	Proportion de défaillances de cause commune non détectées (β).....	41
II.4.3.2	Taux de défaillance (λ)	41
II.4.3.3	Couverture du diagnostic (<i>DC</i>).....	41
II.4.4	Architectures pour le mode de fonctionnement faible demande.....	41
II.4.4.1	Architecture 1oo1	41
II.4.4.2	Architecture 1oo2.....	41
II.4.4.3	Architecture 2oo2.....	42
II.4.5	Procédure de calcul	42
Conclusion.....		43
Chapitre III	Présentation du complexe FERTIAL Annaba	45
III.1	Description des installations d'exploitation et de production	46
III.2	UNITÉ CENTRALE UTILITÉ (CU II).....	46
III.2.1	Section de pompage eau de mer.....	46
III.2.2	Section dessalement de l'eau de mer	47
III.2.3	Section déminéralisation	47
III.2.4	Section chaudière	47
III.2.5	Section turbo-alternateur.....	47
III.2.6	Section compression d'air.....	47
III.2.7	Circuit de refroidissement.....	48

III.3	Présentation du Process	48
III.3.1	Composition de section de chaudière.....	48
III.3.2	Description de la chaudière.....	48
III.3.3	Ballon supérieur :.....	48
III.3.4	Foyer ou Chambre de combustion	49
III.3.5	Ballon inférieur	49
III.3.6	Tubes d'alimentations	49
III.3.7	Tubes-écrans :	49
III.3.8	Bruleurs à gaz	49
III.3.9	Économiseur	49
III.3.10	Surchauffeurs et Désurchauffeurs :	49
III.3.11	Principe de fonctionnement	50
	Conclusion.....	50
Chapitre IV	Étude pratique sur l'installation (Chaudières A/B).....	53
IV.1	Modélisation des effets de surpression.....	53
IV.1.1	Valeurs de référence relatives aux seuils d'effets de surpression	53
IV.1.2	Les zones de surpression.....	53
IV.2	Mise en œuvre de la méthode HAZOP	55
IV.2.1	Mots clés	55
IV.2.2	Liste des nœuds.....	55
IV.2.3	Cotation.....	55
IV.2.4	Tableau HAZOP	58
IV.3	Mise en œuvre de la méthode LOPA	69
IV.3.1	Analyse des scénarios	69
IV.3.1.1	Scénario N° 01 :.....	69
IV.3.1.2	Scénario N° 02 :.....	72
IV.3.1.3	Scénario N° 03 :.....	74
IV.3.1.4	Scénario N° 04 :.....	76
IV.3.1.5	Scénario N° 05 :.....	79
IV.3.1.6	Scénario N° 06 :.....	81
	Conclusion.....	83
IV.4	Maîtrise de risque	84
IV.4.1	Donnés	84
IV.4.2	Construction d'un SIS	85
IV.4.2.1	Calcul de PFD _L	85
IV.4.2.2	Calcul de PFD _s	85
IV.4.2.3	Calcul de PFD _{FE}	86

IV.4.3	Calcul de PFD_{SYS}	87
IV.4.4	Mise en place du SIS.....	89
IV.4.5	Positionnement du SIS sur la conduite	91
	Conclusion.....	91
	Conclusion générale	93
	Bibliographie.....	94

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1 : Méthode HAZOP originelle (déterministe).....	27
Tableau 2 : Méthode HAZOP semi-quantitative (probabiliste).....	27
Tableau 3 : Notion d'indépendance des couches	33
Tableau 4 : Exemples de dispositifs et passifs	39
Tableau 5 : Définition du SIL selon la norme IEC 61511.....	39
Tableau 6 : Liste des capacités de production de chaque unité.....	46
Tableau 7 : Les effets de surpression sur l'homme et les structures	53
Tableau 8 : Paramètres et mots clés pour l'HAZOP	55
Tableau 9 : Les classes de probabilité	56
Tableau 10 : Les classes de gravité	57
Tableau 11 : Analyse du scénario N° 01	72
Tableau 12 : Analyse du scénario N° 02	74
Tableau 13 : Analyse du scénario N°03	76
Tableau 14 : Analyse du scénario N° 04	78
Tableau 15 : Analyse du scénario N° 05	80
Tableau 16 : Analyse du scénario N° 06	83
Tableau 17 : PFD du groupe logique.....	85
Tableau 18 : PFD du groupe de débitmètres	85
Tableau 19 : PFD du groupe des éléments finaux.....	86

LISTE DES FIGURES

Figure I-1 : Principe de la réduction des risques	19
Figure I-2 : Arbre de décision pour le choix de l'indice	22
Figure I-3 : Abaque relatif à la méthode Multi-Energie donnant les surpressions.....	23
Figure II-1 : Méthodes habituelles de réduction de risque rencontrées dans les industries de processus	32
Figure II-2 : Processus général de la méthode LOPA	37
Figure II-3 : Typologie des barrières de sécurité	38
Figure II-4 : Architecture d'un SIS	40
Figure II-5 : Diagramme du bloc physique 1001	41
Figure II-6 : Diagramme du bloc physique 1002	42
Figure II-7 : Diagramme du bloc physique 2002	42
Figure III-1 : Localisation de FERTIAL (ANNABA)	45
Figure III-2 : Schéma descriptif des principaux composants de la chaudière.....	50
Figure IV-1 : Les effets de surpression	54
Figure IV-2 : Les zones de surpression en fonction des distances d'une explosion retardée ...	54
Figure IV-3 : Matrice des risques.....	56
Figure IV-4 : Principe d'IPL selon le CCPs	69
Figure IV-5 : Description du scénario N° 01 suivant la méthode LOPA.....	71
Figure IV-6 : Description du scénario N° 02 suivant la méthode LOPA.....	73
Figure IV-7 : Description du scénario N° 03 suivant la méthode LOPA.....	75
Figure IV-8 : Description du scénario N° 04 suivant la méthode LOPA.....	77
Figure IV-9 : Description du scénario N° 06 suivant la méthode LOPA.....	82
Figure IV-10 : Représentation du principe de la solution de maîtrise (Simulink)	84
Figure IV-11 : Architecture du SIS proposé	88
Figure IV-12 : Architecture du SIS (Simulink).....	89
Figure IV-13: Logigramme présentant le fonctionnement du Switch.....	90
Figure IV-14 : Résultats d'exécution du programme Simulink.....	90
Figure IV-15 : Positionnement du SIS dans la conduite	92

LISTE DES SIGLES

<i>DC</i>	Couverture du diagnostic
<i>E</i>	Energie totale de l'explosion
<i>MTTR</i>	Mean Time To Repair
P_{at}	Pression atmosphérique
<i>R</i>	Distance du centre d'explosion
<i>R'</i>	Distance réduite
β	Proportion de défaillances de cause commune non détectées
λ	Taux de défaillance

LISTE DES ABRÉVIATIONS

APS	Automate Programmable de Sécurité
BCPS	Basic Process Control System
CCPS	Center for Chemical Process Safety
HAZOP	Hazard and Operability Analysis
IPL	Independent Protection Layer
LOPA	Layer Of Protection Analysis
MTTR	Mean Time To Repair
PFD	Probability of Failure on Demand
REx	Retour d'expérience
RRF	Risk Reduction Factor
SIF	Safety Instrumented Function
SIL	Safety Integrity Level
SIS	Safety Instrumented System
TL	Traitement Logique

Introduction générale

L'apparition des accidents majeurs impose aux industriels que leurs installations présentent le moins de risques possible durant toutes les phases de l'activité industrielle.

Un engagement de la haute direction sera donc nécessaire pour répondre à cette attente, mais il ne s'agit pas seulement de fournir des moyens, de protection et de prévention, il est demandé de donner des résultats concrets et démontrables.

Pour justifier d'un risque résiduel acceptable, une tendance naturelle pourrait être de chercher à valoriser un maximum de barrières. Une telle démarche peut malheureusement se révéler contre-productive car l'empilement des barrières ne garantit en rien d'une bonne maîtrise des risques. De surcroît, par ce raisonnement, on peut instaurer un faux sentiment de sur-sécurité et de provoquer finalement un accident.

Les normes CEI 61508 et CEI 61511 ont mis en lumière cette problématique en décrivant une démarche pour déterminer le niveau d'intégrité de sécurité requis (Safety Integrity Level) ou SIL requis.

Le complexe FERTIAL est un site qui a plusieurs unités composées de plusieurs sections. Ces dernières présentent des risques majeurs, selon la classification réglementaire (installation classée pour l'environnement), parmi lesquelles les chaudières.

Les bases de données relatives à l'accidentologie :

- La base ARIA : Analyse, Recherche et Information sur les Accidents
- Bureau d'Analyse des Risques et Pollutions Industriels (BARPI),

Elles ont montré par le Rex (le retour d'expérience), que l'explosion dans les chaudières à vapeur est un phénomène qui représente une probabilité considérable.

Pour cela, FERTIAL souhaite maîtriser ce risque en vérifiant tout d'abord le niveau d'intégrité de sécurité requis ensuite agir en fonction des résultats.

Dans notre étude, nous commençons par l'application de la méthode HAZOP pour sélectionner et décortiquer les scénarios qui mènent à l'explosion.

Nous introduisons aussi la notion des couches de protection traitée à travers l'application de la méthode semi-quantitative LOPA (Layer Of Protection Analysis) qui va nous aider à déterminer les SIL requis.

Nous utilisons les résultats de l'HAZOP comme éléments d'entrées de la méthode LOPA tel que recommandé par le CCPS, le centre qui a créé la méthode.

Suite aux résultats de la méthode LOPA, nous pouvons juger qu'un tel risque est acceptable ou non, nous décidons alors, que les barrières de sécurité qui ont été mises en place sont suffisantes ou pas.

À la fin de l'étude, nous proposons au complexe FERTIAL une solution de maîtrise pour éviter que l'explosion ne se produise.

Chapitre I

Analyse des risques

Chapitre I Analyse des risques

Introduction

Avant d'entamer une étude pareille, il faut préciser les définitions adoptées pour les utiliser durant toute la période d'application. Ainsi, pour éviter des débats qui peuvent influencer le bon déroulement et l'efficacité en vue d'atteindre les objectifs.

L'explosion est l'un des phénomènes dangereux que les industriels luttent contre. Elle est à l'origine des blessures graves pouvant être mortelles, des destructions au niveau des installations et des dommages pour l'environnement. Pour cela nous devons donner une importance considérable à la mise en place des moyens de protection et de prévention, pour éviter que de tel phénomène ne se produise.

La détermination des scénarios est une étape capitale dans le processus de la gestion des risques. Pour ce faire, le système « siège du danger » est modélisé et analysé pour définir comment son fonctionnement peut conduire à des dérives par rapport à l'intention de son concepteur.

L'HAZOP est l'outil adéquat (Crowl, 2001), qui répond à notre premier besoin, c'est-à-dire l'identification des scénarios et surtout les événements initiateurs qui mènent à la survenance d'accidents. Les événements initiateurs vont être les intrants de la méthode LOPA.

I.1 Système

Nombreuses définitions ont été établies parmi lesquelles on retient :

« Ensemble déterminé d'éléments discrets (composants, constituants) interconnectés ou en interaction (Vesely, Goldberg, Roberts, & Haasl, 1981) »;

« Formé d'éléments en interaction dynamique, un système correspond à une portion d'entité réelle, définie par une frontière établie en fonction d'un but, qui se distingue de son contexte ou de son milieu tout en procédant à des échanges avec son environnement (Walliser, 1977) » ;

Et pour la norme ISO 9000, un système est défini comme étant « un ensemble d'éléments corrélés ou interactifs (ISO, 2000) »

On peut considérer un système comme une boîte noire avec des éléments d'entrée et des éléments de sortie.

I.2 Danger

La notion du danger est l'un des concepts de base sur lesquels focalisent les industriels. À cet effet on donne la définition suivante :

« Source, situation, ou acte ayant un potentiel de nuisance en termes de préjudice personnel ou d'atteinte à la santé, ou une combinaison de ces éléments »(OHSAS18001, 2007)

I.3 Dommage

« Blessure physique ou atteinte à la santé des personnes, aux biens ou à l'environnement »(Michel, 2009)

I.4 Phénomène dangereux

La définition du phénomène dangereux selon MEDD (ministère de l'environnement, de l'énergie et de la mer en France) est : « ...libération d'énergie ou de substance produisant des effets susceptible d'infliger un dommage à des cibles vivantes ou matérielles sans préjuger l'existence de ces dernières ... » (Michel, 2009)

I.5 Risque

Le risque est une exposition à un danger, tel que la question qui se pose est combien de fois, ou à quelle durée ? Ainsi il connaitre les effets ou bien les dommages qui vont résulter à cette exposition.

On définit alors le risque :

Selon OHSAS 18001 le risque est une : « Combinaison de la probabilité de la survenue d'un ou plusieurs événements dangereux ou expositions à un ou à de tels événements et de la gravité du préjudice personnel ou de l'atteinte à la santé que cet événement ou cette/ces exposition(s) peuvent causer » (OHSAS18001, 2007)

« Combinaison de la probabilité d'occurrence d'un dommage et de la gravité de ce dernier »(CEI, 2003)

On matérialise les définitions précédentes par la formule :

$$R = P.G$$

*Équation
(IV.4.5.0-2)*

Telle que :

G : la gravité des conséquences ;

P : Probabilité d'occurrence.

Le principe de réduction des risques est le suivant : dans un premier lieu, il faut agir sur la probabilité à l'aide des barrières de prévention. En deuxième lieu il faut agir sur la gravité en faisant appel à des barrières de protection, la figure (I-1) illustre le principe :

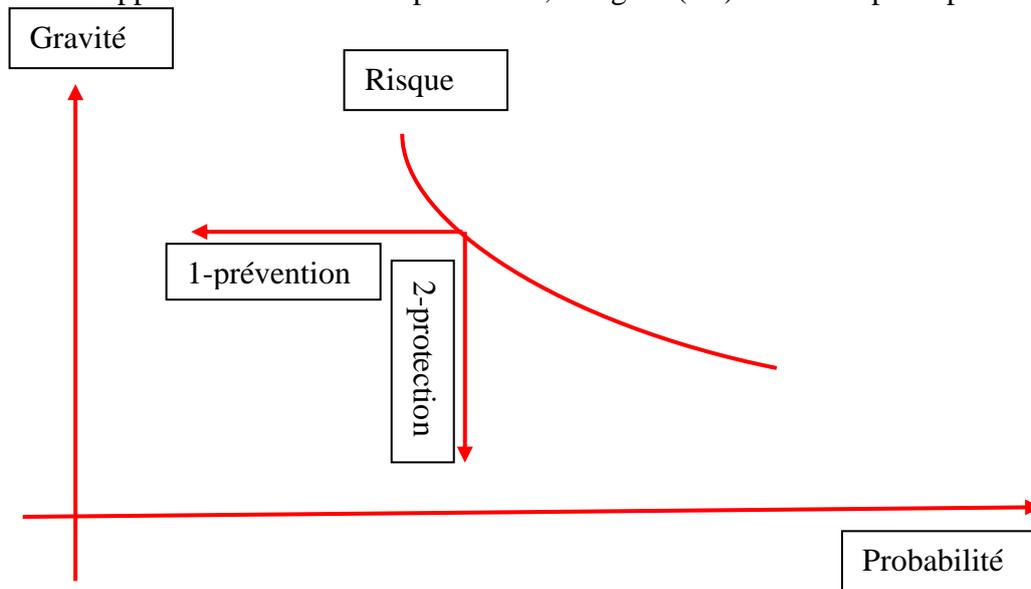


Figure I-1 : Principe de la réduction des risques

On retient alors la définition de la réduction de risque donnée par la norme ISO/CEI 73 :

« ...actions entreprises en vue de diminuer la probabilité, les conséquences négatives (ou dommages), associées à un risque, ou les deux...(Michel, 2009) ».

I.6 Scénario d'accident

« Scénario (plausible) : enchaînement d'événements conduisant d'un événement initiateur à un accident, dont la séquence et les liens logiques découlent de l'analyse de risques. En général, plusieurs scénarios peuvent mener à un même phénomène dangereux pouvant conduire à un accident : on dénombre autant de scénarios qu'il existe de combinaisons possibles d'événements y aboutissant »

I.7 Définition d'une explosion

Plusieurs définitions sont établies pour le mot « Explosion », parmi lesquelles nous citons :

« En champ libre, une explosion survient si une quantité suffisamment grande d'énergie est libérée, pendant un temps suffisamment court pour engendrer une onde de souffle qui se propage dans l'environnement à partir de la source d'émission appelée source de l'explosion» (Baker, 1973)

La définition donnée par le Groupement Français de Combustion est la suivante :

« Une explosion est une libération soudaine d'énergie plus ou moins confinée, plus ou moins maîtrisée, avec ou sans conséquences externes, l'explosion peut donner lieu à une onde de pression (onde de souffle), à une boule de feu. Dans le cas de l'explosion chimique, le processus de libération d'énergie peut être une déflagration ou une détonation »

« Une explosion d'origine chimique est une réaction rapide de combustion ou de décomposition entraînant une élévation de température et/ou de pression. »(Marc & Sallé, 2013)

I.8 Les types d'explosions

L'explosion d'un nuage gazeux n'est réalisable que si ce dernier est enflammé. Dès l'inflammation de ce nuage, se propage à travers celui-ci une zone de réaction exothermique, appelée onde de combustion.

L'explosion d'une charge gazeuse nécessite donc un apport d'énergie afin d'enflammer le combustible.

Selon la quantité d'énergie, deux régimes de propagation de l'onde de combustion sont possibles : la détonation et la déflagration.

I.9 La détonation

La détonation se produit si l'apport d'énergie dans le mélange gazeux est important.

Le Groupement Français de Combustion donne la définition suivante d'une détonation : « propagation plus ou moins autonome d'une zone de combustion couplée à un complexe d'ondes de choc qui la précède, se faisant avec une vitesse supérieure à la célérité du son par rapport au milieu réactif. Le mode de détonation est caractérisé par une augmentation de la pression et de la masse volumique en même temps qu'une décélération des gaz par rapport à la zone réactionnelle qu'ils traversent. Dans ce mode, la vitesse de propagation de la zone réactionnelle doit être supersonique par rapport aux gaz frais. Dans une détonation, la combustion procède par auto-inflammation du mélange comprimé par l'onde de choc associée».

D'après le Groupement Français de Combustion, l'énergie nécessaire pour amorcer la détonation dite énergie critique de détonation représente « l'énergie spécifique minimum nécessaire à la création de la détonation d'un système réactif donné ». Elle est dépendante de la nature des combustibles, des conditions initiales de pression et de température, de la symétrie considérée : plane (J/m^2), cylindrique (J/m) et sphérique (J). Elle est très délicate à

évaluer en raison de la diversité des systèmes d'amorçage (étincelle électrique, fil explosé, charge d'explosif condensé, focalisation laser...) dont les "rendements" énergétiques sont très mal connus. Pour les gaz et dans le cas d'une symétrie sphérique, l'énergie critique peut varier de quelques dixièmes de Joules (hydrocarbure/oxygène) à quelques méga-Joules (hydrocarbure/air).

La notion d'énergie critique de détonation est très importante pour toute démarche sécuritaire.

I.10 La déflagration

Si l'apport d'énergie est faible (par exemple une étincelle (Sophie, 2006) de quelques milli-Joules) au sein du milieu réactif, une onde de déflagration peut en résulter.

Selon le Groupement Français de Combustion, la déflagration est un « mode de propagation autonome subsonique de la réaction dans un milieu combustible (idéalement pré-mélangé) grâce à son couplage avec les mécanismes de transport de chaleur et de matière. Le mode de déflagration est caractérisé par une diminution de la pression et de la masse volumique en même temps qu'une accélération des gaz traversant la zone de réaction ». Dans le cas d'une déflagration, les mécanismes de production et conduction de la chaleur, et de transformation et diffusion des espèces chimiques assurent la propagation de l'onde de combustion. Ceux-ci sont concentrés dans une zone mince constituant l'onde de combustion proprement dite.

La vitesse de réaction chimique atteint sa vitesse maximale dans cette zone de flamme pouvant être assimilée à une discontinuité. De part et d'autre de cette zone, l'écoulement est non-réactif.

I.11 Les limites d'explosivité

I.12 LIE

La Limite Inférieure d'Explosivité ou d'Inflammabilité d'un gaz ou d'une vapeur dans l'air est la concentration maximale en volume dans le mélange au-dessus de laquelle il peut être enflammé (explosé).

I.13 LSE

La Limite Supérieure d'Explosivité ou d'Inflammabilité d'un gaz ou d'une vapeur dans l'air est la concentration maximale en volume dans le mélange au-dessous de laquelle il peut être enflammé (explosé).

I.14 Modélisation des effets de surpression

Selon la méthode Multi-Energie, une explosion de gaz n'est susceptible d'engendrer de fortes surpressions que si :

- les flammes atteignent une vitesse de propagation importante (plusieurs dizaines de m/s),
- ou si les gaz sont confinés par des parois solides.

Or, une flamme se propageant dans un mélange gazeux réactif accélère si le volume occupé par les gaz est caractérisé par la présence répétée d'obstacles et d'espaces partiellement confinés. Obstacles répétés et confinement « riment » donc avec vitesses de flamme et surpressions importantes.

Dans le cadre d'une application de la méthode Multi-Energie, la « violence » de l'explosion peut ensuite être caractérisée par un indice compris entre 1 et 10.

