

**REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE**  
**MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE**  
**SCIENTIFIQUE**

**Université 20 Août 1955- Skikda**

**Faculté de Technologie**

**Département de Génie Electrique**

Ref : .....



**Thèse présentée en vue de l'obtention**

**du diplôme de**

**Doctorat**

**Option : Automatique**

**Par : Mechhoud El Arkam**

***Contribution à l'automatisation de l'analyse et de  
l'évaluation des risques dans les sites industriels***

Soutenue publiquement le 02/02/2017 devant le Jury composé de :

Lachouri Abderrazak	Professeur	Président	Université de Skikda
Rouaïnia Mounira	Professeur	Directeur de thèse	Université de Skikda
Khelif Rabia	Professeur	Examineur	Université de Annaba
Soufi Youcef	MCA	Examineur	Université de Tébessa
Mehennaoui Lamine	MCA	Examineur	Université de Skikda

## Remerciements

Le travail de recherche présenté dans cette thèse a été réalisé au sein de l'Université 20 Août 1955- Skikda en collaboration avec l'unité pétrochimique CP2K- SONATRACH-Skikda.

Je tiens à exprimer mes vifs remerciements et toute ma reconnaissance au Professeur Mounira Rouainia pour avoir assuré la direction de mes travaux et pour la qualité de son encadrement. Tout au long de ces années de thèse, elle a su m'apporter son expérience et son soutien scientifique.

Mes remerciements s'adressent également à Monsieur Khelif Rabia, Professeur à l'Université de Annaba, Monsieur Mehennaoui Lamine, Maître de conférences classe A à l'Université de Skikda, Monsieur Lachouri Abderrazak, Professeur à l'Université de Skikda, ainsi qu'à Monsieur Soufi Youcef Maître de conférences classe A, à l'Université de Tébessa, pour avoir accepté d'évaluer ce travail et de prendre part au jury de soutenance de cette thèse.

Mes remerciements vont également à tout le personnel de l'unité CP2K qui m'a accueilli durant 7 mois. L'ambiance dans l'entreprise était chaleureuse et propice à un travail efficace. Outre l'expérience que j'y ai acquise, cela m'a permis de mener à terme mon travail de thèse.

Je remercie particulièrement Monsieur Manuel Rodriguez Professeur à l'Université polytechnique de Madrid pour ses précieux conseils, pour ses encouragements et son soutien.

Finalement, je tiens à remercier du fond du cœur ma famille sans qui je ne serais jamais arrivé là.

Un grand merci, aussi, à tous mes amis.

## ملخص

يحتل تحليل وتقييم المخاطر أهمية قصوى في مجالات التصميم والتشغيل والصيانة للمنشآت الصناعية، وهذا من أجل ضمان كل من الأمن البيئي والاقتصادي . في هذا السياق، تفرض القوانين و على نحو متزايد الاعتماد على أدوات وطرائق تحليل الأخطار الصناعية في المواقع الصناعية خاصة تلك المصنفة في خطر.

إذا كان يوجد عدد وافر من الأعمال و الطرق الموجهة إلى تحليل وتحديد طرق المخاطر الصناعية. فإنه ينقص مع ذلك الآلية في عملية التحليل والتقييم أي نقص في وجود أداة و وسائل تحليل و تقييم الأخطار تعمل بشكل آلي ما يضمن إدارة أفضل للمخاطر والتنبؤ بوقوع الحوادث مما يعين على الحد من هذه الأخطار.