I.15 Le choix des paramètres

I.15.1 Le choix de l'indice

Selon (Mouilleau & Lechaudel, 1999), le choix de l'indice est fait à la base d'un arbre de décision représenté dans la figure (I-2) :

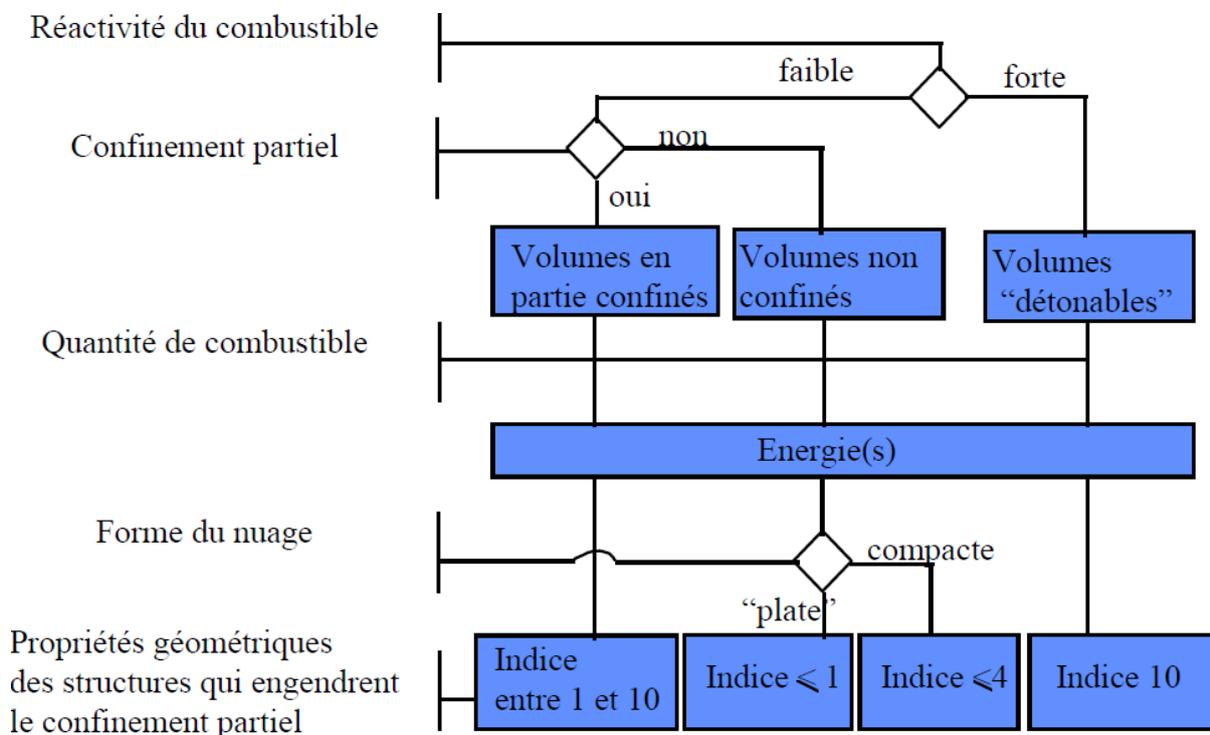


Figure I-2 : Arbre de décision pour le choix de l'indice (Mouilleau & Lechaudel, 1999)

I.15.2 Le degré d'encombrement

Selon « Kinsella, 1993 » (Mouilleau & Lechaudel, 1999), le degré d'encombrement est :

- fort lorsque le volume des obstacles correspond à plus de 30 % du volume total de la zone encombrée, l'espace entre obstacles étant inférieur ou égal à 3 m ;
- faible lorsque des obstacles existent mais que les conditions précédentes ne sont pas simultanément satisfaites ;
- inexistant lorsqu'il n'y a pas d'obstacle dans le nuage inflammable.

I.15.3 Le confinement

Toujours selon (Mouilleau & Lechaudel, 1999), le confinement est à considérer de façon « binaire » comme :

- existant lorsque le nuage inflammable est confiné par des surfaces solides sur 2 à 3 faces ;
- inexistant si la seule surface solide à considérer est le sol.

I.15.4 Évolution des surpressions aériennes depuis le centre de l'explosion

Plusieurs expériences ont été réalisées dans le but d'élaborer des modèles empiriques utilisés dans le calcul des surpressions en fonction des distances tel que l'abaque de surpression :

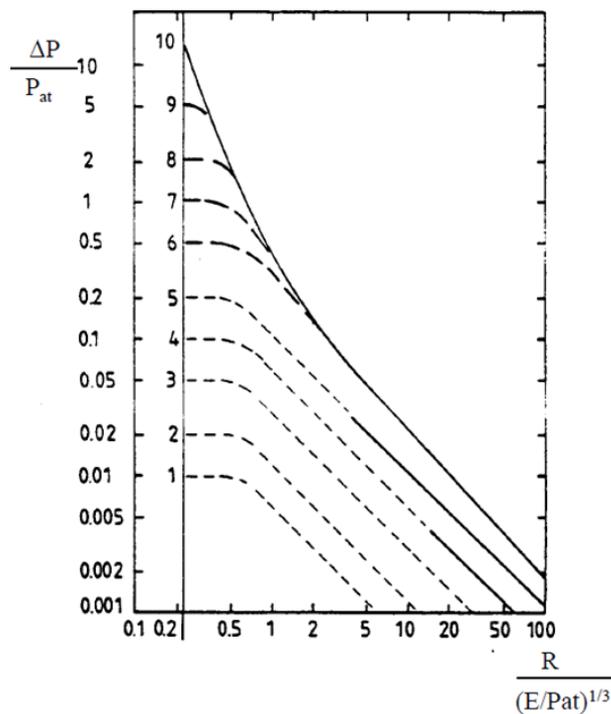


Figure I-3 : Abaque relatif à la méthode Multi-Energie donnant les surpressions (Mouilleau & Lechaudel, 1999)

On définit la distance réduite (Mouilleau & Lechaudel, 1999) comme suit :

$$R' = \frac{R}{\left(\frac{E}{P_{at}}\right)^{\frac{1}{3}}} \quad \text{Équation (I-1)}$$

Où :

R : Distance du centre de l'explosion (m) ;

E : L'énergie totale de l'explosion (j) ;

P_{at} : Pression atmosphérique (bar);

I.16 La méthode HAZOP

I.16.1 Définition

Méthode HAZOP (Michel, 2009) : « ... application d'un examen critique formel et systématique aux intentions du procédé et de l'ingénierie d'une installation neuve ou existante afin d'évaluer le potentiel de danger lié à la mauvaise utilisation, ou au mauvais fonctionnement, d'éléments d'équipement et leurs effets sur l'installation dans son ensemble... ».

I.16.2 Objectifs

La norme CEI 61882 définit les objectifs de la méthode HAZOP, à savoir :

- « ...identification des dangers potentiels dans le système. Le danger peut se limiter à la proximité immédiate du système ou étendre ses effets bien au-delà, comme dans le cas des dangers environnementaux... » ;
- « ...identification des problèmes potentiels d'exploitabilité posés par le système et, en particulier, l'identification des causes, des perturbations du fonctionnement et des déviations dans la production susceptibles d'entraîner la fabrication de produits non conformes ... » (Michel, 2009)

I.16.3 Secteurs d'activité

La méthode HAZOP est la méthode la plus répandue dans le monde pour la prévention des pertes. Elle aborde et étudie, aussi bien les risques pour la sécurité et la santé des personnes, que les risques pour l'environnement ou les risques financiers.

Elle s'applique, ou peut s'appliquer, à de nombreux systèmes industriels dits « thermo-hydrauliques » où des produits (liquides, gaz, solides) sont mis en mouvement dans des installations. Ces systèmes sont particulièrement adaptés car leur fonctionnement peut être facilement caractérisé par des grandeurs physiques mesurables (T, P, débit...), ainsi que par des enchaînements d'opérations (automatiques ou manuelles). Les analyses de risques de type HAZOP sont requises par l'Administration lorsque des procédés présentent des risques majeurs.

I.16.4 Déroulement

La mise en œuvre de l'HAZOP nécessite la constitution d'un groupe de travail rassemblant autour d'un animateur, garant de la méthode, une équipe pluridisciplinaire ayant une connaissance approfondie de l'installation décrite sur des plans détaillés. La méthode consiste à décomposer le système considéré en sous-ensembles, appelés « nœuds », puis à l'aide de mots-clés, ou mots guides, spécifiques à la méthode, faire varier les paramètres du système par rapport à ses points de consignes, appelées « intentions du procédé ».

On obtient ainsi une déviation dont l'équipe examinera les causes possibles et en déduira leurs conséquences potentielles pour l'ensemble du système, d'où l'emploi fréquent d'«analyse des déviations » pour caractériser la méthode HAZOP.

L'équipe se concentre alors sur les déviations conduisant à des risques potentiels pour la sécurité des personnes, des biens et de l'environnement. Elle examine et définit ensuite les actions recommandées pour éliminer, en priorité, la cause et/ou éliminer ou atténuer les conséquences.

L'analyse des déviations fait l'objet d'un enregistrement sous forme de tableaux des déviations, base indispensable pour la mise en place ultérieure des actions recommandées par le groupe de travail.

La méthode HAZOP conventionnelle comporte alors une estimation a priori de la probabilité d'apparition des déviations et de la gravité de leurs conséquences. On obtient une estimation semi-quantitative du risque, se poursuivant par une évaluation permettant de définir l'acceptabilité ou non du risque. On qualifie alors la méthode HAZOP de « probabiliste » par rapport à l'approche originelle qualifiée de « déterministe » (Michel, 2009).

I.16.5 Méthodologie

Comme toute méthode, l'HAZOP (probabiliste) suit des séquences bien déterminées qu'il faut les suivre par ordre suivant :

1. Sélectionner le premier nœud
2. Établir l'intention de conception et les conditions opératoires
3. Appliquer le premier mot-clé au premier paramètre
4. Identifier toutes les causes et les enregistrer : seules les causes dont l'origine est à l'intérieur du nœud sont prises en compte
5. Identifier la/les conséquence(s) sans barrière de protection. Les conséquences peuvent être à l'intérieur du nœud ou à l'extérieur du nœud. Dans la pratique, on se limitera aux nœuds voisins.
6. Évaluer la/les conséquence(s) et les fréquences, d'abord sans barrière de protection.
7. Lister toutes les barrières existantes.
8. Évaluer à nouveau la/les conséquence(s) et les fréquences, cette fois avec toutes les barrières de protection en place.
9. Si les barrières existantes sont jugées insuffisantes, les membres de l'équipe doivent se mettre d'accord sur les recommandations à prendre pour réduire le risque au niveau acceptable.
10. Continuer avec le mot-clé suivant. Après l'application de tous les mots guides sur le premier paramètre, continuer avec le paramètre suivant. Une fois tous les mots guides utilisés, continuer sur le prochain nœud jusqu'à couvrir tout le système étudié.

I.16.6 Points forts de la méthode

Selon Michel ROYER (Michel, 2009) la méthode a des points forts qu'on citera ci-dessous :

I.16.7 Principe simple

La méthode repose sur un principe simple, la déviation a priori de paramètres de fonctionnement d'une installation à l'aide d'une dizaine de mots-clés.

Les membres du groupe de travail ne nécessitent pas de recevoir de formation spéciale à la méthode. En revanche, le leader HAZOP doit avoir reçu une formation adaptée, si possible être garant de la méthode, et doit systématiquement en rappeler le principe au début de chacune des sessions.

I.16.8 Méthode systématique

L'utilisation des mots-clés appliqués aux paramètres permet une analyse systématique des déviations de procédé. En effet, en faisant varier ces deux notions (paramètres et mots-clés), on établit une liste, la plus complète possible, des dérives de fonctionnement d'un équipement, donc de dangers potentiels. Ainsi, l'analyse des risques du procédé est-elle des plus exhaustives, puisque non influencée par un type de danger plutôt qu'un autre.

Néanmoins, contrairement à la méthode AMDEC, la méthode HAZOP ne requiert pas de faire l'étude systématique des modes de défaillance de chaque composant d'un équipement.

I.16.9 Méthode pluridisciplinaire

L'analyse de risque réalisée par un groupe de travail pluridisciplinaire permet de pratiquer la technique du brainstorming, source de créativité et de prendre en compte les points de vue de chacun des membres.

De plus, les sessions permettent des échanges profitables pour les acteurs travaillant sur l'installation, en particulier pour les opérateurs de fabrication et la maintenance.

I.16.10 Limites de la méthode

I.16.10.1 Consommatrice de temps

La méthode HAZOP est parfois qualifiée de « lourde » ce qui la réserverait à l'analyse des systèmes à fort potentiel de risque. Cette critique est recevable car les deux étapes clés de la méthode, à savoir :

- la mobilisation d'une équipe pluridisciplinaire pendant de longues périodes,
- la collecte de nombreux documents pour modéliser l'installation, peuvent être effectivement consommatrices de temps.

I.16.10.2 Qualitative ou non

La méthode HAZOP originelle se limitait à l'identification des dangers et, pour ce faire, ne fait appel qu'à des notions qualitatives comme le montre le tableau 1. En revanche, la méthode HAZOP peut devenir « semi-quantitative » dès lors que l'on fait apparaître les notions de probabilité d'occurrence et de gravité des conséquences. La séquence s'étend, et devient alors celle présentée au tableau 2.

Nœud	Paramètres	Déviations	Causes	Conséquences	Recommandations

Tableau 1 : Méthode HAZOP originelle (déterministe)

Nœud	Paramètres	Déviations	Causes	Conséquences	Avant réduction			Protections			Après réduction			Recommandations
					G	P	R				G	P	R	

Tableau 2 : Méthode HAZOP semi-quantitative (probabiliste)

I.16.10.3 Exigeante

Le découpage du système en secteurs (nœuds ou opérations) ne permet pas toujours d'avoir une vision globale des risques, en particulier si le périmètre de l'étude est très étendu : les risques aux interfaces peuvent ne pas être pris en compte. Le choix des membres du groupe de travail HAZOP prend ici toute son importance.

Par ailleurs, la méthode fait plus souvent apparaître les défaillances d'équipements que les défaillances humaines comme causes des déviations, alors que le facteur humain est faillible. Il faut donc que le groupe de travail s'efforce de modifier cette tendance.

Conclusion

Dans ce chapitre nous avons introduit les notions essentielles dont on aura besoin dans la suite de notre travail. Nous nous sommes référés la plupart du temps aux normes ISO pour pouvoir suivre un consensus international et ne pas tomber dans la confusion qu'entraîne la multiplicité des définitions.

Une bonne explication des scénarios est nécessaire pour pouvoir les positionner et définir la probabilité d'occurrence en se référant aux deux limites d'explosivité et aussi à la modélisation des conséquences engendrées par un tel scénario en vérifiant chaque paramètre. Notre système est une chaudière, donc une installation confinée. D'où la nécessité de la méthode Multi-Energie.

La méthode HAZOP est une méthode systématique et un outil puissant dans le domaine des procédés utilisant des fluides. Elle nous a aidé à identifier toutes les causes des scénarios ainsi leurs enchainements, mais elle ne peut pas traiter les scénarios assez complexes.

On conclue que l'HAZOP est un élément très important qui fait l'objet d'une matière première pour l'étude LOPA.

Chapitre II

Évaluation du niveau d'intégrité de sécurité «SIL»

Chapitre II Évaluation du niveau d'intégrité de sécurité « SIL »

Introduction

Plusieurs équipements ou systèmes, appelés barrières de sécurité, sont implantés dans les process industriels dans le but d'assurer le fonctionnement en sécurité. Il est important que ces barrières répondent aux exigences de certaines normes et certains niveaux de performance. Pour cela il faut faire appel à la vérification du niveau d'intégrité de sécurité en utilisant une méthode semi-quantitative : LOPA.

II.1 Intégrité de sécurité

La norme CEI 61511 (CEI, 2003) définit l'intégrité de sécurité comme étant « probabilité moyenne pour qu'un système instrumenté de sécurité exécute de manière satisfaisante les fonctions instrumentées de sécurité (SIF) requises, dans toutes les conditions spécifiées et dans une période de temps spécifiée »

II.2 La fonction instrumentée de sécurité (SIF)

Suite à la définition précédente on voit très bien que l'intégrité de sécurité dépend directement au bon fonctionnement des fonctions instrumentées de sécurité constituant le SIS, pour cela on évoque la notion du SIF :

C'est une fonction de sécurité avec un niveau d'intégrité de sécurité spécifié, nécessaire pour atteindre la sécurité fonctionnelle. Une fonction instrumentée de sécurité peut être, soit une fonction de protection instrumentée de sécurité, soit une fonction de commande instrumentée de sécurité.(CEI, 2003)

II.3 Détermination du SIL

Selon la norme CEI 61511 le niveau d'intégrité de sécurité (SIL) est : « niveau discret (parmi quatre possibles) permettant de spécifier les exigences concernant l'intégrité de sécurité des fonctions instrumentées de sécurité, à allouer aux systèmes instrumentés de sécurité. Le niveau d'intégrité de sécurité 4 possède le plus haut degré d'intégrité ; le niveau 1 possède le plus bas »(CEI, 2003).

Les normes internationales de sécurité fonctionnelle CEI 61508 et CEI 61511 définissent une démarche d'analyse du niveau d'intégrité d'un système de sécurité. Elles nous aident suite à une démarche bien définie, à déterminer le niveau d'intégrité de sécurité (SIL) pour une fonction instrumentée de sécurité. La norme CEI 61511 décrit différentes méthodes de détermination de SIL, mais aucune n'est à privilégier.

Dans cette étude on va détailler une approche semi-quantitative (Olivier, 2012) « LOPA » (Layer of Protection Analysis).

II.3.1 La méthode LOPA (Layer Of Protection Analysis)

Contrairement aux techniques d'évaluation des risques purement qualitatives, l'analyse des couches de protection permet d'estimer la fréquence d'un événement redouté. Cette méthode intègre les couches de protection de l'entreprise, tant organisationnelles¹ que techniques. La méthode LOPA évalue la réduction du risque en analysant la contribution des différentes couches (des caractéristiques intrinsèques du process jusqu'aux mesures de secours) en cas d'accident. Elle est utilisée pour déterminer quel SIL est assigné à chaque FIS et elle permet de déterminer combien de couches de protection sont nécessaires pour ramener le risque à un niveau tolérable. L'objectif est de calculer le risque résiduel exprimé en fréquence d'accident par an, ce qui impose de quantifier les fréquences d'occurrence des événements initiateurs et les probabilités de défaillances de chaque couche.

a) Description des différentes couches de protection

Dans le cadre de la réduction des risques, on est amené à mettre en place différentes barrières prévues, soit pour agir sur la probabilité d'un accident (barrière de prévention), soit sur la gravité (barrière de mitigation et de protection).

Pour cela, la méthode LOPA introduit le concept de « couches de protection » présenté en Figure (II-1) selon la **norme CEI61511**.

Ce concept repose sur le principe que les moyens mis en œuvre dans le but de réduire les risques sont nombreux et diversifiés. 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.

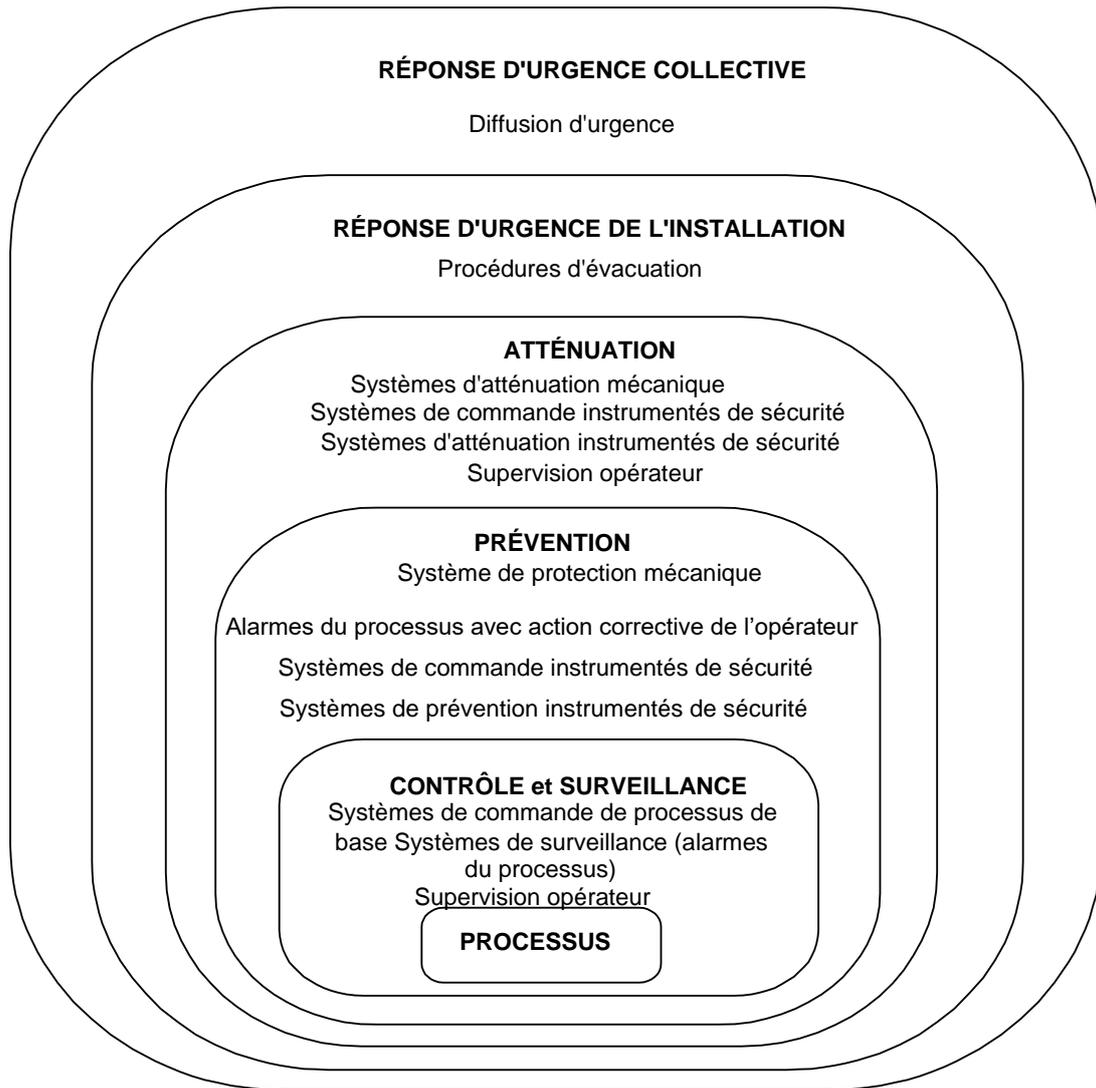


Figure II-1 : Méthodes habituelles de réduction de risque rencontrées dans les industries de processus (CEI, 2003)

b) La couche de protection indépendante IPL

Une couche de protection indépendante (IPL) correspond à un équipement, un système ou une action capable de prévenir la survenue des conséquences associées à un scénario d'accident. Elle doit être indépendante de l'événement initiateur mais aussi de toutes les autres couches de protection associées au scénario.

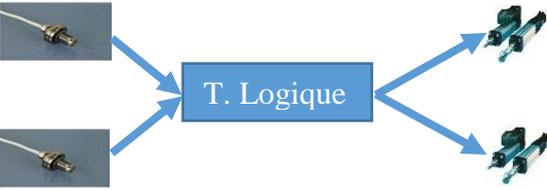
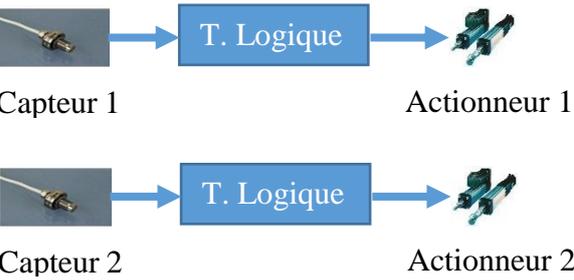
Type d'architecture	Indépendance
 <p>Capteur → T. Logique → Actionneurs 1,2</p>	Une seule couche car : <ul style="list-style-type: none"> – même paramètre physique à l'origine de la commande des deux actionneurs – logique de traitement de l'information commune aux deux actionneurs.
 <p>Capteurs 1,2 → T. Logique → Actionneurs 1,2</p>	Une seule couche car : <ul style="list-style-type: none"> – logique de traitement de l'information commune aux deux actionneurs.
 <p>Capteur 1 → T. Logique → Actionneur 1 Capteur 2 → T. Logique → Actionneur 2</p>	Deux couches indépendantes car : <ul style="list-style-type: none"> – paramètres physiques différents à l'origine de la commande des deux actionneurs – logique de traitement de l'information spécifique à chacun des actionneurs. Donc : IPL

Tableau 3 : Notion d'indépendance des couches

c) Les étapes d'application de la méthode LOPA

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 (Olivier, 2012) sont les suivantes :

1. Sélection d'un scénario d'accident :

La méthode LOPA traite les scénarios d'accident les uns après les autres. Les scénarios à étudier à l'aide d'une LOPA peuvent être le résultat d'une phase d'analyse préliminaire telle que l'HAZOP. Les scénarios sont alors ceux qui ont été identifiés par le groupe de travail comme devant faire l'objet d'une analyse complémentaire. Ce besoin peut se justifier soit par la complexité du scénario, soit par son niveau de gravité. En effet, il est possible que le groupe de travail considère que l'analyse de certains scénarios doit faire l'objet d'une analyse plus détaillée en termes de fréquence d'occurrence et de gravité. Un scénario pourra aussi faire

l'objet d'une LOPA si une recommandation de mise en place d'une nouvelle barrière de sécurité a été faite en fin d'HAZOP.

2. Identification de l'ensemble des événements initiateurs pouvant être à l'origine du scénario d'accident :

Les événements initiateurs sont les événements susceptibles d'être à l'origine de réalisation du scénario d'accident qui mène à la conséquence étudiée. Dans le cas où plusieurs événements initiateurs mènent à la même conséquence, ils doivent être traités de manière indépendante. Lorsque la LOPA fait suite à une HAZOP, les événements initiateurs peuvent être sélectionnés en se référant aux causes identifiées dans l'HAZOP. Sinon, il est aussi possible d'utiliser des listes d'événements initiateurs « types » à étudier. Dans (Crowl, 2001), le CCPs précise que le déclenchement intempestif d'une IPL ne doit pas être considéré comme un événement initiateur.

En revanche, ce type d'initiateur devra être pris en compte lors de l'analyse des scénarios d'accident pouvant survenir durant les phases de redémarrage (entre autres lors de l'évaluation de la fréquence d'occurrence des phases de redémarrage).

3. Évaluation de la gravité des conséquences associées au scénario d'accident :

Cette étape est certainement la moins « bornée » de toute la méthode. Tout d'abord, il est nécessaire de définir la manière dont la gravité des conséquences sera déterminée. Deux approches coexistent :

- évaluation de la gravité au regard de l'intensité des phénomènes dangereux. Par exemple, pour une perte de confinement, l'évaluation de la gravité pourra se faire en se basant sur le débit de fuite ou bien sur la masse de produit relâchée

- évaluation de la gravité par rapport à une estimation des dommages consécutivement à la réalisation du scénario d'accident. Les dommages peuvent être évalués au regard des conséquences sur les hommes (morts ou blessés), sur l'environnement (pollution) ou encore financières (perte d'exploitation, dommages sur les équipements, etc.).

Dans les deux approches précédentes, l'évaluation de la gravité se fait généralement en se référant à des tables qui ont pour objectif d'orienter les choix du groupe de travail. Dans certains cas, la réalisation de modélisations pour évaluer l'intensité des phénomènes dangereux pourrait être envisagée. En revanche, dans ce cas, l'évaluation de la gravité ne pourrait pas se faire en temps réel et demanderait donc à être revalidée par le groupe de travail.

4. Identification de l'ensemble des mesures (ou couches de protection) qui permettent de prévenir du déroulement du scénario d'accident :

Les barrières valorisées dans une LOPA peuvent être de plusieurs types. L'une des particularités de la méthode est d'intégrer les barrières organisationnelles. De même, la conception du procédé et son système de conduite (BPCS) pourront être valorisés comme des barrières. Il est important de rappeler que la LOPA impose :

- que les barrières soient indépendantes les unes des autres ;
- que les barrières soient indépendantes de l'événement initiateur (IPL).

Ce critère d'indépendance amène à la préconisation suivante :

lorsque la défaillance du système de conduite BPCS est à l'origine de l'événement initiateur, celui-ci ne peut être valorisé comme barrière (approche recommandée par le CCPs dans (Crowl, 2001)).

Lors de la sélection des barrières, il est important de conserver à l'esprit la nécessité :

- de vérifier le bon dimensionnement de la barrière vis-à-vis de l'événement initiateur ;
- de documenter la justification des critères de performances alloués aux barrières car celles-ci pourront être « auditées » ;
- de pouvoir justifier du maintien dans le temps des critères de performance des barrières.

5. Évaluation de la fréquence des événements initiateurs :

L'évaluation de la fréquence d'occurrence des événements initiateurs peut se faire à l'aide de valeurs d'occurrence déduites du retour d'expérience du site, du retour d'expérience d'un secteur d'activité ou encore d'avis d'expert. En l'absence de données spécifiques, des tables récapitulant des ordres de grandeur de fréquences pour des événements initiateurs « types » peuvent être utilisées (généralement, ces tables reprennent des valeurs issues de banques de données reconnues).

6. Évaluation des probabilités de défaillances à la sollicitation allouées aux différentes mesures :

Dans la méthode LOPA, l'évaluation des probabilités de défaillances se fait à l'aide de valeurs « types » proposées dans l'ouvrage du CCPs (Crowl, 2001). L'utilisation de ces valeurs permet d'éviter de recourir à des méthodes de calcul lourdes. En revanche, il est important de conserver à l'esprit que ces valeurs ne constituent que des ordres de grandeur et qu'en fonction du contexte d'utilisation, de la politique de maintenance et de test des barrières, ces valeurs peuvent se révéler minorantes ou au contraire majorantes. Ce dernier point est aussi vrai pour les barrières organisationnelles ; en fonction du niveau de formation des opérateurs, les valeurs de probabilités d'erreur humaine peuvent être très différentes.

7. Évaluation de la fréquence d'occurrence du scénario d'accident en prenant en compte le facteur de réduction lié aux mesures mises en place (fréquence résiduelle) :

L'évaluation de la fréquence d'occurrence du scénario d'accident se calcule à partir de la connaissance de la fréquence de l'événement initiateur et des probabilités de défaillances des barrières.

8. Définition des besoins en termes de barrières supplémentaires :

La fréquence d'occurrence évaluée à l'étape 7 est comparée à une fréquence cible qui a été définie au début de l'analyse. Pour déterminer cette fréquence cible, un référentiel d'acceptabilité des risques est utilisé. À partir de la connaissance de la gravité des conséquences, il est possible d'en déduire la fréquence d'occurrence maximale admissible pour que le scénario soit en zone de risque acceptable. Ce référentiel d'acceptabilité des risques peut être, soit interne à un groupe, soit imposé par la réglementation en vigueur.

Si la fréquence d'occurrence du scénario est inférieure à la fréquence cible, la criticité du scénario est jugée acceptable et l'analyse s'arrête. Dans le cas contraire, deux solutions :

- envisager de mettre en place une nouvelle barrière ;
- envisager de modifier le procédé.

La seconde solution est rarement retenue car si la LOPA est menée dans une phase avancée d'un projet (ou sur une installation existante), la première solution sera toujours préférée. La seconde solution ne semble envisageable que dans les cas suivants :

- la LOPA est menée dans une phase de conception où il est encore possible de modifier les choix de conception ;
- la criticité d'un scénario est inacceptable et aucune barrière supplémentaire ne peut être mise en œuvre.

Lorsque la mise en place d'une nouvelle barrière est proposée, il est alors nécessaire de réévaluer la fréquence d'occurrence du scénario.

Les étapes précédentes ont été récapitulées dans le schéma suivant :

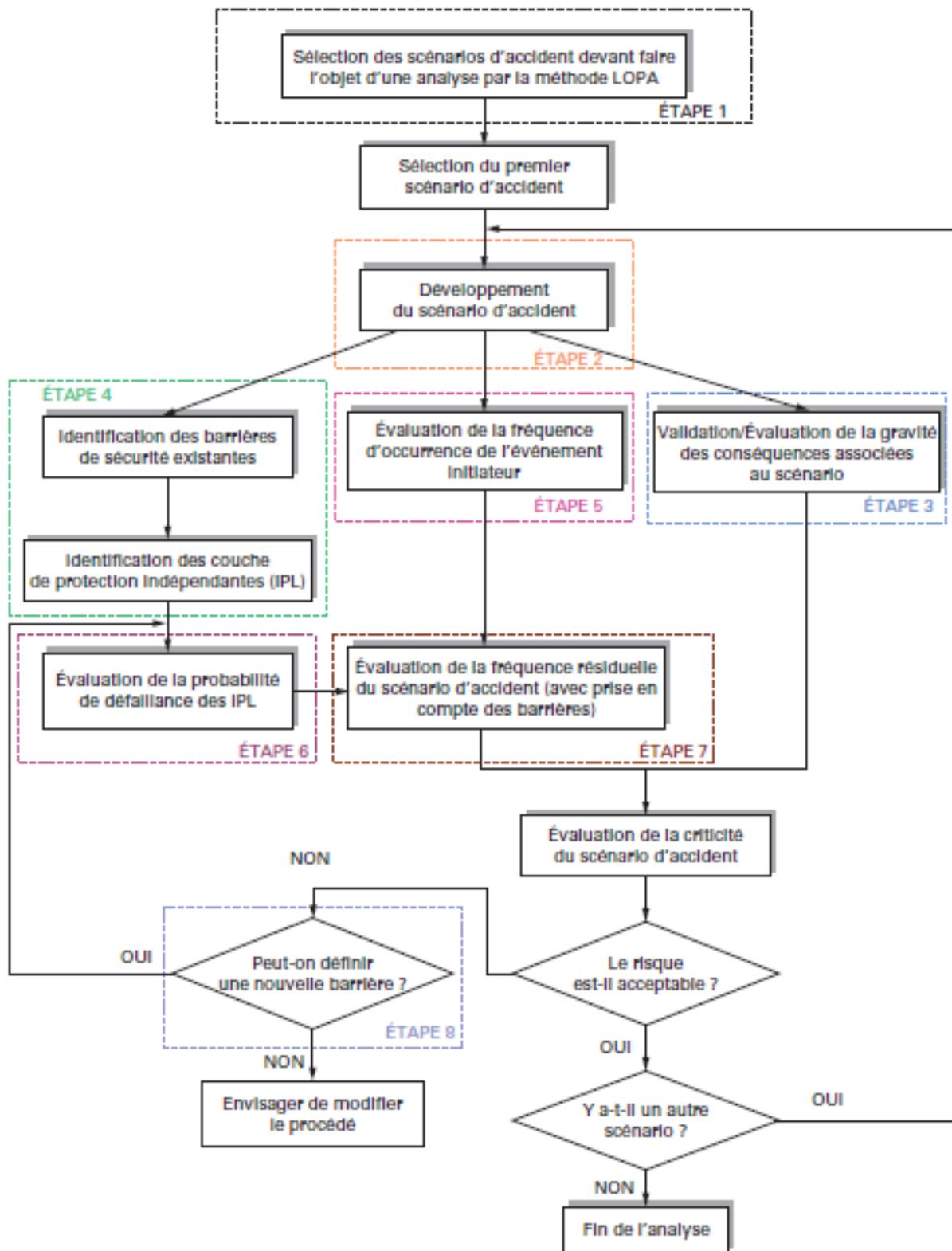


Figure II-2 : Processus général de la méthode LOPA (Olivier, 2012)

d) Barrières techniques de sécurité (BTS)

Selon $\Omega 10$ (INERIS, 2008) les barrières de sécurité (ou mesures de maîtrise des risques) sont de trois types:

- les barrières techniques,
- les barrières humaines,
- les barrières qui font intervenir les barrières techniques et humaines. Ces barrières sont appelées systèmes à action manuelle de sécurité.

Dans la catégorie des barrières techniques de sécurité, il peut s'agir de dispositifs de sécurité ou de systèmes instrumentés de sécurité.

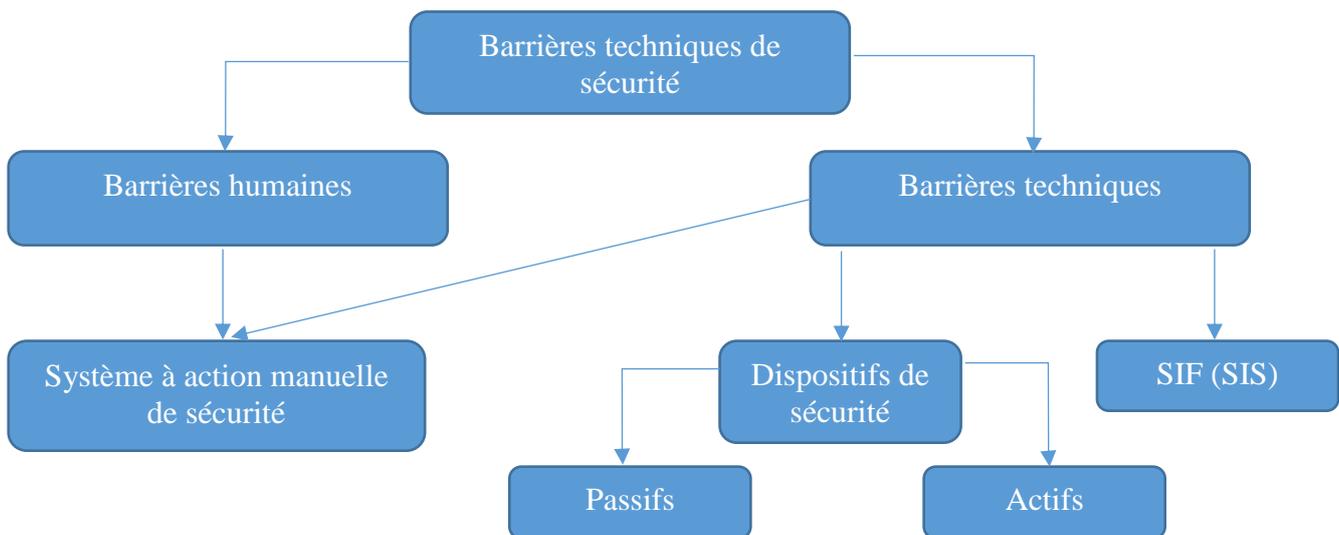


Figure II-3 : Typologie des barrières de sécurité

Selon $\Omega 10$ un dispositif de sécurité est en général un élément unitaire, autonome, ayant pour objectif de remplir une fonction de sécurité, dans sa globalité.

On distingue deux types de dispositifs de sécurité :

- Les **dispositifs passifs** : qui ne mettent en jeu aucun système mécanique pour remplir leur fonction et qui ne nécessitent ni action humaine (hors intervention de type maintenance), ni action d'une mesure technique, ni source d'énergie externe pour remplir leur fonction. On retrouve notamment dans cette catégorie les cuvettes de rétention, les disques de rupture, les arrête-flammes ainsi que les murs coupe-feu.
- Les **dispositifs actifs** qui mettent en jeu des dispositifs mécaniques (ressort, levier...) pour remplir leur fonction. On retrouve notamment dans cette catégorie les soupapes de décharge et les clapets limiteurs de débit. Ils peuvent nécessiter une source d'énergie externe pour fonctionner.

On site quelques exemples d'illustration :

Dispositif actif	Dispositif passif
Soupape de sécurité	Cuvette de rétention
Clapet anti-retour	Évent
Clapet excès de débit	Réducteur de débit
Évent de respiration avec ressort	Écran de protection
Double clapet de rupture	Disque de rupture

Tableau 4 : Exemples de dispositifs et passifs

À ce stade il faut mettre en évidence une notion : une vanne de sécurité n'est pas considérée comme un dispositif de sécurité, car elle n'assure pas à elle seule une fonction de sécurité dans sa globalité. Il faut une action humaine et/ou une source d'énergie externe pour l'actionner. (Voir Chapitre SIS).

Une barrière est dite performante si elle vérifie les trois critères suivants :

- L'efficacité : est l'aptitude de la barrière de sécurité à remplir la fonction de sécurité pour laquelle elle a été choisie, dans son contexte d'utilisation et pendant une durée donnée de fonctionnement.
- Temps de réponse : correspond à l'intervalle de temps entre le moment où une barrière de sécurité, dans un contexte d'utilisation, est sollicitée et le moment où la fonction de sécurité assurée par cette barrière de sécurité est réalisée dans son intégralité.
- Probabilité de défaillance : on distingue deux types :
 - Probabilité de défaillance lors d'une sollicitation (PFD) : Elle correspond à l'indisponibilité du système relatif à la sécurité à un instant donné.
 - Probabilité de défaillance moyenne lors d'une sollicitation (PFD_{avg}) : C'est la valeur moyenne de la PFD sur un intervalle de temps donné.

e) Définition du SIL

Pour chaque fonction instrumentée de sécurité fonctionnant en mode de sollicitation, le SIL requis doit être spécifié en accord avec le tableau 5 :

Niveau d'intégrité de sécurité (SIL)	Probabilité de défaillance moyenne cible lors d'une sollicitation
4	$10^{-5} \leq \text{PFD}_{\text{avg}} < 10^{-4}$
3	$10^{-4} \leq \text{PFD}_{\text{avg}} < 10^{-3}$
2	$10^{-3} \leq \text{PFD}_{\text{avg}} < 10^{-2}$
1	$10^{-2} \leq \text{PFD}_{\text{avg}} < 10^{-1}$

Tableau 5 : Définition du SIL selon la norme IEC 61511 (CEI, 2003)

II.4 Système instrumenté de sécurité (SIS)

II.4.1 Définitions

Une boucle composée d'une combinaison de trois sous-systèmes : capteur(s), unité(s) de traitement et élément(s) final(aux), dont l'objectif est d'assurer le fonctionnement en sécurité d'un process.

La norme CEI 61511 (CEI, 2003) adopte la définition suivante :

« Un système instrumenté est utilisé pour mettre en œuvre une ou plusieurs fonctions instrumentées de sécurité. Un SIS se compose de n'importe quelle combinaison de capteur(s), d'unité(s) logique(s) et d'élément(s) final(aux) »

Selon la norme CEI 61508 (CEI, 1998) « un système E/E/PE (électrique/ électronique/ électronique programmable) relatifs aux applications de sécurité comprend tous les éléments du système nécessaires pour remplir la fonction de sécurité ».