والهدف من هذه الرسالة هو إنجاز أداة جديدة مخصصة للتحليل و التقييم الآلي للمخاطر الصناعية في المعامل البتروكيماوية، حيث تركز هذه الأداة على الجمع بين طريقتين لتحليل المخاطر HAZOP و FMECA . ويتم تقييم سيناريوهات الحوادث أيضا من حيث الحالات الحرجة ومن حيث الخسائر الاقتصادية . وما يميز هذا البرنامج هو تسريع عملية تحديد المخاطر، وتقييمها والتنبؤ بطبيعتها وتأثيراتها . ويتم تحليل المعلمات العملية في واجهة رسومية لتسهيل استخدام الطريقة المنجزة من طرفنا . هذا التحليل الآلي يسلط الضوء على الانحرافات المختلفة من معلمات التشغيل لجميع الأنظمة في المصنع . كما يتم تحديد الأسباب المحتملة لهذه الانحرافات، وعواقبها والإجراءات الوقائية من خلال البرنامج المقترح المنشأ. النتائج المستخرجة من خلال إستعمالنا لهذا البرنامج هي التقليل من المخاطر ورفع موثوقية النظام.

**الكلمات المفاتيح :** الصناعة البتروكيماوية, الموثوقية, تحليل الأخطار, رقمنة و آلية تحليل وتقييم الأخطار

## Résumé

Dans les domaines de la conception, de l'exploitation et de la maintenance des installations industrielles, l'analyse et l'évaluation des risques revêt aujourd'hui une importance capitale tant sur le plan économique qu'environnemental et sécuritaire. Dans ce sens, les réglementations imposent de plus en plus le suivi de la sûreté de fonctionnement dans les sites industriels et particulièrement ceux classés à risques.

Si une multitude de travaux et de méthodes d'analyse et d'identification des risques industriels existe, il manque cependant une automatisation du procédé d'analyse et d'évaluation afin d'assurer une meilleure prise en charge des risques et une anticipation assez importante sur les possibilités d'accident.

L'objectif de cette thèse est de mettre en œuvre un nouvel outil automatisé dédié à l'analyse et l'évaluation des risques dans les industries pétrochimiques, il est basé sur la combinaison de deux méthodes d'analyse des risques: HAZOP et AMDEC. Les scénarios d'accident sont également évalués en termes de criticité et d'économie. L'avantage principal de la présente méthode consiste à accélérer l'identification des risques, l'évaluation des risques et la prévision de la nature et de l'impact de ces accidents. Les paramètres du process sont analysés sous une interface graphique pour faciliter l'exploitation de notre approche développée. Cette analyse automatisée met en évidence les différents écarts par rapport aux paramètres de fonctionnement de tous les systèmes dans l'installation. Les causes possibles de ces écarts, leurs conséquences et les actions de prévention sont identifiées. Les résultats obtenus sont la minimisation des risques et l'amélioration de la fiabilité du système considéré.

**Les mots clés :** Industrie pétrochimique, sûreté de fonctionnement, Analyse des risques, Automatisation de l'analyse et l'évaluation des risques.

## **Abstract**

In the design areas, operation and maintenance of industrial installations, the analysis and risk assessment today is of paramount importance both economically than environmental and security. In this sense, the regulations impose increasingly monitoring the dependability in industrial plant especially those presenting high level of risks.

A multitude of approaches and methods dedicated to industrial risks analysis and identification exists, however it lacks the automation of analysis and evaluation process in order to ensure a best risks support and anticipation enough important about the possibilities of accidents.

The objective of this thesis is to implement a new automated tool dedicated to risk analysis and assessment in petrochemical plants, based on a combination of two methods of analysis: HAZOP and FMECA. Accident scenarios are evaluated in terms of criticality and economics. The principal advantage of the present method is to speed-up hazards identification, risk assessment and forecast of the nature and impact of such accidents. Plant parameters are analyzed under a graphical interface to facilitate exploitation of our developed approach. This automated analysis brings out different deviations in the operating parameters of any system in the plant. Possible causes of these deviations, their consequences and preventive actions are identified. The results are minimization of risks and enhancement of dependability on the considered system.