II.4.2 Les composants d'un SIS

Un SIS est composé de trois sous-systèmes comme détaillé dans la Figure (II-4) :

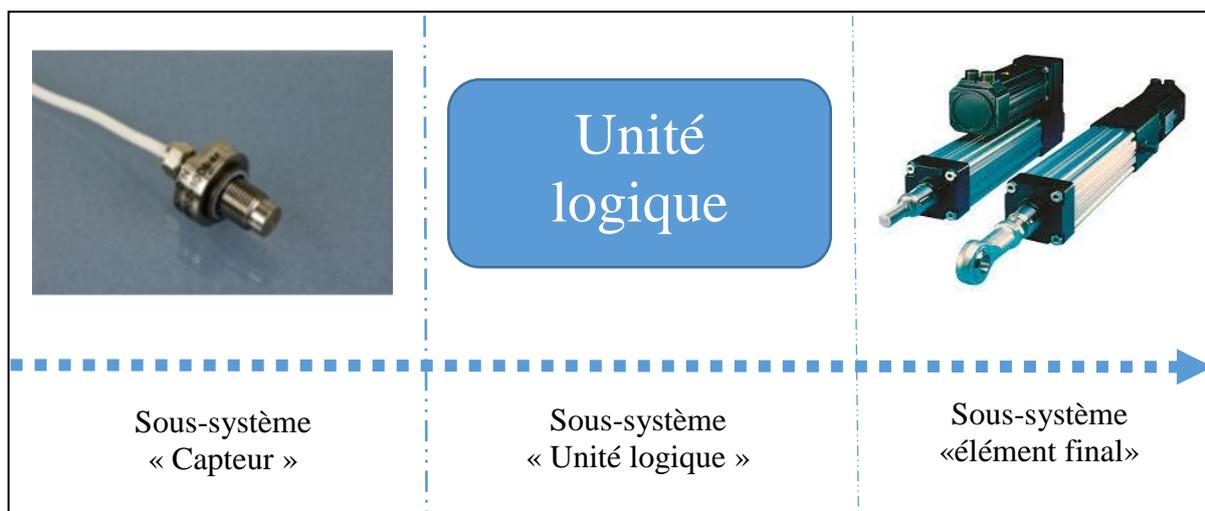


Figure II-4 : Architecture d'un SIS

- Sous-système « capteur » : est une entité (équipement ou ensemble d'équipements) qui mesure l'état d'un paramètre du process.
- Sous-système « unité logique » : c'est l'entité qui traite l'information provenant du sous-système « capteur », la compare avec les seuils ensuite prend la décision.
- Sous-système «élément final» : c'est l'action physique, suite à la décision du sous-système « unité logique », qui assure la sécurité.

II.4.3 Définition des paramètres

II.4.3.1 Proportion de défaillances de cause commune non détectées (β)

Selon la norme CEI 61508 : c'est un facteur fréquemment utilisé dans la modélisation des défaillances de cause communes. Ceci permet d'estimer le taux de défaillances de cause commune applicable à deux systèmes ou plus fonctionnant en parallèle à partir du taux de défaillance aléatoire du matériel de l'un de ces systèmes. On peut affecter à ce paramètre trois valeurs : 2%, 10% et 20%.

II.4.3.2 Taux de défaillance (λ)

Le terme MTTR (mean time to repair) est la durée moyenne jusqu'à la réparation d'une entité réparable. (Gilles, 2009)

II.4.3.3 Couverture du diagnostic (DC)

La norme CEI61508 définit le taux de couverture comme suit :

«Le rapport du taux de défaillance des pannes dangereuses détectées (par un test de diagnostic) sur le taux de défaillance total des pannes dangereuses (détectées et non détectés).

II.4.4 Architectures pour le mode de fonctionnement faible demande

Il existe plusieurs architectures parmi lesquelles on site :

II.4.4.1 Architecture 1oo1

Cette architecture comprend un seul élément, et toute défaillance dangereuse empêche le traitement correct de tout signal d'alarme valide.

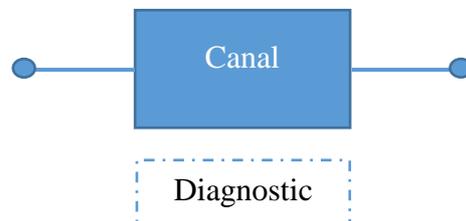


Figure II-5 : Diagramme du bloc physique 1oo1

II.4.4.2 Architecture 1oo2

Cette architecture comprend deux canaux connectés en parallèle de façon que chacun puisse traiter la fonction de sécurité. Ainsi, il faudrait qu'il y ait une défaillance dangereuse dans les deux canaux pour qu'un signal d'alarme valide ne soit pas traité correctement. On suppose que tout test de diagnostic ne révélerait que les anomalies découvertes et ne modifierait pas les états de sortie ou la logique majoritaire des sorties.

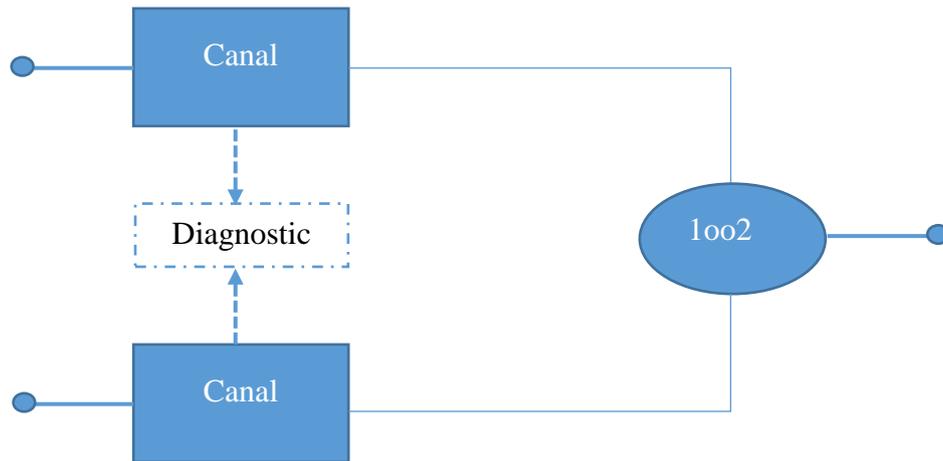


Figure II-6 : Diagramme du bloc physique 1oo2

II.4.4.3 Architecture 2oo2

Cette architecture comporte deux canaux connectés en parallèle de sorte qu'il est nécessaire que les deux canaux demandent la fonction de sécurité avant que celle-ci ne survienne.

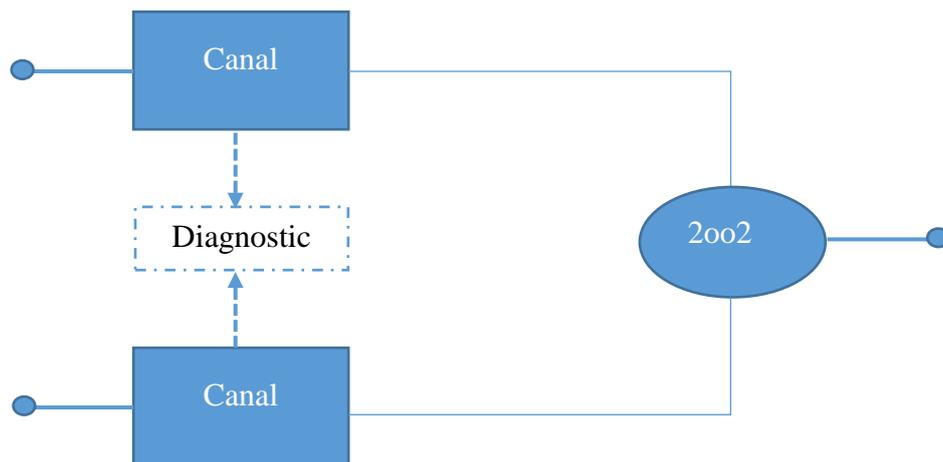


Figure II-7 : Diagramme du bloc physique 2oo2

II.4.5 Procédure de calcul

La probabilité moyenne de défaillance sur demande d'une fonction de sécurité du système électriques/électroniques/électroniques programmables (E/E/PE) relatif à la sécurité est déterminée par le calcul et la combinaison de la probabilité moyenne de défaillance sur demande pour tous les sous-systèmes assurant ensemble la fonction de sécurité. Cela peut être exprimé par la formule suivante :

$$PFD_{SYS} = PFD_S + PFD_L + PFD_{FE}$$

Équation (II-1)

Où

- PFD_{SYS} : est la probabilité moyenne de défaillance sur demande d'une fonction de sécurité du système E/E/PE relatif à la sécurité ;
- PFD_S : est la probabilité moyenne de défaillance sur demande du sous-système capteur ;
- PFD_L : est la probabilité moyenne de défaillance sur demande du sous-système logique ;
- PFD_{FE} : est la probabilité moyenne de défaillance sur demande du sous-système élément final.

Pour les architectures usuelles (1001, 1002, 1002D, 2003, 1003), la norme CEI 61508 contient des tableaux, chapitre 6 - Annexe B, qui facilitent les calculs, il suffit d'avoir les paramètres définis précédemment ($\beta, \lambda, DC, MTTF$) et ensuite faire une projection sur le tableau adéquat pour tirer les PFD_G (PFD_S, PFD_L, PFD_{FE}).

Conclusion

La méthode LOPA est un outil très puissant qui nous aide à déterminer le niveau d'intégrité de sécurité requis (SIL requis) avec une démarche semi-quantitative et en utilisant les bases de données cela est très pratique, surtout dans le cas où on n'a pas suffisamment de données.

D'autre part, la détermination du SIL requis montre à l'employeur la nécessité ou non de la mise en place des barrières de sécurité et plus précisément le niveau d'intégrité de sécurité exigé pour que la barrière soit satisfaisante et ainsi d'établir ou maintenir les processus dans un état de sécurité.

Chapitre III
Présentation du complexe
FERTIAL Annaba

Les capacités de production des différentes unités sont reprises ci-dessous :

Unités	Capacité de traitement
Une unité d'ammoniac (procédé Kellogg)	1000 t/j
Un stockage d'ammoniac	20000 t/j
Une unité d'acide nitrique composé de 2 lignes de fabrication	400 t/j/l
4 bacs de stockage d'acide nitrique	660 m ³
Une unité de nitrate d'ammonium composé de 2 lignes de fabrication	500 t/j/l
Une unité de NPK	1050 j
4 unités de dessalement eau de mer	200 t/h
2 chaudières Babcock	70 t/h (par chaudière)
1 Chaudière Satandard Kecal	70 t/h

Tableau 6 : Liste des capacités de production de chaque unité

III.1 Description des installations d'exploitation et de production

Durant la phase de conception, les équipements suivants ont été installés :

- une unité d'ammoniac de 1000 tonnes/jour - Procédé Kellogg ;
- un réservoir de stockage d'ammoniac de 20.000 T ;
- une unité d'acide nitrique de 400 tonnes/jour- Procédé STAMI CARBON ;
- des réservoirs de stockage d'acide nitrique 660 m³ ;
- une unité de nitrate d'ammonium prillé de 500 tonnes/jour - Procédé STAMI CARBON ;
- un centre de conditionnement et de stockage de nitrate d'ammonium ;
- une unité d'engrais phosphatés de type de NPK de 1050 tonnes/jour – procédé Pechiney Saint-Gobain ;
- une plateforme en matière d'énergie électrique, vapeur, eau déminéralisée, eau dessalée, air service et air comprimé. (UNITÉ CENTRALE UTILITÉ CU II) ;

Dans notre étude on s'intéresse à l'unité CU II.

III.2 UNITÉ CENTRALE UTILITÉ (CU II)

La centrale est une unité motrice et primordiale pour complexe de production. Elle a pour but de satisfaire le besoin du complexe en matière utilités telles que : eau, vapeur, électricité.

III.2.1 Section de pompage eau de mer

Cette section a pour but de produire au complexe une eau de mer qui répond aux conditions de l'Unité de dessalement.

Ceci est réalisé par le pompage d'eau de mer du port (station de pompage) au complexe dans les conditions de pression et de débit demandé. L'eau de mer provenant du port, pénètre dans la cheminée d'équilibre, ou un partage de cette dernière se fait dans trois compartiments selon le besoin des utilités.

III.2.2 Section dessalement de l'eau de mer

Il existe 4 blocs de dessalement eau de mer de débit 200 t/h par unité. Fonctionnant avec système de distillation (multi-flash) et éject-compression.

L'eau distillée produite est stockée dans des bacs de réserve.

III.2.3 Section déminéralisation

Il existe deux chaînes de traitement des eaux, chaque chaîne est composée d'un filtre à charbon actif et d'un échangeur d'ions à lit mixte la chaîne devra traiter un débit de 70 m³/h d'eau déminéralisée.

III.2.4 Section chaudière

Cette section est composée de trois chaudières deux (bab-cook) et l'autre «Standard Kecal» de production de vapeur de : 70 tonne/h par unité avec une pression 40 bar et une température de $t = 420^{\circ}\text{C}$.

La vapeur produite passe par barillet comme moyen de distribution à travers le complexe. Cette vapeur est présentée aux utilités à différente pression (40 bar, 13 bar, 0,7 bar) par détente.

III.2.5 Section turbo-alternateur

Une partie la vapeur produite passe par une turbine qui fait tourner un alternateur produisant de l'électricité (5,5 MvA) par la transformation d'énergie thermique en énergie mécanique dans la turbine.

Cette section est composée de deux groupes :

- Turbine à contre-pression :

Cette turbine produit une puissance de 10 MvA, à partir d'un travail fourni par la vapeur 40 bar et d'étend jusqu'à la pression d'échappement de 0.7 bar, qui peut être réutilisé dans le procédé.

- Turbine à condensation :

Production de 18 MvA. La vapeur d'échappement passe directement vers le condenseur avec l'utilisation d'une conduite de soutirage à pression de 5 bars, avec une production en électricité de 7.3 MW.

III.2.6 Section compression d'air

Cette section a pour but de satisfaire le complexe d'air comprimé (air de service et instrumentation). Il existe 3 compresseurs à double étage et effet, débit 1070 Nm³/h.

Une partie de cet air est utilisée comme air de réserve, l'autre part à travers des sècheurs d'air pour être utilisée comme air d'instrumentation.

III.2.7 Circuit de refroidissement

Cette section a pour but de présenter une eau industrielle refroidie pour être utilisée comme source froide pour les échangeurs du procédé de la centrale.

III.3 Présentation du Process

III.3.1 Composition de section de chaudière

Cette section est composée de :

(03) Bâche alimentaire : les retours des condensats (l'eau alimentaire) est arrivée aux bâches alimentaires par l'intermédiaires des pompes : pompe A, pompe B et pompe C pour l'élimination de taux d'oxygène avec dégazage physique par barbotage à l'aide de vapeur de 0.3 bar immerger dans le font de bâche.

(03) bacs des réactifs et (06) pompes : les 06 pompes sont des pompes volumétriques d'injection des réactifs avec une pression de $P = 70\text{bar}$.

- Bac de morpholine et 02 pompes : l'injection de morpholine pour but augmenté le pH d'eau de chaudière.

- Bac de sulfite de sodium Na_2SO_3 et 02 pompes a et b : l'injection de sulfite de sodium pour faire un dégazage chimique c.-à-d. l'élimination de taux d'oxygène suivant la réaction :



- Bac de phosphate trisodique Na_3PO_4 et 02 pompes a, b : l'injection de phosphate trisodique comme un antitartre et anti-mousse.

(04) Pompes d'alimentation : les pompes d'alimentation des chaudières sont des pompes multicellulaires avec une pression de $P = 60\text{bar}$ et un débit de $= 70 \text{ t/h}$.

(03) Chaudières : la capacité de production de vapeur de chaque chaudière est de 70 t/h avec une pression de 40 bars et une température de $420 \text{ }^\circ\text{C}$.

III.3.2 Description de la chaudière

III.3.3 Ballon supérieur :

C'est un ballon cylindrique horizontal où l'on maintient un niveau constant pour ne pas rompre la circulation naturelle. Il est équipé de :

- Séparateur vapeur-eau (dynamique et statique) pour éviter les entrainements.
- D'une arrivée d'eau d'alimentation distribuée par des gicleurs le long du tube d'entrée (ce qui permet de répartir le débit le long du ballon) pour éviter des turbulences et calmer le niveau.
- Une prise de purge qui est utilisée en purge continue de déconcentration
- Deux soupapes de sécurité et vidange

III.3.4 Foyer ou Chambre de combustion

Quand les bruleurs sont situés verticalement, ils passent en général au travers d'une nappe de tubes vaporisateurs qui est modifiée à cet endroit pour permettre le passage des bruleurs puis ils sont entourés à ce niveau d'un écran de briques réfractaires dont la forme permet le maintien de la flamme.

III.3.5 Ballon inférieur

C'est un cylindre horizontal situé à la partie la plus basse qui permet d'abord de distribuer, l'eau et accessoirement de décanter les parties solides (sels et impuretés) en suspension dans l'eau qui seront éliminées par extraction de fond, afin d'éviter la formation de dépôts dans les tubes.

III.3.6 Tubes d'alimentations

Ce sont les tubes qui alimentent le ballon inférieur avec l'eau de chaudière par gravité de ballon supérieur.

III.3.7 Tubes-écrans :

Ce sont les tubes entre le ballon inférieur et le ballon supérieur qui sont en contact avec la flamme.

III.3.8 Bruleurs à gaz

Ils sont constitués

- D'un ventilateur d'air de combustion
- Des organes d'allumage (électrodes)
- Des organes de sécurité (pressostat d'air, de gaz, sonde d'ionisation ou cellule coffret de sécurité)
- Des organes de régulation.

III.3.9 Économiseur

L'économiseur est un faisceau tubulaire placé dans l'échappement des fumées qui permet de récupérer des calories disponibles dans les fumées en réchauffant l'eau d'alimentation du ballon de la chaudière.

III.3.10 Surchauffeurs et Désurchauffeurs :

- Les surchauffeurs : permettent de transformer la vapeur saturée en vapeur sèche, donc de limiter le risque de gouttelettes d'eau sur les ailettes de turbine. Ils sont positionnés dans la partie la plus chaude du circuit des fumées. Ils sont constitués d'acier chrome-molybdène.
- Désurchauffeurs : est permis d'ajuster la température fin de sortie de vapeur surchauffée avec une injection d'eau entre les deux surchauffeurs (chaudière c), Ou Au lieu d'une injection d'eau, le réglage de température de surchauffe peut se faire par un serpentin situé entre les deux surchauffeurs et placé dans le ballon inférieur (chaudière A.B).

III.3.11 Principe de fonctionnement

La circulation d'eau dans la chaudière est très importante pour éviter la formation des zones sèches ou le métal qui est susceptible de se fondre, se déformer ou s'oxyder prématurément.

Donc, l'eau de chaudière provient de la station de traitement, de la bache de récupération du condensat et ensuite du dégazeur bache alimentaire.

L'appoint en eau dans la chaudière est réalisé grâce à une pompe alimentaire fonctionnant à une pression légèrement supérieure à la pression interne du ballon.

L'eau alimentaire traverse l'économiseur être préchauffé avant d'entrer au ballon supérieur, le ballon rempli, elle s'écoule par gravité au ballon inférieur par l'intermédiaire du tube d'alimentation ensuite passe vers les tubes-écran où se fait l'ébullition.

La vapeur saturée collectée traverse le 1er séparateur dynamique (siclon) pour éliminer les gouttelettes d'eau entrée au ballon supérieur puis elle est avancée vers le 2eme séparateur statique(les chicanes).

En fin, la vapeur encore saturée entre dans les surchauffeurs primaire et secondaire. Dans le cas ou température de vapeur est élevée elle passe par un désurchauffeur sous forme d'un serpentín plongé dans le ballon inférieur.

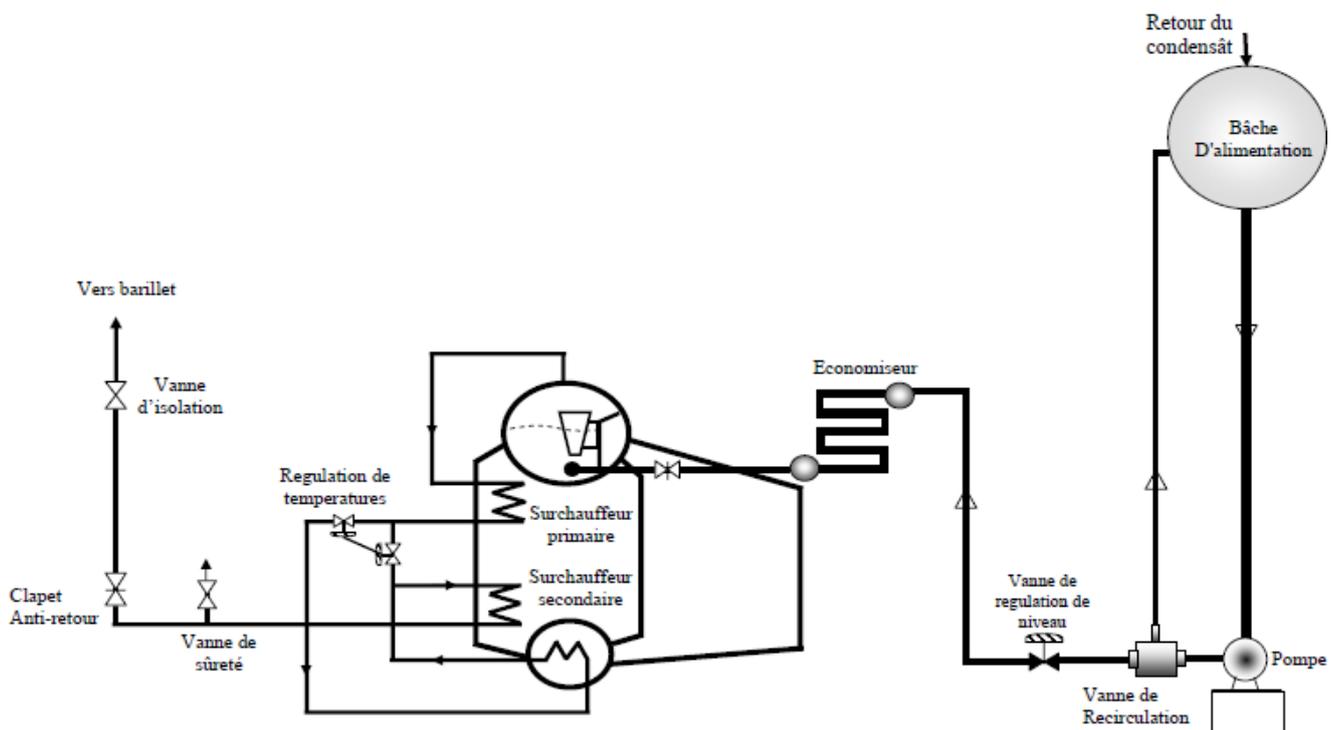


Figure III-2 : Schéma descriptif des principaux composants de la chaudière (Ahmed, 2007)

Conclusion

La section chaudière joue un rôle capital dans le complexe de production dont son indisponibilité est une situation gravement non souhaitée ainsi les conséquences qui peuvent

résulter d'une explosion à son niveau d'une grande ampleur sur les personnes, l'environnement, les installations et la production. Pour toutes ces raisons, l'installation requiert qu'on veille à son fonctionnement en sécurité.

Chapitre IV
Étude pratique sur
l'installation
(Chaudières A et B)

Chapitre IV Étude pratique sur l'installation (Chaudières A/B)

Comme la section chaudière est une unité motrice du complexe de production, on doit assurer son bon fonctionnement ainsi que sa disponibilité. D'après le Rex (retour d'expérience), le risque d'explosion est l'évènement que redoute FERTIAL. Pour cela, plusieurs outils pratiques et une démarche sont mis en œuvre dans ce chapitre dans le but de maîtriser tel évènement.

IV.1 Modélisation des effets de surpression

IV.1.1 Valeurs de référence relatives aux seuils d'effets de surpression

Les valeurs de référence de surpression, selon la réglementation française, pour les installations classées sont les suivantes :

Seuil en (mbar)	Effets
20	<ul style="list-style-type: none">• Des destructions significatives de vitres.• Des effets irréversibles correspondant à la zone des effets indirects par bris de vitre sur l'homme.
50	<ul style="list-style-type: none">• Des dégâts légers sur les structures.• Des effets irréversibles correspondant à la zone des dangers significatifs pour la vie humaine.
140	<ul style="list-style-type: none">• Des dégâts graves sur les structures.• Des premiers effets létaux correspondant à la zone des dangers graves pour la vie humaine.
200	<ul style="list-style-type: none">• Des effets domino.• Des effets létaux significatifs correspondant à la zone des dangers très graves pour la vie humaine.
300	<ul style="list-style-type: none">• Des dégâts très graves sur les structures.

Tableau 7 : Les effets de surpression sur l'homme et les structures

IV.1.2 Les zones de surpression

Dans cette étude on modélise les effets de surpression suite à l'explosion de la chaudière (A ou B) et plus précisément la chambre de combustion. Cette dernière est un espace très confiné présentant des obstacles ce qui fait l'objet d'une application de la méthode Multi-Energie. Tel qu'on considère la chaudière est remplie à 10% (mélange stœchiométrique) en gaz de la chambre de combustion. Les résultats de la modélisation qui a été faite par le logiciel Phast sont les suivants :

D'après la Figure 13, on a trois zones telles que :

1. Zone rouge (206,8 mbar) : des effets létaux significatifs en cas de présence de personnel et des effets domino pour les chaudières qui se trouvent dans la zone rouge ;
2. Zone verte (138 mbar) : des premiers effets létaux et des dégâts graves sur les structures (destruction de la chaudière A et B ainsi la salle de contrôle) ;
3. Zone bleue (20 mbar) : des effets irréversibles et des destructions significatives de vitres de la salle de contrôle.

Les distances sont données par la figure (IV-2), sachant que les zones sont circulaires (pas d'influence du vent) :

1. Zone rouge : 20 m
2. Zone verte : 30 m
3. Zone bleue : 142 m

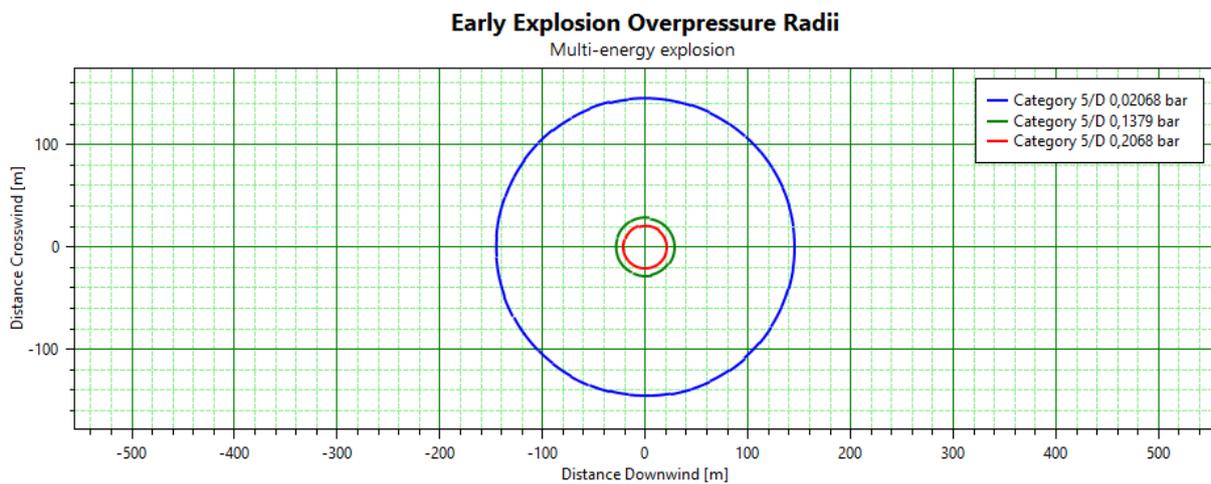


Figure IV-2 : Les zones de surpression en fonction des distances d'une explosion retardée

Les zones de surpression sur site sont schématisées dans la figure (IV-13) :

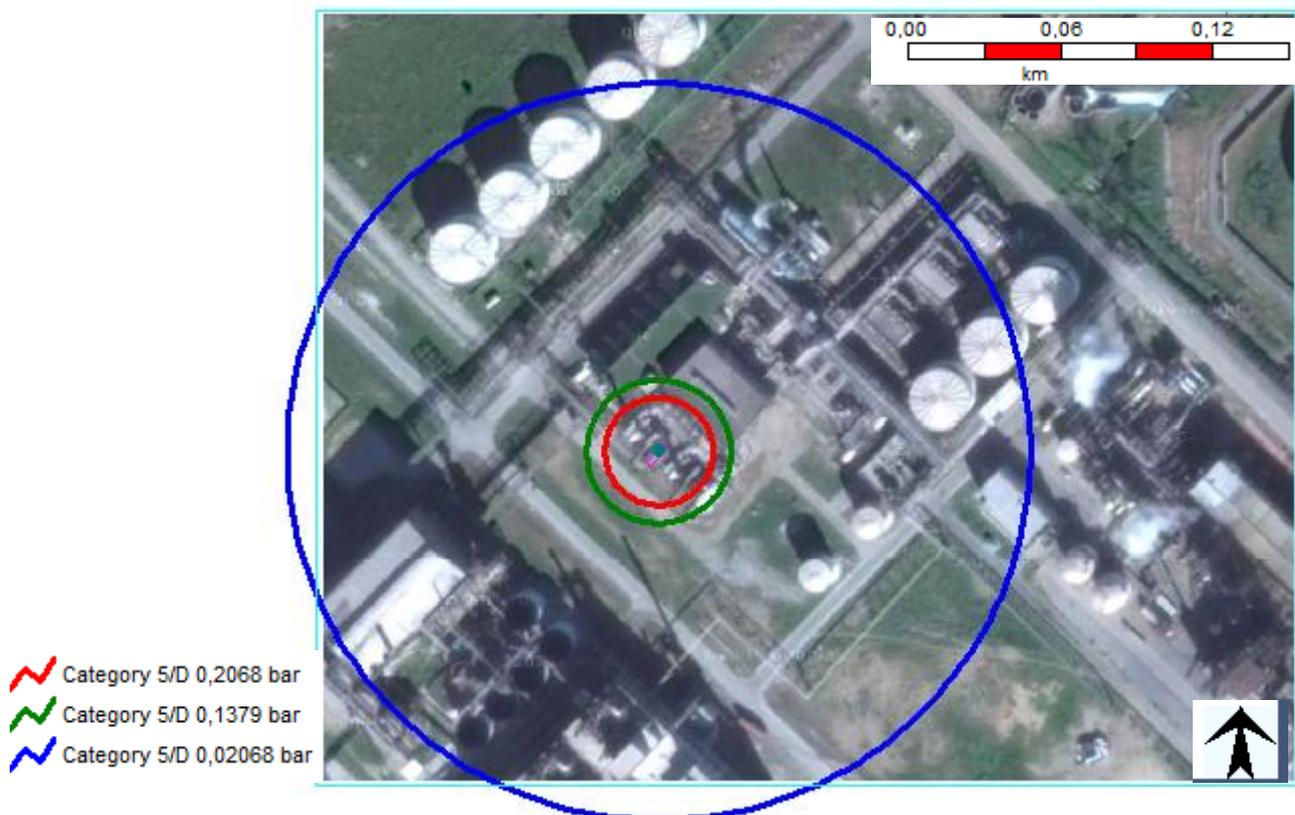


Figure IV-1 : Les effets de surpression

IV.2 Mise en œuvre de la méthode HAZOP

IV.2.1 Mots clés

La réflexion est guidée par une liste de mots clés, tels que « trop de... », « pas de... », etc, qui sont associés à des paramètres de procédé, tels que pression ou température, forment des dérives potentielles.

Une synthèse est présentée dans la table qui suit :

Paramètre	Mot clé
Débit	<ul style="list-style-type: none">• Trop de• Pas de• pas assez de• Inverse
Pression	<ul style="list-style-type: none">• Trop de• pas assez de
Température	<ul style="list-style-type: none">• Trop de• pas assez de
Niveau	<ul style="list-style-type: none">• Trop de• pas assez de
Utilités	<ul style="list-style-type: none">• Perte d'air instrument• Perte d'électricité

Tableau 8 : Paramètres et mots clés pour l'HAZOP

IV.2.2 Liste des nœuds

Les nœuds étudiés pendant l'analyse HAZOP ont été les suivants :

1. Système de combustion et fumées Chaudières GB-1150-A/B.
2. Générateur de vapeur Chaudières GB-1150-A/B.
3. Circuit d'eau alimentaire Chaudières GB-1150-A/B.

IV.2.3 Cotation

Après l'identification des risques, une évaluation du risque est réalisée en identifiant la fréquence d'occurrence ainsi que la gravité des conséquences.

Cette évaluation est basée sur le principe de la matrice de risque. Les conséquences sont classées en quatre catégories :

- La sécurité pour le personnel du site
- La sécurité pour les personnes situées à l'extérieur du site
- L'environnement
- La production

Le but final est d'identifier toutes les dérives potentielles relatives aux chaudières A et B.

La matrice de risques est représentée dans la figure (IV-3), les classes de gravité et probabilité sont exprimées dans les tableaux 9 et 10. (Selon FERTIAL).

Probabilité P	Probable	P5	G1P5	G21P5	G3P5	G4P5	G5P5
	Improbable	P4	G1P4	G2P4	G3P4	G4P4	G5P4
	Très improbable	P3	G1P3	G2P3	G3P3	G4P3	G5P3
	Extrêmement improbable	P2	G1P2	G2P2	G3P2	G4P2	G5P2
	Extrêmement rare	P1	G1P1	G2P1	G3P1	G4P1	G5P1
Niveaux de risque		INACCEPTABLE	G1	G2	G3	G4	G5
		ALARP	Modéré	Sérieux	Majeur	Catas-trophiq	Désas-treux
		ACCEPTABLE	Gravité G				

Figure IV-3 : Matrice des risques

Probabilité	Description	Fréquence
P5	Probable Pourrait se produire plusieurs fois pendant la vie d'une installation	$> 10^{-2}$
P4	Improbable Pourrait se produire une fois sur un ensemble de 10 à 20 unités similaires sur une période de 20 à 30 ans	10^{-2} à 10^{-3}
P3	Très improbable Une fois par an sur un ensemble de plus de 1000 unités Pourrait se produire une fois sur un ensemble de 100 à 200 unités similaires sur une période de 20 à 30 ans Est déjà survenu dans la société, mais des mesures correctives ont été prises	10^{-3} à 10^{-4}
P2	Extrêmement improbable Est déjà survenu dans l'industrie, mais des mesures correctives ont été prises	10^{-4} à 10^{-5}
P1	Extrêmement rare Événement physiquement possible, mais n'a jamais ou rarement eu lieu sur une période de 20 à 30 ans pour un grand nombre de sites	$< 10^{-5}$

Tableau 9 : Les classes de probabilité

Gravité	Personnel	Public	Environnement	Production/Bien
G5	Décès multiples. Hospitalisations multiples avec effets irréversibles	Un décès. Incapacité permanente, multiple hospitalisation ou effet majeur de santé publique.	Pollution majeure externe au site et/ou une perte importante de la vie aquatique.	Plus de 180 jours de perte de production
G4	Un à trois décès. Incapacité permanente, multiple hospitalisation ou effet majeur de santé publique.	Blessure grave ou effet sur la santé avec une ou plusieurs journées d'arrêt de travail ou des effets importants sur la santé	Pollution importante avec des conséquences environnementales externes au site	De 30 à 180 jours de perte de production
G3	Blessure grave ou effet sur la santé avec une ou plusieurs journées d'arrêt de travail ou des effets importants sur la santé	Blessures mineures ou effet sur la santé. Traitement médical avec travail restreint ou effet sur la santé à moyen terme	Une importante pollution interne au site.	De 5 à 29 jours de perte de production
G2	Blessures mineures ou effet sur la santé. Traitement médical avec travail restreint ou effet sur la santé à moyen terme	Blessé léger ou effet sur la santé. Traitement médical, effets sur la santé mineurs, premiers secours.	Déversement modéré dans la limite du site	De 1 à 4 jours de perte de production
G1	Blessé léger ou effet sur la santé. Traitement médical, effets sur la santé mineure, premiers secours.	Pas d'effet à l'extérieur du site	Léger effet. Déversement dans les limites du site, sans conséquences sur l'environnement	Moins de 1 jour de perte de production

Tableau 10 : Les classes de gravité

IV.2.4 Tableau HAZOP

L'application de la méthode HAZOP selon les données précédentes nous a mené à ce tableau :

Nœud	Paramètres	Déviation	Causes	Conséquences	Avant réduction			Protections	Après réduction			Recommandations
					G	P	R		G	P	R	
Système de combustion et fumées	Débit	Trop de	Défaillance de la boucle de régulation GFV1101- A/B	Perte de flamme	G 3	P 3	G 3	Interlock arrêt de la chaudière	G 3	P 2	G 3	Renforcer la procédure de démarrage
							P 3				R 2	
			Explosion en en cas de rallumage	G 5	P 3	G 5	La préventilation	G 5	P 2	G 5		
						P 3				R 2		
Défaillance de la boucle de régulation GFV1102 A/B	Perte de flamme	G 3	P 3	G 3	Régulation préalable de la pression de gaz	G 2	P 2	G 2				
				P 3				R 2				
				Interlock arrêt chaudière								
Impact sur l'environnement (combustion incomplète)	G 2	P 3	G 2	Analyse en ligne des fumées	G 2	P 2	G 2					
			P 3				R 2					

			Défaillance de la boucle de régulation GFV 1101 A/B	Change de la position de la flamme avec dommage des tubes	G 4	P 3	G 4 P 3	Régulation préalable de la pression de gaz Interlock arrêt de la chaudière	G 4	P 2	G 4 P 2	
				Explosion à cause de poches de gaz non brûlés dans la chambre de combustion	G 5	P 3	G 5 P 3	Régulation préalable de la pression de gaz Interlock arrêt de la chaudière Analyse en ligne des fumées Deuxième brûleur allumé	G 5	P 2	G 5 P 2	
				Explosion en cas de rallumage	G 5	P 3	G 5 P 3	Régulation préalable de la pression de gaz Balayage renforcé	G 5	P 2	G 5 P 2	
Débit	Pas de			Explosion par excès de gaz	G 5	P 3	G 5 P 3	Analyse en ligne de fumées	G 5	P 2	G 5 P 2	
				Impact sur l'environnement	G 3	P 3	G 3 P 3	Analyse en ligne de fumées	G 3	P 2	G 3 P 2	

				Perte de flamme et de production	G 3	P 3	G 3 P 3	Interlock arrêt chaudière	G 3	P 1	G 3 P 1	
				Explosion en cas de rallumage	G 5	P 3	G 5 P 3	Balayage renforcé	G 5	P 2	G 5 P 2	
			Arrêt de ventilateur	Explosion par excès de gaz	G 5	P 3	G 5 P 3	Analyse en ligne de fumées	G 5	P 1	G 5 P 1	
					Interlock arrêt chaudière							
					Impact sur l'environnement	G 3	P 3	G 3 P 3	Analyse en ligne de fumées	G 3	P 1	G 3 P 1
					Interlock arrêt chaudière							
					Perte de flamme et de production	G 3	P 3	G 3 P 3	Analyse en ligne de fumées	G 3	P 1	G 3 P 1
				Interlock arrêt chaudière								
				Explosion en cas de rallumage	G 5	P 3	G 5 P 3	Balayage	G 5	P 1	G 5 P 1	
				Interlock arrêt chaudière								

		Fermeture de la vanne d'air de combustion	Explosion par excès de gaz	G 5	P 3	G 5 P 3	Analyse en ligne de fumées	G 5	P 1	G 5 P 1
			Impact sur l'environnement	G 3	P 3	G 3 P 3	Analyse en ligne de fumées	G 3	P 1	G 3 P 1
			Perte de flamme et de production	G 3	P 3	G 3 P 3	Interlock arrêt chaudière	G 3	P 1	G 3 P 1
							Analyse en ligne de fumées			
		Explosion en cas de rallumage	G 5	P 3	G 5 P 3	Balayage renforcé	G 5	P 1	G 5 P 1	
		Défaillance de la boucle de régulation GFV1102A/B	Perte de flamme et de production	G 3	P 3	G 3 P 3	Interlock, arrêt de la chaudière	G 3	P 1	G 3 P 1
							Analyse en ligne de fumés			
Explosion en cas de rallumage	G 5		P 3	G 5 P 3	Balayage renforcé	G 5	P 1	G 5 P 1		

			Défaillance de poste de détente gaz naturel ou problème de fermeture de gaz	Perte de flamme et de production	G 3	P 3	G 3 P 3	Alarme basse pression gaz Interlock arrêt de chaudière	G 3	P 1	G 3 P 1	
				Explosion en cas de rallumage	G 5	P 3	G 5 P 3	Alarme basse pression Balayage renforcé	G 5	P 1	G 5 P 1	
	Utilités	Perte d'air instrument	Défaillance de compression d'air	Perte de contrôle sur le système de régulation	G 4	P 2	G 4 P 2	Alarme BP dans le réseau d'air instrument, Interlock chaudière. Position de sécurité des vannes TOR	G 4	P 1	G 4 P 1	
			Mauvaise qualité d'air comprimé (il contient des impuretés)	Perte de contrôle sur le système de régulation	G 4	P 2	G 4 P 2	Sécheur d'air Analyse d'air régulièrement	G 4	P 1	G 4 P 1	

	Utilités	Perte d'électricité	Défaillance du système électrique	Perte de contrôle sur le système de régulation	G 4	P 2	G 4 P 2	Groupe alternateur Double alimentation électrique	G 4	P 1	G 4 P 1	Mettre en place un groupe de secours
Générateur de vapeur	Débit	Inverse Débit	Arrêt de la pompe	Haute pression dans la bache alimentaire	G 3	P 3	G 3 P 3	Clapet anti-retour	G 3	P 1	G 3 P 1	
	Pression	Trop de pression	Défaillance de la boucle de régulation	Rupture des tubes	G 4	P 4	G 4 P 4	Alarme HP	G 4	P 1	G 4 P 1	
								Soupape de sécurité				
			Arrêt brusque d'un équipement consommateur	Rupture des tubes	G 4	P 4	G 4 P 4	Soupape de sécurité	G 4	P 1	G 4 P 1	
								Alarme HP				
	Pas assez de	Perte chaudière	Perte de production	G 1	P 3	G 1 P 3	Boucle de régulation air/gaz	G 1	P 2	G 1 P 2		
		Augmentation brusque de la consommation en vapeur	Gonflement ballon	G 3	P 3	G 3 P 3	Système régulation niveau Boucle de régulation air/gaz	G 3	P 1	G 3 P 1		

							Système de régulation pression de vapeur				
Température	Pas assez de	Défaillance de la boucle de régulation de température TV1101 A/B	Surconsommation de combustible, impact sur les équipements consommateurs	G 2	P 2	G 2 P 2	Alarme basse température	G 2	P 1	G 2 P 1	
		Mauvais échange dû à l'entartrage des tubes	Surconsommation de combustible, impact sur les équipements consommateurs	G 2	P 2	G 2 P 2	Analyser régulièrement l'eau	G 2	P 1	G 2 P 1	
	Trop de	Défaillance de la boucle de régulation de température TV1101 A/B	Endommagement des équipements consommateurs	G 3	P 2	G 3 P 2	alarme HT équipements consommateurs			G 3 P 1	
		Pression haute dans le réseau de vapeur	Endommagement des équipements consommateurs	G 3	P 2	G 3 P 2	Alarme HT ballon chaudière GAP1106A/B			G 3 P 1	
						alarme HT équipements consommateurs					

	Niveau	Trop de	Défaillance de la boucle LC/LV1104 A/B	Risque d'endommagement des tubes	G 4	P 3	G 4 P 3	Alarme haut niveau	G 4	P 1	G 4 P 1	
		Pas assez de	Défaillance de la boucle LC/LV1104 A/B	Endommagement de la chaudière	G 4	P 3	G 4 P 3	Interlock arrêt de la chaudière	G 4	P 1	G 4 P 1	
								Alarme niveau bas				
		Arrêt de la pompe alimentaire	Endommagement de la chaudière	G 4	P 3	G 4 P 3	Alarme BP eau alimentaire	G 4	P 1	G 4 P 1		
							Alarme arrêt de la pompe					
							Interlock pompe 1 et démarrage pompe 2					
		Niveau très bas bache alimentaire	Cavitation de la pompe	G 2	P 2	G 2 P 2	Alarme niveau bas	G 2	P 1	G 2 P 1		
			Endommagement de la chaudière	G 4	P 3	G 4 P 3	Interlock arrêt de la chaudière	G 4	P 1	G 4 P 1		
Alarme niveau bas												

			Rupture de la conduite alimentaire	Endommagement de la chaudière	G 3	P 3	G 3 P 3	Alarme perte de production Inspection visuelle périodique	G 3	P 2	G 3 P 2	
Utilités	Perte d'air comprimé	Défaillance dans la compression d'air	Perte de contrôle du système régulation	Perte de contrôle du système régulation	G 4	P 2	G 4 P 2	Alarme basse pression dans le réseau d'air instrument	G 4	P 1	G 4 P 1	
								Position de sécurité des vannes TOR				
	Mauvaise qualité d'air comprimé (à cause des impuretés)	Perte de contrôle sur le système de régulation	G 4	P 2	G 4 P 2	Alarme BP Sécheur d'air	G 4	P 1	G 4 P 1			
	Perte d'électricité	Défaillance du système électrique	Perte de contrôle sur le système de régulation	Perte de contrôle sur le système de régulation	G 4	P 2	G 4 P 2	Groupe alternateur Double alimentation électrique	G P	P 1	G 4 P 1	
Circuit d'eau	Pression	Trop de	Défaillance dans la désurchauffe	Surpression dommage sur les équipements	G 2	P 3	G 2	Soupape de sécurité	G 1	P 3	G 1	

alimentaire						P 3				P 3	
			Défaillance de la boucle régulation PC/PV1052A/B	Surpression, dommage sur les équipements	G 2	P 3	G 2 P 3	Soupape de sécurité	G 1	P 3	G 1 P 3
	niveau	Trop de	Défaillance de la boucle LT/LV1051A/B	Débordement de la bache	G 1	P 5	G 1 P 5	Garde hydraulique	G 1	P 5	G 1 P 3
			Arrêt de la pompe alimentaire GP1160A/B	Débordement de la bache	G 1	P 5	G 1 P 5	Garde hydraulique	G 1	P 3	G 1 P 3
		Pas assez de	Défaillance de la boucle de régulation de niveau LTLC1051 A/B	Cavitation de la pompe	G 3	P 2	G 3 P 2	Interlock arrêt de chaudière Soupape casse vide	G 3	P 1	G 3 P 1
	Arrêt de chaudière			G 3	P 2	G 3 P 2	Interlock arrêt de pompe Soupape casse vide	G 3	P 1	G 3 P 1	

		Rupture ou fuite dans la conduite	Cavitation de la pompe	G 3	P 2	G 3 P 2	Alarme niveau bas	G 3	P 1	G 3 P 1	
			Arrêt chaudière	G 3	P 2	G 3 P 2	Alarme niveau bas	G 3	P 1	G 3 P 1	
Utilités	Perte d'air comprimé	Défaillance de système de compression d'air	Perte de contrôle sur le système de régulation	G 4	P 2	G 4 P 2	Alarme base pression dans le réseau d'air comprimé	G 4	P 1	G 4 P 1	
							Position de sécurité des vannes TOR				
		Mauvaise qualité d'air comprimé (à cause des impuretés)	Perte de contrôle sur le système de régulation	G 4	P 2	G 4 P 2	Sécheur d'air comprimé			G 4 P 1	
	Perte d'électricité	Défaillance de système électrique	Perte de contrôle sur le système régulation	G 4	P 2	G 4 P 2	Groupe alternateur	G 4	P 1	G 4 P 1	Mettre en place un groupe de secours
					Double alimentation électrique						

IV.3 Mise en œuvre de la méthode LOPA

Après avoir identifié les scénarios à l'aide de la méthode HAZOP, recommandée par le CCPs, et que cette dernière n'arrive pas à les traiter à cause de leur complexité, le risque reste inacceptable alors une addition d'une ou plusieurs IPL(s) résout le problème.

Pour mettre en évidence ce principe en procède à la schématisation d'un système à trois IPLs :

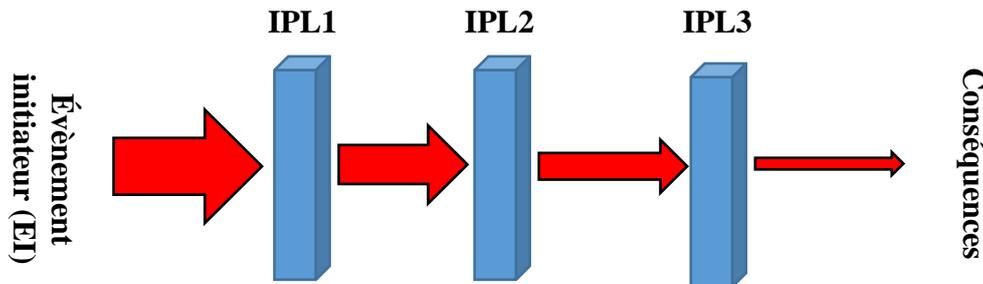


Figure IV-4 : Principe d'IPL selon le CCPs

Les scénarios à risque résiduel (situés dans la zone ALARP) font l'objet d'une étude LOPA, sachant que les événements initiateurs sont les causes dans l'étude HAZOP.

La fréquence cible adoptée par le CCPs est « 10^{-5} »,

IV.3.1 Analyse des scénarios

IV.3.1.1 Scénario N° 01 :

Explosion dans la phase démarrage de la chaudière à cause d'une défaillance de la boucle de régulation entrainant un excès de débit ce qui engendre des dommages pour le personnel, l'environnement et les installations.

- Analyse du scénario N°01 :

Vis-à-vis ce scénario, il existe une seule IPL de type procédure, c'est le balayage (la préventilation) pendant 2 min.

Or la boucle de régulation commandée par le BPCS est à l'origine de l'excès de débit ce qu'il ne vérifie pas les conditions d'IPL. L'analyse du scénario est résumée dans le tableau 11.

En se référant à la formule donnée par le CCPs, la fréquence d'occurrence du scénario, dans le cas où le personnel exposé au seuil d'effet générant des blessures (thermique/surpression) peut s'évaluer comme suit :

$$f_i^{Si} = f_i^I \cdot \left(\prod_j^n PFD_{ij} \right) \cdot P_{Explosion} \cdot P_{Présence} \cdot P_{Blésure} \quad \text{Équation (IV.3.1.1-1)}$$

Telle que,

f_i^I : Fréquence de la conséquence associée à l'événement initiateur i à l'origine du scénario d'accident.

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

$P_{Explosion}$: Probabilité d'explosion.

$P_{Présence}$: Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet associée à la conséquence.

$P_{Blésure}$: Probabilité de blessure.

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $P_i^I = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance d'une boucle de régulation gérée par un BPCS).
- $PFD_{procédure\ de\ balayage} = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (Icsi, 2009) pour une action de type procédurale).
- $P_{Explosion} = 1$ (On suppose la formation d'un mélange stœchiométrique dans la chambre de combustion).
- $P_{Présence} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).
- $P_{Blésure} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque d'explosion (Crowl, 2001) soit de 10^{-5} an^{-1} . La fréquence d'occurrence étant supérieure à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-2}}{10^{-5}} = 10^3 \quad \text{Équation (IV.3.1.1-2)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF^{-1} . On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser 10^{-3} . Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL2 ou plus.

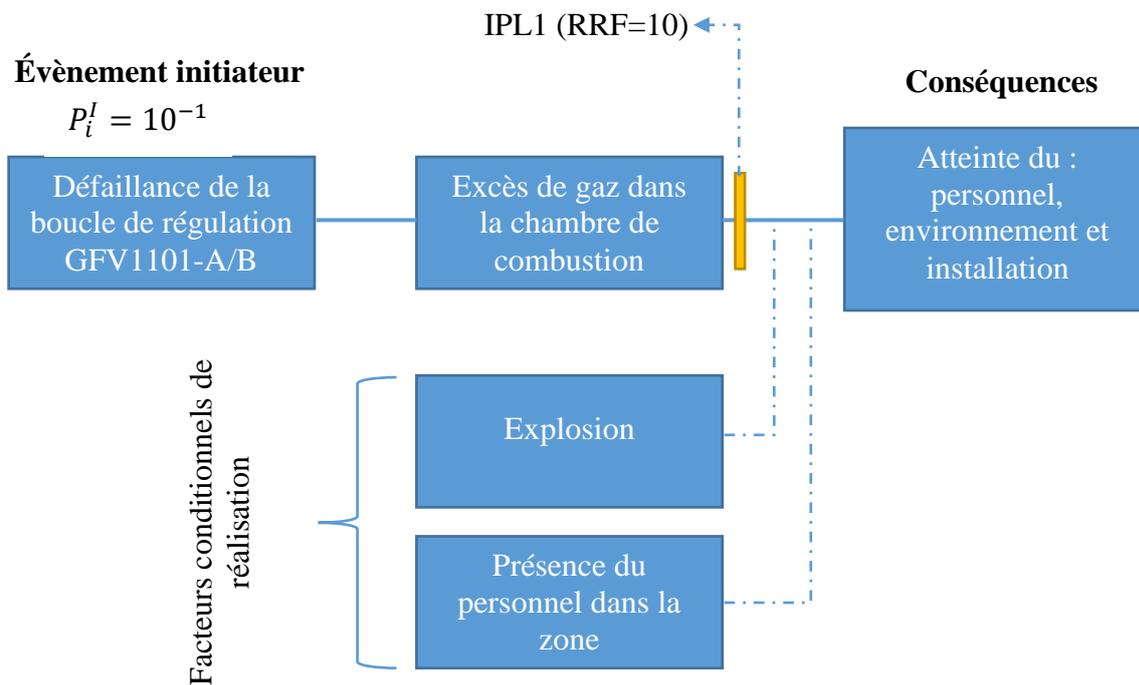


Figure IV-5 : Description du scénario N° 01 suivant la méthode LOPA

- Tableau de synthèse du Scénario N° 01 selon CCPS:

N° du scénario : 01	N° de l'équipement : GFV1101-A/B	Titre du scénario : Explosion dans la phase démarrage causée par un excès de débit suite à une défaillance de la boucle de régulation.	
Date : 23/04/16	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/niveau de gravité associé	Explosion de la chaudière A/B		
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	Ce scénario entraîne un risque pour le personnel, l'installation et l'environnement.		10^{-5}
Évènement initiateur du scénario	Défaillance de la boucle de régulation	10^{-1} (l'Icsi, 2009)	
Conditions de réalisation du scénario	-		
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'explosion	1	
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	
	Probabilité de blessures	1	

	Autres	-	
Fréquence du scénario sans les barrières			10 ⁻¹
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Balayage pendant 2 (une action de type procédurale)	10 ⁻¹ (Villemeur, 1997)	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	-	-	
Total des PFD associés aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10 ⁻¹	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes			10 ⁻²
Fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ? (Oui/Non) : Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : augmenter la durée de balayage (2 fois 2 min)			
Notes : le renforcement du Balayage (deux fois) réduit le risque d'au moins un facteur 20 pour le ramener dans une zone acceptable. Un niveau d'intégrité SIL 2 est donc requis.			
Références : PID chaudière A/B, étude HAZOP.			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : HAMMAD Khalil			

Tableau 11 : Analyse du scénario N° 01

IV.3.1.2 Scénario N° 02 :

Destruction des tubes causée par le changement la position de la flamme suite à une défaillance de la boucle de régulation ce qui va engendrer des dommages pour l'installation et le personnel.

- Analyse du scénario N°02 :

Vis-à-vis ce scénario, il n'existe aucune IPL. La boucle de régulation commandée par le BPCS est à l'origine de l'excès de débit ce qu'il ne vérifie pas les conditions d'IPL. L'analyse du scénario est résumée dans le tableau 12.

En se référant à la formule donnée par le CCPS, la fréquence d'occurrence du scénario peut s'évaluer comme suit :

$$f_i^{Si} = f_i^I \cdot \left(\prod_j^n PFD_{ij} \right) \quad \text{Équation (IV.3.1.2-3)}$$

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $P_i^I = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance d'une boucle de régulation gérée par un BPCS).
- $PFD_{Interlock\ photo-cellule} = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (l'Icsi, 2009)).
- $P_{Explosion} = 0$ (On n'a pas des conditions qui favorisent l'explosion dans la chambre de combustion).

- $P_{Présence} = 0$ (pas de personnel dans la chambre de combustion).
- $P_{Blésure} = 0$ (pas de personnel).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque d'explosion (Crowl, 2001) soit de 10^{-5} an^{-1} . La fréquence d'occurrence étant supérieure à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-2}}{10^{-5}} = 10^3 \quad \text{Équation (IV.3.1.2-4)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF^{-1} . On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser 10^{-3} . Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL2 ou plus.

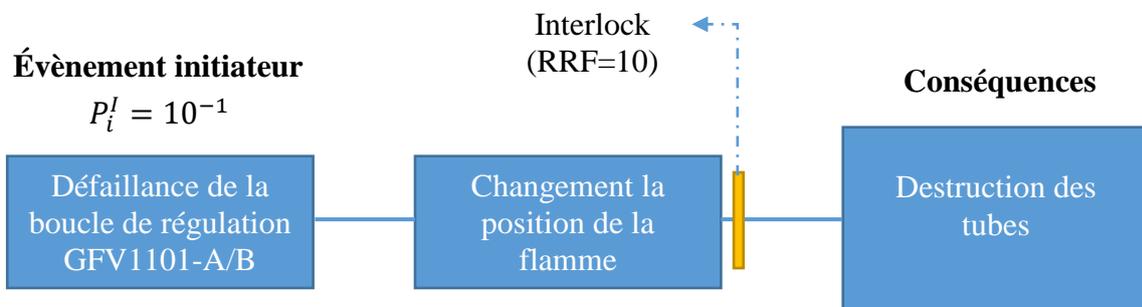


Figure IV-6 : Description du scénario N° 02 suivant la méthode LOPA

- Tableau de synthèse du Scénario N° 02 selon CCPS:

Numéro du scénario : 02	N° de l'équipement : GFV1102 A/B	Titre du scénario : destruction des tubes causée par le changement la position de la flamme suite à une défaillance de la boucle de régulation.	
Date : 10/04/2016	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/niveau de gravité associé	Dommage sur les tubes		
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	Ce scénario entraine un risque pour l'installation		10^{-5}
Évènement initiateur du scénario	Défaillance de la boucle de régulation		$10^{-1}/\text{an}$ (l'Icsi, 2009)
Conditions de réalisation du scénario			
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'explosion	0	
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	0	

	Probabilité de blessures	0	
	Autres		
Fréquence du scénario sans les barrières			10 ⁻¹
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA			
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	Interlock (à l'aide d'un capteur photo cellule et une alarme)	10 ⁻¹ (Crowl, 2001)	
Total des PFD associés aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		-	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes			10 ⁻²
Fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ? (Oui/Non) : Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : mettre en place une SIF de SIL2			
Note : le niveau d'intégrité de sécurité requis est de SIL2			
Références : PID, étude HAZOP, base documentaire			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : HAMMAD Khalil			

Tableau 12 : Analyse du scénario N° 02

IV.3.1.3 Scénario N° 03 :

Explosion suite à une formation des poches de gaz non brûlé dans la chambre de combustion à cause d'une défaillance de la boucle de régulation ce qui entraîne des dommages pour le personnel, les installations et l'environnement.

- Analyse du scénario N°03 :

Vis-à-vis de ce scénario, aucune IPL n'est valorisable puisque l'événement initiateur à l'origine de la formation des poches de gaz est la défaillance de la boucle de régulation commandée par le BPCS ce qu'il ne vérifie pas les conditions d'IPL. L'analyse de ce scénario est résumée dans le tableau 13 et le calcul de la PFD est basé sur l'équation IV-3.

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $P_i^I = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance d'une boucle de régulation gérée par un BPCS).
- $P_{Explosion} = 1$ (on suppose la formation d'un mélange stœchiométrique dans la chambre de combustion).
- $P_{Présence} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).
- $P_{Blésure} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque d'explosion (Crowl, 2001) soit de 10^{-5} an^{-1} . La fréquence d'occurrence étant supérieure à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-1}}{10^{-5}} = 10^4 \quad \text{Équation (IV.3.1.3-5)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF^{-1} . On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser 10^{-4} . Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL3 ou plus.

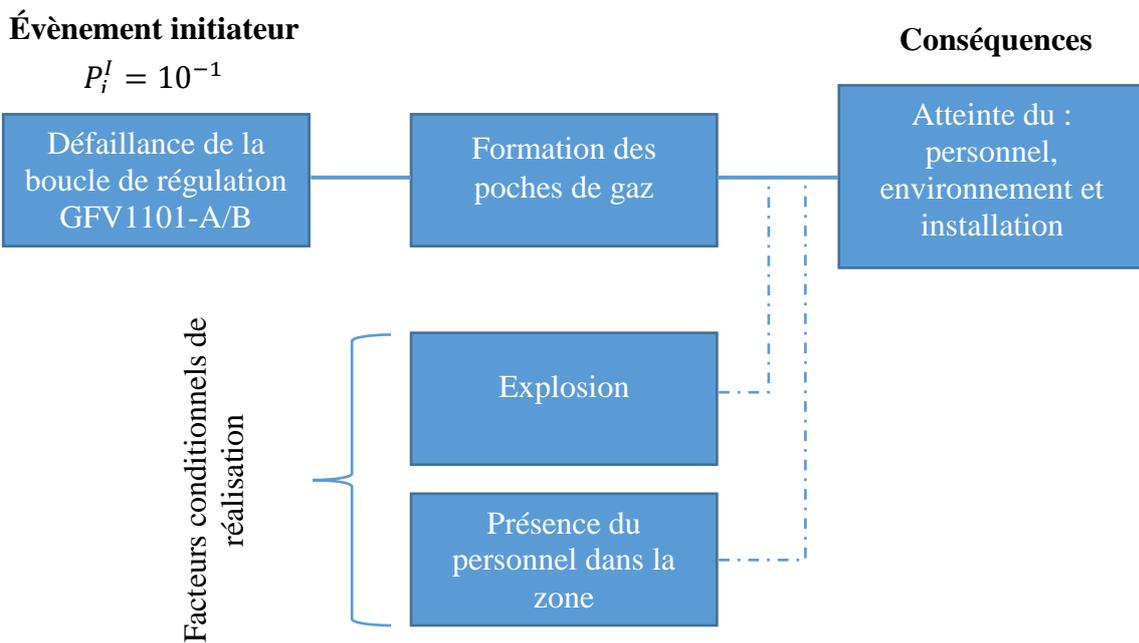


Figure IV-7 : Description du scénario N° 03 suivant la méthode LOPA

- Tableau de synthèse du Scénario N° 03 selon CCPS:

Numéro du scénario : 03	N° de l'équipement : GFV1102 A/B	Titre du scénario : Explosion suite à une formation des poches de de gaz non brulé dans la chambre de combustion à cause d'une défaillance de la boucle de régulation.	
Date : 10/04/16	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/niveau de gravité associé	Explosion de la chaudière		
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	Ce scénario peut entraîner des dommages pour l'installation,		10^{-5}

	personnes, environnement)		
Évènement initiateur du scénario	Défaillance de la boucle de régulation	10^{-1} (l'Icsi, 2009)	
Conditions de réalisation du scénario			
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'explosion	1	
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	
	Probabilité de blessures	1	
	Autres	-	
Fréquence du scénario sans les barrières			10^{-1}
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	-		
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA		-	
Total des PFD associés aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)	-	0	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes			10^{-1}
Fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ? (Oui/Non) : Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : proposer une SIF de SIL3			
Notes : le niveau d'intégrité de sécurité requis est SIL3			
Références (PID, etc.) : PID, étude HAZOP, base documentaire			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : HAMMAD Khalil			

Tableau 13 : Analyse du scénario N°03

IV.3.1.4 Scénario N° 04 :

Explosion par excès de gaz suite à un arrêt du ventilateur ce qui entraîne des dommages pour le personnel, les installations et l'environnement.

- Analyse du scénario N°04 :

Vis-à-vis de ce scénario, la boucle de régulation commandée par le BPCS vérifie les critères d'une IPL. L'analyse de ce scénario est résumée dans le tableau 14 et le calcul du PFD est basé sur l'équation IV-3.

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $P_i^f = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (l'Icsi, 2009)).
- $PFD_{SIS} = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance d'une boucle de régulation gérée par un BPCS).

- $P_{Explosion} = 1$ (on suppose la formation d'un mélange stœchiométrique dans la chambre de combustion).
- $P_{Présence} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).
- $P_{Blésure} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque d'explosion (Crowl, 2001) soit de 10^{-5} an^{-1} . La fréquence d'occurrence étant supérieure à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-2}}{10^{-5}} = 10^3 \quad \text{Équation (IV.3.1.4-6)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF^{-1} . On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser 10^{-3} . Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL2 ou plus.

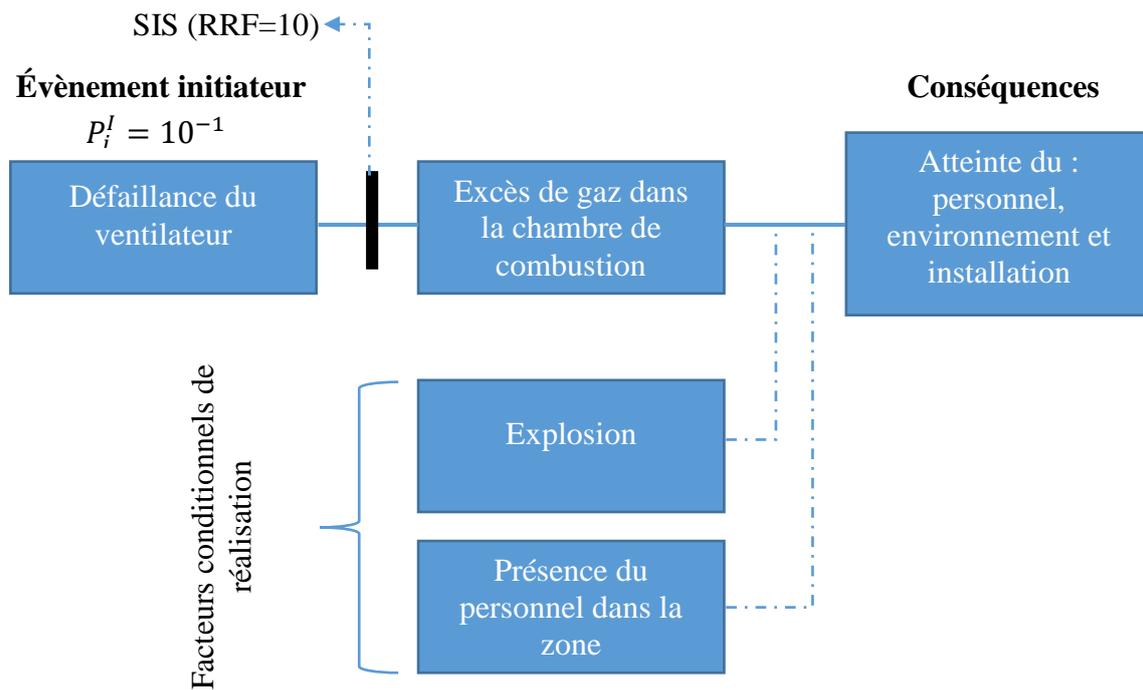


Figure IV-8 : Description du scénario N° 04 suivant la méthode LOPA

- Tableau de synthèse du Scénario N° 04 selon CCPS:

Numéro du scénario : 04	N° de l'équipement : GZ1154A/B	Titre du scénario : Explosion par excès de gaz suite à un arrêt du ventilateur	
Date : 23/04/2016	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/niveau de gravité associé	Ce scénario entraîne des dommages pour les biens, les personnes et l'environnement		
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable			10 ⁻⁵
Évènement initiateur du scénario	Arrêt de ventilateur	10 ⁻¹ (l'Icsi, 2009)	
Conditions de réalisation du scénario	-		
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'explosion	1	
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	
	Probabilité de blessures	1	
	Autres	-	
Fréquence du scénario sans les barrières			10 ⁻¹
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA			
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	SIS : boucle de régulation	10 ⁻¹ (l'Icsi, 2009)	
Total des PFD associés aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		-	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes			10 ⁻²
Fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ? (Oui/Non) : Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : proposer une SIF de SIL 2			
Note : le niveau d'intégrité de sécurité est SIL 2			
Références (PID, etc.) : PID, étude HAZOP, base documentaire			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : HAMMAD Khalil			

Tableau 14 : Analyse du scénario N° 04

IV.3.1.5 Scénario N° 05 :

Explosion dans la phase démarrage par excès de gaz suite à un arrêt du ventilateur ce qui entraîne des dommages pour le personnel, les installations et l'environnement.

- Analyse du scénario N°05 :

Vis-à-vis de ce scénario, la boucle de régulation commandée par le BPCS vérifie les critères d'une IPL. L'analyse de ce scénario est résumée dans le tableau 15 et le PFD est calculé en utilisant l'équation IV-3.

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $P_i^I = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (Icsi, 2009)).
- $PFD_{SIS} = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance d'une boucle de régulation gérée par un BPCS).
- $P_{Explosion} = 1$ (on suppose la formation d'un mélange stœchiométrique dans la chambre de combustion).
- $P_{Présence} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).
- $P_{Blésure} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque d'explosion (Crowl, 2001) soit de 10^{-5} an^{-1} . La fréquence d'occurrence étant supérieure à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-2}}{10^{-5}} = 10^3 \quad \text{Équation (IV.3.1.5-7)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF^{-1} . On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser 10^{-3} . Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL2 ou plus.

Le schéma descriptif est identique à celui du scénario N°04.

- Tableau de synthèse du Scénario N° 05 selon CCPS :

Numéro du scénario : 05	N° de l'équipement : GZ1154 A/B	Titre du scénario : Explosion dans la phase rallumage de la chaudière à cause de l'arrêt de ventilateur ou rupture de gaine de liaison.	
Date :	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/niveau de gravité associé	Explosion de la chaudière		
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	Ce scénario entraîne des dommages pour les personnes, les biens et l'environnement		10 ⁻⁵
Évènement initiateur du scénario	Arrêt de ventilateur	10 ⁻¹ (l'Icsi, 2009)	
Conditions de réalisation du scénario	-		
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'explosion	1	
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	
	Probabilité de blessures	1	
	Autres	-	
Fréquence du scénario sans les barrières			10 ⁻¹ /an
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	SIS : régulation débit d'air	10 ⁻¹ (l'Icsi, 2009)	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA		-	
Total des PFD associés aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		10 ⁻¹	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes			10 ⁻²
Fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ? (Oui/Non) : Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : proposer une SIF de SIL2			
Note : Le niveau d'intégrité de sécurité est SIL2			
Références (PID, etc.) : PID, étude HAZOP, base documentaire.			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : HAMMAD Khalil			

Tableau 15 : Analyse du scénario N° 05

IV.3.1.6 Scénario N° 06 :

Explosion par excès de gaz à cause d'une fermeture de vannes d'air de combustion.

- Analyse du scénario N°06 :

Vis-à-vis de ce scénario, la boucle de régulation commandée par le BPCS vérifie les critères d'une IPL. L'analyse de ce scénario est résumée dans le tableau 16 et la PFD est calculée en utilisant l'équation IV-3.

Pour ce scénario, les valeurs suivantes sont retenues :

- $P_i^f = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (Icsi, 2009)).
- $PFD_{SIS} = 10^{-1}$ (en accord avec la valeur proposée dans (Crowl, 2001) pour la défaillance d'une boucle de régulation gérée par un BPCS).
- $P_{Explosion} = 1$ (on suppose la formation d'un mélange stœchiométrique dans la chambre de combustion).
- $P_{Présence} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).
- $P_{Blésure} = 1$ (la salle de contrôle est dans la zone des effets de surpression, ainsi cette dernière est gérée par les opérateurs qui doivent être toujours présents).

En se référant aux critères d'acceptabilité de l'industriel, supposons que la fréquence cible pour le risque d'explosion (Crowl, 2001) soit de 10^{-5} an^{-1} . La fréquence d'occurrence étant supérieure à la fréquence cible, il est alors possible de déterminer le facteur de réduction du risque (RRF) qui permettrait de rendre ce risque acceptable. Ce facteur se calcule comme suit :

$$RRF = \frac{\text{Fréquence d'occurrence calculée}}{\text{Fréquence d'occurrence cible}} = \frac{10^{-2}}{10^{-5}} = 10^3 \quad \text{Équation (IV.3.1.6-8)}$$

Pour assurer ce RRF, il faut alors proposer la mise en place d'une barrière de sécurité qui soit donc inférieure ou égale à RRF^{-1} . On déduit alors que la PFD de l'IPL à proposer ne doit pas dépasser 10^{-3} . Elle doit être d'un niveau d'intégrité de sécurité SIL2 ou plus.

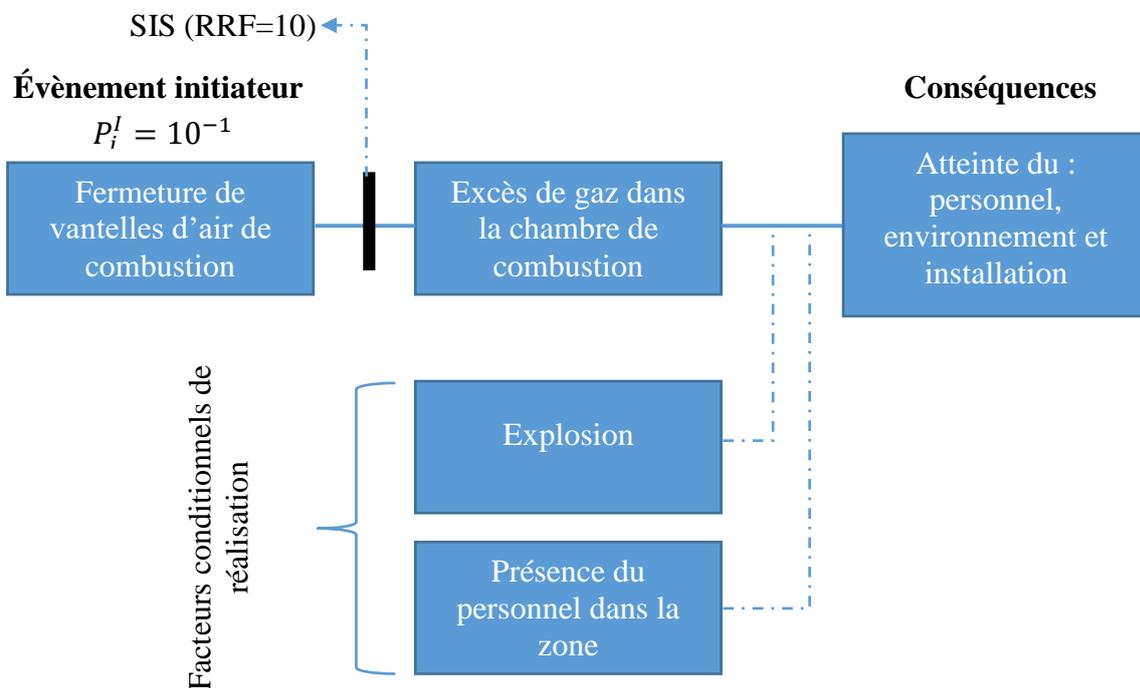


Figure IV-9 : Description du scénario N° 06 suivant la méthode LOPA

- Tableau de synthèse du Scénario N° 05 selon CCPS:

Numéro du scénario : 06	N° de l'équipement :	Titre du scénario : Explosion par excès de gaz à cause d'une fermeture de vannes d'air de combustion.	
Date : 23/04/2016	Description	Probabilité	Fréquence
Conséquences/niveau de gravité associé	Explosion de la chaudière		
Fréquence « cible » pour atteindre le niveau de risque acceptable	Ce scénario entraîne des dommages pour les personnes, les biens et l'environnement		10^{-5}
Évènement initiateur du scénario	Fermeture de vannes d'air de combustion.	10^{-1} (I'icsi, 2009)	
Conditions de réalisation du scénario	-		
Facteurs conditionnels de réalisation (si applicables au scénario)	Probabilité d'explosion	1	
	Probabilité de présence du personnel dans la zone d'effet atteinte par le scénario	1	
	Probabilité de blessures	1	

	Autres	-	
Fréquence du scénario sans les barrières			10 ⁻¹ /an
Barrières de sécurité respectant les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA		-	
Autres barrières de sécurité ne respectant pas les critères d'indépendance explicités dans la méthode LOPA	SIS : régulation débit d'air	10 ⁻¹ (Crowl, 2001)	
Total des PFD associés aux barrières de sécurité indépendantes (IPL)		0	
Fréquence du scénario avec les barrières indépendantes			10 ⁻²
Fréquence « cible » permettant de justifier d'un risque acceptable est-elle atteinte ? (Oui/Non) : Non			
Actions requises pour atteindre le niveau de risque acceptable : proposer une SIF de SIL 2			
Note : le niveau d'intégrité de sécurité est SIL 2			
Références : PID, Étude HAZOP, base documentaire.			
Identité des membres ayant participé à la revue LOPA : HAMMAD Khalil			

Tableau 16 : Analyse du scénario N° 06

Conclusion

Suite aux résultats obtenus auparavant on conclue que :

- Le niveau d'intégrité de sécurité le plus élevé est SIL3 ;
- Les scénarios ont un seul origine, c'est le mauvais rapport air gaz ;
- Il n'existe pas un APS (automate programmable de sécurité), donc tous les équipements, même ceux qui concernent la sécurité, sont commandés par le BPCS ;
- Le niveau d'intégrité de sécurité requis SIL2 ou SIL3 n'est pas acceptable, ce qui montre la nécessité d'agir le plus vite possible ;
- La solution de maîtrise doit être de SIL3 parce que c'est le plus élevé.

IV.4 Maîtrise de risque

D'après l'étude LOPA on a déduit que l'origine du risque explosion dans la chaudière A/B est le mauvais rapport gaz/air de ce fait on propose de mettre en place une barrière qui traite cette situation. Elle consiste en deux débitmètres un pour la conduite de gaz et un autre pour la conduite d'air, chacun est placé en amont de la vanne de régulation, qui vont mesurer le débit et en faisant le rapport gaz/air on les compare à un seuil. Une fois le rapport dépasse ce dernier on envoie un signal pour que les vannes TOR se ferment.

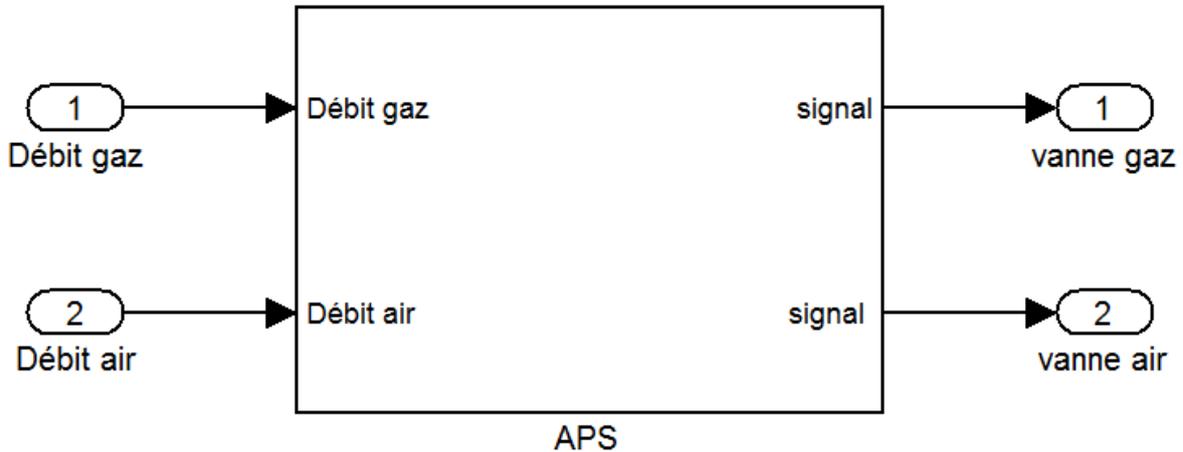


Figure IV-10 : Représentation du principe de la solution de maîtrise (Simulink)

Le nombre de paires de débit, unité logique (APS) et paires de vanne TOR est calculé à l'aide de la norme CEI 61508.

IV.4.1 Données

- a) Le taux de défaillance λ est donné par la base de données OREDA (AUTOR & AUTOR, 2002) :
 - Débitmètre : $\lambda = 3,26 \cdot 10^{-6} \text{ h}^{-1}$
 - Vanne TOR : $\lambda = 5,40 \cdot 10^{-6} \text{ h}^{-1}$
 - Traitement logique : $\lambda = 10^{-5} \text{ h}^{-1}$
- b) Proportion de défaillances de cause commune non détectées β , selon la norme CEI 61508 :
 - Débitmètre : $\beta = 20 \%$
 - Vanne TOR : $\beta = 10 \%$
 - Traitement logique : pas utile parce qu'on est en configuration 1oo1
- c) Couverture du diagnostic DC est donnée aussi par la norme CEI 61508 :
 - Débitmètre : $DC = 90 \%$
 - Vanne TOR : $DC = 60 \%$
 - Traitement logique : $DC = 99 \%$

IV.4.2 Construction d'un SIS

Dans notre cas la fonction de sécurité nécessite un système de niveau SIL3. L'évaluation initiale de l'architecture du système tient compte d'un groupe de deux débitmètres 2oo2. Le sous-système logique (Automate programmable de sécurité), est configuré 1oo1 pilotant un groupe de deux vannes TOR (tout ou rien) aussi d'une logique majoritaire 1oo2. Pour cette architecture on suppose une période de test périodique d'un an.

L'architecture est illustrée dans la figure (IV-11).

IV.4.2.1 Calcul de PFD_L

Probabilité moyenne de défaillance sur demande pour le sous-système logique dans un fonctionnement en mode demande faible (intervalle entre tests périodiques d'un an et MTTR de 8 h)

Architecture	DC	$\lambda = 10^{-5} \text{ h}^{-1}$		
		$\beta = 2 \%$	$\beta = 10 \%$	$\beta = 20 \%$
1oo1	0 %	$2.2 \cdot 10^{-2}$		
	60 %	$8.8 \cdot 10^{-3}$		
	90 %	$2.2 \cdot 10^{-3}$		
	99 %	$2.6 \cdot 10^{-4}$		

Tableau 17 : PFD du groupe logique

Donc,

$$PFD_L = 2,6 \cdot 10^{-4}$$

IV.4.2.2 Calcul de PFD_S

L'implantation d'un groupe de débitmètres composé des pairs (débitmètre gaz-débitmètre air) impose que l'architecture de chaque groupe soit d'une configuration 2oo2 parce qu'on a besoin de deux signaux pour pouvoir le comparer au seuil du rapport gaz/air. Or, la PFD_{G1} (PFD du groupe 1, c'est-à-dire pair (débitmètre gaz-débitmètre air)₁) est très élevée ($1,1 \cdot 10^{-3}$) selon le tableau 18, donc on est amené à faire plusieurs redondances ce qu'il n'est pas faisable en encombrement du tronçon aval de vanne de régulation (air ou gaz). Pour cela on procède à ramener deux débitmètres de niveau d'intégrité de sécurité égale à SIL3.

La probabilité moyenne de défaillance sur demande pour le groupe G1 dans un fonctionnement en mode demande faible (intervalle entre tests périodiques de 6 mois et MTTR de 8 h) est obtenue suite à une projection dans le tableau B.3 du chapitre 6 de la norme CEI 61508 :

Architecture	DC	$\lambda = 5 \cdot 10^{-6} \text{ h}^{-1}$		
		$\beta = 2 \%$	$\beta = 10 \%$	$\beta = 20 \%$
2oo2	0 %	$1.1 \cdot 10^{-2}$		
	60 %	$4.4 \cdot 10^{-3}$		
	90 %	$1.1 \cdot 10^{-3}$		
	99 %	$1.5 \cdot 10^{-4}$		

Tableau 18 : PFD du groupe de débitmètres

Le débitmètre choisi est de niveau d'intégrité de sécurité SIL3 (10^{-4}), aussi le sous-système est configuré 2oo2 donc,

On a selon la norme CEI 61508 :

$$PFD_S = \sum_i PFD_{Gi} \quad \text{Équation (IV.4.2.2-9)}$$

PFD_S : La probabilité moyenne de défaillance sur demande du sous-système capteur ;

PFD_{Gi} : La probabilité moyenne de défaillance sur demande de chaque groupe de capteurs logique ;

$$PFD_S = 10^{-4} + 10^{-4}$$

$$PFD_S = 2 \cdot 10^{-4}$$

IV.4.2.3 Calcul de PFD_{FE}

La probabilité moyenne de défaillance sur demande pour le sous-système élément final, PFD_{FE} , dans un fonctionnement en mode faible demande (intervalle entre tests périodiques de six mois et durée MTTR de 8 h) est obtenue à l'aide du tableau B.3 (suite) du chapitre 6 de la norme CEI 61508

Architecture	DC	$\lambda = 5 \cdot 10^{-6} \text{ h}^{-1}$		
		$\beta = 2 \%$	$\beta = 10 \%$	$\beta = 20 \%$
2oo2	0 %	$1.1 \cdot 10^{-2}$		
	60 %	$4.4 \cdot 10^{-3}$		
	90 %	$1.1 \cdot 10^{-3}$		
	99 %	$1.5 \cdot 10^{-4}$		

Tableau 19 : PFD du groupe des éléments finaux

Donc,

$$PFD_{FE} = 4,4 \cdot 10^{-3}$$

Selon le calcul précédent la PFD_{FE} de la configuration 2oo2 est élevée (SIL2) et on ne peut pas augmenter de nombre de groupe de vanne (composé des paires vanne air-vanne gaz) à cause de l'augmentation des pertes de charge et aussi l'encombrement de la canalisation.

Pour cela, on procède à mettre en place un seul groupe de vanne (vanne air-vanne gaz) de niveau d'intégrité de sécurité 3, SIL3. Le calcul de la PFD_{FE} est devient alors :

En appliquant l'équation IV-9, on trouve :

$$PFD_{FE} = 10^{-4} + 10^{-4}$$

$$PFD_S = 2 \cdot 10^{-4}$$

IV.4.3 Calcul de PFD_{SYS}

Pour calculer la probabilité moyenne de défaillance sur demande de tout le système, selon la norme CEI 61508, on doit sommer les PFD des trois groupes (capteur, système logique et élément final) :

$$\begin{aligned} PFD_{SYS} &= PFD_S + PFD_L + PFD_{FE} && \text{Équation (IV.4.2.3-10)} \\ PFD_{SYS} &= 2 \cdot 10^{-4} + 2,6 \cdot 10^{-4} + 2 \cdot 10^{-4} \\ PFD_{SYS} &= 6,6 \cdot 10^{-4} \end{aligned}$$

Donc,

$$10^{-4} \leq PFD_{SYS} < 10^{-3}$$

D'où,

PFD_{SYS} = niveau 3 d'intégrité de sécurité.

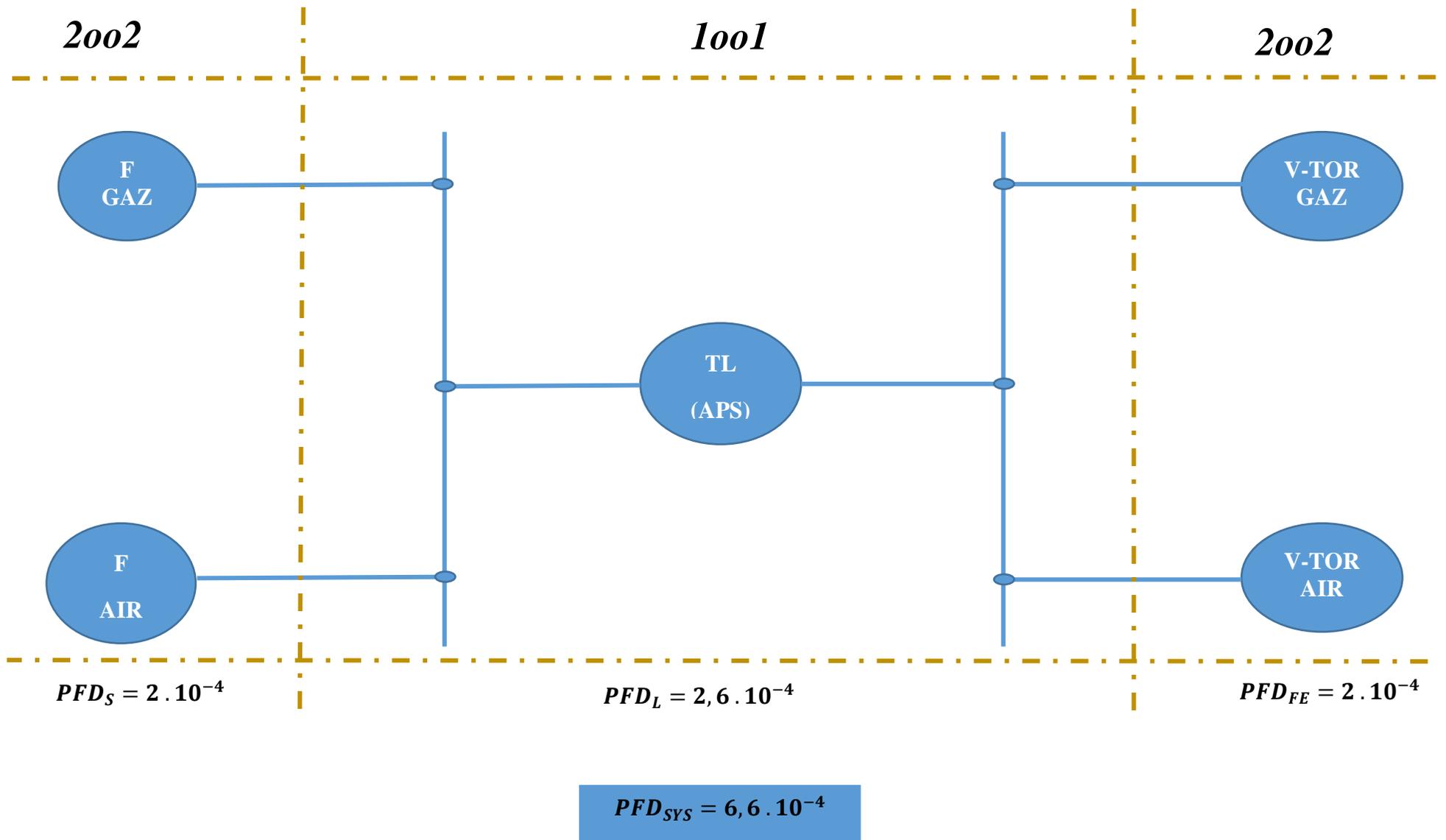


Figure IV-11 : Architecture du SIS proposé

IV.4.4 Mise en place du SIS

Après avoir construit le SIS et justifié le nombre de capteur, traitement logique et actionneur, également la configuration de chaque sous-système, on est amené à positionner chacun de ces derniers.

Une simulation avec Matlab, Simulink, a été faite pour tester le fonctionnement du SIS telle que l'architecture est la suivante :

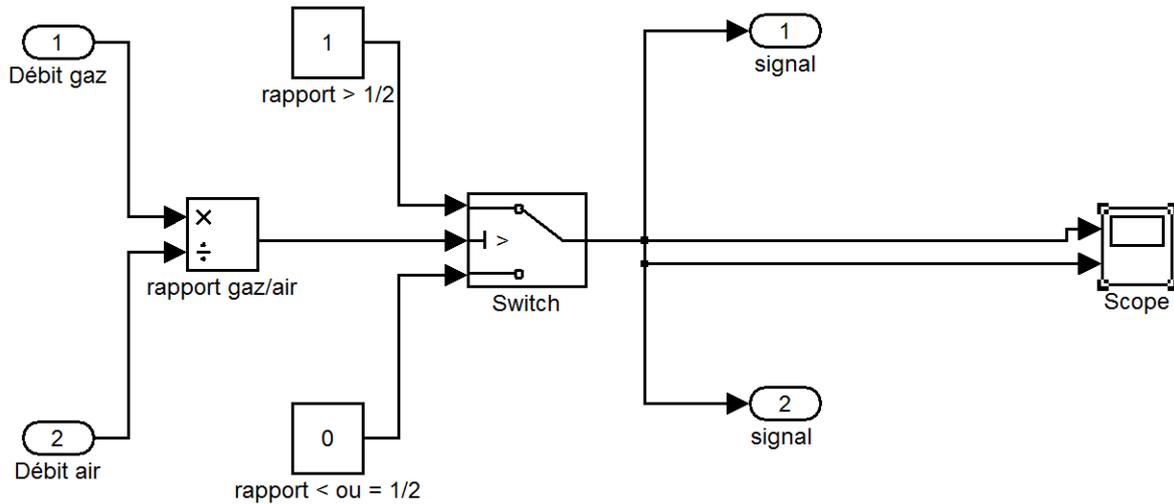


Figure IV-12 : Architecture du SIS (Simulink)

Input : deux signaux d'entrée venants de deux débitmètres (débitmètre gaz et débitmètre air).

A. Traitement logique (APS) :

- Un diviseur : qui va faire le rapport $\frac{gaz}{air}$;
- Un switch : le switch compare le rapport $\frac{gaz}{air}$ avec le seuil ($1/2$), selon le responsable de l'Unité Centrale II, si le rapport est supérieur à celui-ci, on a une sortie égale à 1 sinon la sortie est nulle.

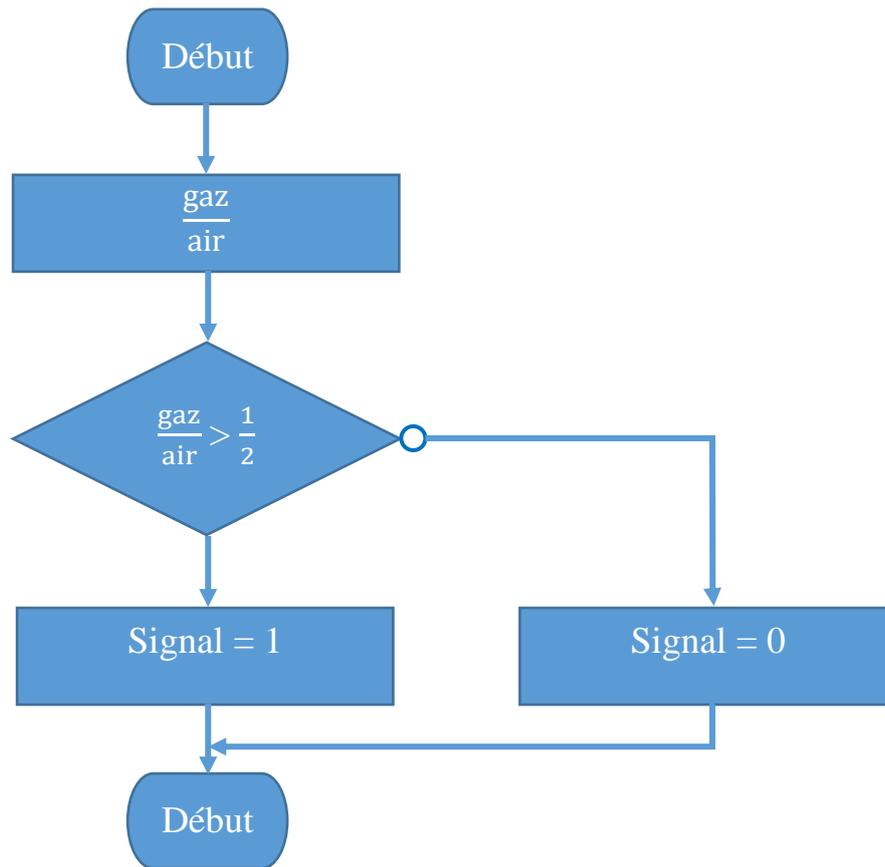


Figure IV-13 : Logigramme présentant le fonctionnement du Switch

B. Output : si le signal de sortie vaut 1 les deux vannes (vanne gaz et vanne air) se mettent en position 0 (fermées). Le graphe suivant décrit le comportement des deux vannes :

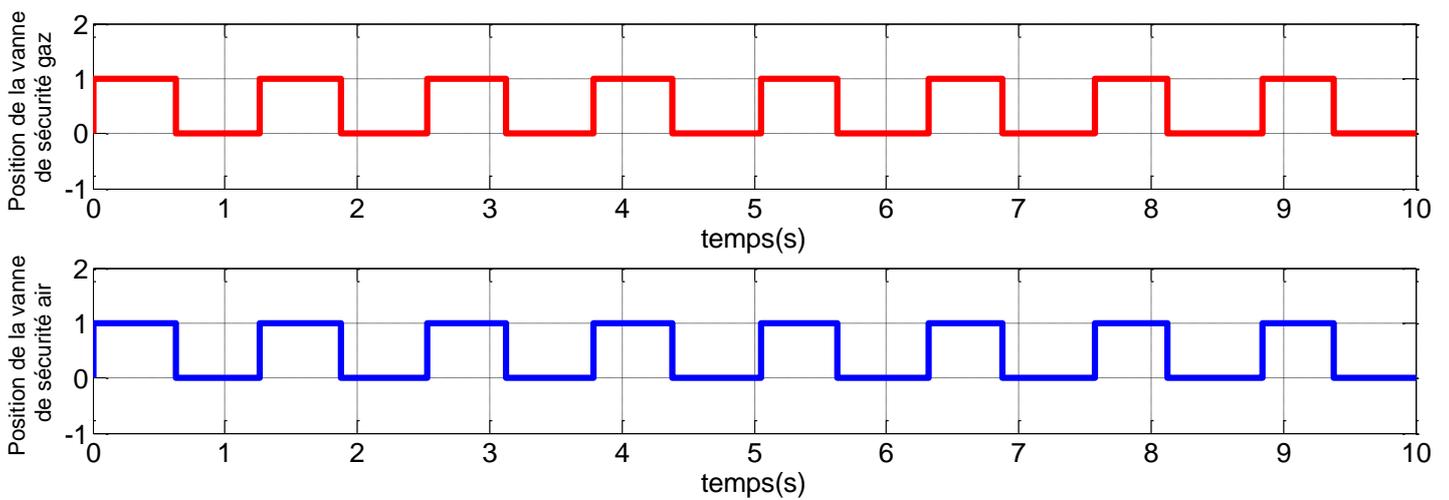


Figure 0-14 : Résultats d'exécution du programme Simulink

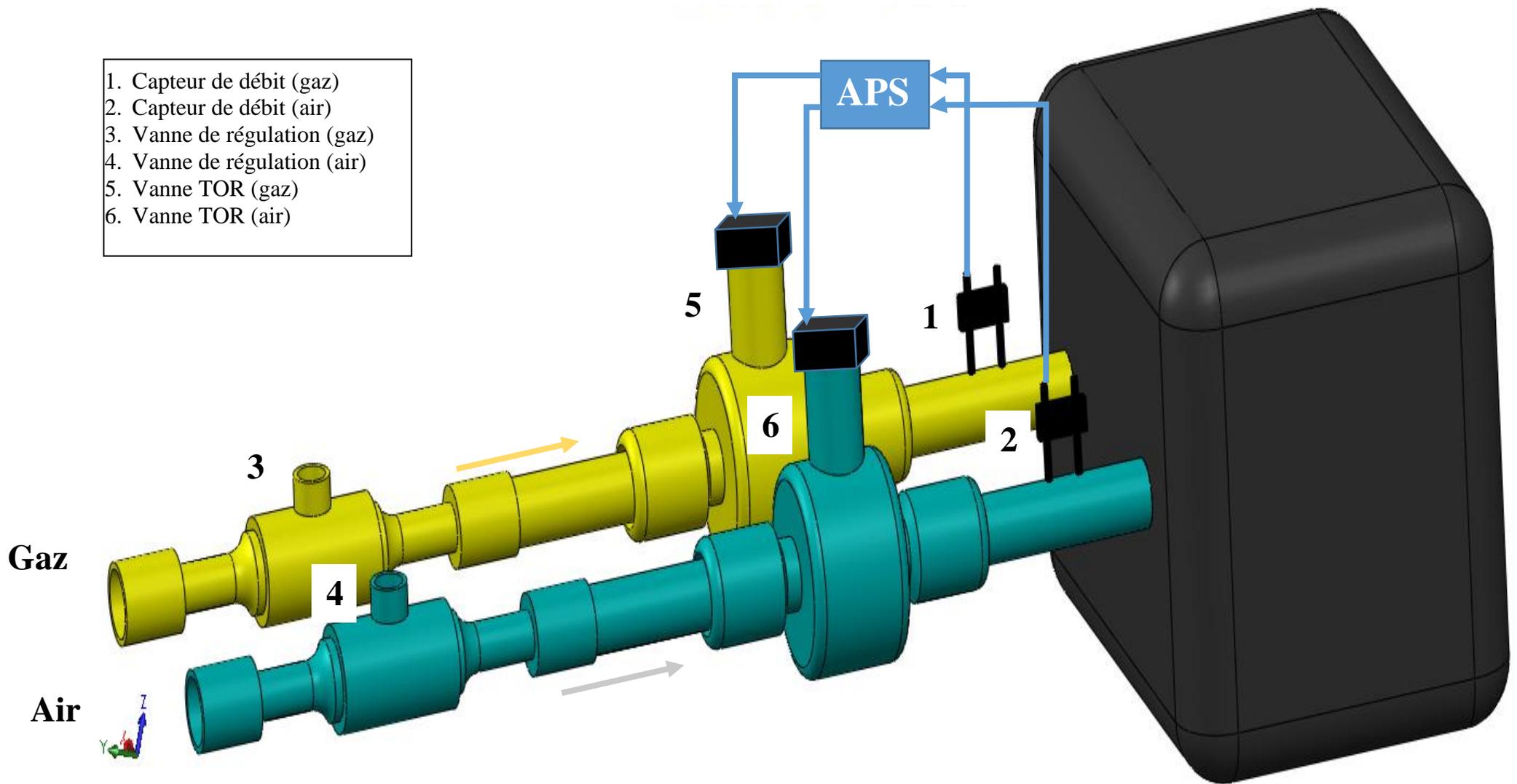
IV.4.5 Positionnement du SIS sur la conduite

Comme le scénario qui a présenté un niveau d'intégrité 3, SIL3, est due à une défaillance de la boucle de régulation, de même que les autres, donc on doit agir sur la régulation gaz en agissant sur le débit en aval des vannes de régulation gaz et air. De ce fait, de débitmètre est placé après la vanne pour mesurer le débit qui va être injecté.

Pour les vannes, elles ont été placées également en aval pour minimiser le maximum possible le gaz et l'air qui entre dans la chambre de combustion après le verrouillage. Une esquisse faite par SolidWorks est envisagée dans la figure (IV-15).

Conclusion

- Six scénarios résultent de la méthode HAZOP qui font l'objet d'un risque inacceptable ;
- D'après les résultats de la méthode LOPA, le niveau d'intégrité de sécurité 3 (SIL3) et l'origine de tous les scénarios soit une mauvaise régulation qui aboutit à un excès de gaz dans la chambre de combustion ;
- La solution de maîtrise (SIL3) agit sur le débit air et débit gaz et par conséquent, elle traite tous les scénarios.



- 1. Capteur de débit (gaz)
- 2. Capteur de débit (air)
- 3. Vanne de régulation (gaz)
- 4. Vanne de régulation (air)
- 5. Vanne TOR (gaz)
- 6. Vanne TOR (air)

Figure IV-15 : Positionnement du SIS dans la conduite

Conclusion générale

La modélisation des effets a montré la gravité des conséquences engendrées par l'explosion de la chaudière vu que son emplacement présente une source de danger pour un élément très vulnérable, il s'agit de la salle de contrôle. Par conséquent on a justifié l'importance de la présente étude.

Après avoir analysé les risques en utilisant la méthode HAZOP, six scénarios ont été jugés inacceptables suite à une cotation à l'aide de la matrice des risques. Cette étape a montré la présence d'un risque résiduel, dont son maîtrise nécessite des résultats plus pointus et plus détaillés, ce qui n'est pas le cas pour la HAZOP car ne traite pas tous les scénarios à cause de leurs complexités.

De ce fait, on a utilisé la méthode LOPA qui nous a permis de déterminer le niveau d'intégrité de sécurité requis (SIL requis) au niveau des chaudières A/B, en analysant les couches de protection existantes. LOPA a abouti à plusieurs SIL dont le plus élevé est de SIL3.

Le résultat SIL3 est un indicateur sur lequel on se réfère pour dire que les barrières de sécurité ou bien les couches de protection existantes, pour les chaudières A/B, sont insuffisantes. Ainsi, il n'existe pas suffisamment d'IPL à cause de la dépendance des sous-systèmes capteur et actionneurs au BPCS et non pas à un APS.

En raison du critère l'indépendance, qui est l'un des deux critères de considération d'une barrière comme une IPL, on a proposé une solution de maîtrise. Il s'agit d'un Système Instrumenté de sécurité de niveau d'intégrité de sécurité 3 (SIL3) composé d'un groupe de capteurs, un groupe d'actionneurs et un APS dans le but de couvrir tous les scénarios.

En perspectives du présent travail, on peut citer :

- L'amélioration de l'implication de la maintenance par le système management de sécurité ;
- La Création d'une procédure de traçabilité en ce qui concerne la phase démarrage de la chaudière pour assurer une bonne pré-ventilation ;
- L'Augmentation de la durée de la pré-ventilation ;
- Assurer des tests périodiques des barrières de sécurité surtout ceux des SIF pour réduire le taux de défaillance et par conséquent augmenter le niveau d'intégrité des couches de protection ;
- Mettre en place un APS complètement indépendant du BPCS, pour vérifier les critères d'une IPL.

Bibliographie

1. Ahmed, R. (2007). Modélisation et simulation thermohydraulique d'un générateur de vapeur industriel en régime transitoire par le code RELAP5/Mod3.2. [Thèse].
2. AUTOR, O., & AUTOR, S. I. M. (2002). *OREDA : OFFSHORE RELIABILITY DATA HANDBOOK*: OREDA.
3. Baker, W. E. (1973). *Explosions in air*: University of Texas Press.
4. CEI. (1998). Sécurité fonctionnelle des systèmes électriques/électroniques/électroniques programmables relatifs à la sécurité – Parties 4: Définitions et abréviations. *Norme CEI 61508*.
5. CEI. (2003). Sécurité fonctionnelle – Systèmes instrumentés de sécurité pour le domaine de la production par processus –. *CEI 61511-1*.
6. Crowl, D. A. (2001). *Layer of protection analysis: simplified process risk assessment*: Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers.
7. Gilles, Z. (2009). Sûreté de fonctionnement des systèmes industriels complexes Principaux concepts. [Article de base documentaire]. *Techniques de l'ingénieur Systèmes d'information et de communication, base documentaire : TIB397DUO*(ref. article : s8250).
8. INERIS. (2008). Evaluation des Barrières Techniques de Sécurité - Ω 10.
9. ISO. (2000). Système de management de la qualité, Principe essentiels et vocabulaire *ISO 9000*.
10. L'icsi, G. d. é. F. d. é. d. (2009). Les cahiers de la sécurité industrielle - Fréquence des événements. *ICSI*, 21.
11. Marc, F., & Sallé, B. (2013). Explosion et lieu de travail. *INRS*.
12. Michel, R. (2009). HAZOP : une méthode d'analyse des risques Présentation et contexte. [Article de base documentaire]. *Techniques de l'ingénieur Méthodes d'analyse des risques, base documentaire : TIB155DUO*(ref. article : se4030).
13. Mouilleau, Y., & Lechaudel, J. (1999). Guide des méthodes d'évaluation des effets d'une explosion de gaz à l'air libre. *Rapport INERIS*.
14. OHSAS18001. (2007). Système de management de la santé et de la sécurité au travail - Exigences. *BSI*.
15. Olivier, I. (2012). Méthode LOPA : principe et exemple d'application. [Article de base documentaire]. *Techniques de l'ingénieur Méthodes d'analyse des risques, base documentaire : TIB155DUO*(ref. article : se4075).
16. Sophie, T. (2006). Impact de fortes explosion sur les batiments représentatifs d'une installation industrielle. *Université d'Orleans*.
17. Vesely, W. E., Goldberg, F. F., Roberts, N. H., & Haasl, D. F. (1981). Fault tree handbook: DTIC Document.
18. Villemeur, A. (1997). Sûreté de fonctionnement des systèmes industriels, edition Eyrolles.
19. Walliser, B. (1977). *Systèmes et modèles: introduction critique à l'analyse de systèmes*: Éditions du Seuil.