**Keywords:** Petrochemical plant, Dependability, Risk assessment, Automated risk analysis and assessment.

## Liste des abréviations

A	Disponibilité (availability en anglais)
Add	Arbre de défaillance
AE	Arbre des Evènements
AFNOR	Association française de normalisation
AMDE	Analyse des Modes de Défaillances et de leur Effet
AMDEC	Analyse des Modes de Défaillances de leur Effet et de leur Criticité
APR	Analyse préliminaire des Risques
AEGL	Acute Exposure Guideline Level
ASA	Solution anti statique
AZF	AZote Fertilisants
BS-EN	British Standards European Norm
DCS	Distributed control system
DNV	Det Norske Veritas
EPRG	Emergency Response Planning Guidelines
FMECA	Failure modes, effects and criticality analysis
FRAM	Functional Resonance Analysis Method
GNL	Gaz Naturel Liquéfié
GPL	Gaz Pétrolière Liquéfié
HAZOP	Hazard and Operability
IEC	International Electrotechnical Commission
CEI 60079-29-2:2007	Atmosphères explosives - Partie 29-2: Détecteurs de gaz - Sélection, installation, utilisation et maintenance des détecteurs de gaz inflammables et d'oxygène
INERIS	Institut national de l'environnement industriel et des risques
ISO	International Organization for Standardization
NF	Norme Française
OSHA	Occupational Safety and Health Administration
P	Probabilité
ppm	partie par million
PEHD	PolyEthylène Haut Densité
PLC	programmable logic controller
PTO	Vanne de décharge
PF	Catalyseur type Philips
TEA	Tétraéthylammonium
TEEL	Temporary Emergency Exposure Limit
TVR	Tension de Vapeur Reid
TORANAS	Tool for Risk Analysis and assessment
R	la fiabilité (Reliability en anglais)
RDP	Réseaux de Pétri
RTE	Région de Transport Este
SADT	Structured Analysis and Design Technique
Sdf	Sûreté de fonctionnement
STPA	Systems-Theoretic Process Analysis
TRC	Total Risk Cost
XPF	Catalyseur type Ziegler

## Liste des tableaux

Table.1.1. Echelles de gravité Sonatrach DP	19
Tableau.1.2. Echelles de gravité selon la norme NF EN 50126	19
Tableau.1.3. Niveaux retenus définissant la gravité	20
Tableau.1. 4. Echelles de fréquence d'occurrence selon la norme NF EN 50126	20
Tableau. 1.5. Les quatre niveaux de la probabilité d'occurrence Sonatrach DP	20
Tableau. 1.6. Les cinq niveaux de la probabilité d'occurrence selon la norme française	21
Tableau.1.7.Echelle de gravité	22
Tableau.1.8. Nature et état des hydrocarbures	24
Tableau.1.9. Les seuils AEGL	31
Tableau.1.10. Les conséquences de la catastrophe du GL1K	35
Tableau.2.3. Liste des modes génériques des défaillances suivant la norme NF EN 60812	47
Tableau.2.4. Liste paramètres	50
Tableau.2.5. Liste des mots guides (clés)	51
Tableau.2.7. Relations de références utilisées pour l'analyse de risques	55
Tableau2.8. Les domaines et les techniques d'études	56
Tableau.2.9. Résumé de la symbolique des éléments de l'arbre de défaillance	67
Tableau.3.1.Moyens mobiles de sécurité	97
Tableau.3.2. Moyens de sécurités fixes dans le CP2K	97
Tableau.3.3. Identification d'emplacement des détecteurs de gaz dans le CP2K	100
Tableau.4. 1. Identification des systèmes existants dans l'unité de PEHD	107
Tableau.4.2.Résultat d'application de l'HAZOP sur la zone off-site	111
Tableau.4.3. Résultats d'application de l'HAZOP sur la zone humide	115
Tableau.4. 4. Scénarios d'accident retenu par l'HAZOP	119
Tableau.4. 5. Scénario critique retenus de l'étude HAZOP	121
Tableau.4.6. L'historique de la pompe d'isobutane de recyclage de l'année 2013	123
Tableau.4. 7. Paramètres de la Sdf de la pompe d'isobutane de recyclage	124
Tableau.4.8. Résultat d'application d'AMDEC sur la pompe d'isobutane de recyclage	128
Tableau.4.9. Scenarios critique retenue de l'analyse AMDEC	129
Tableau.4.10.Coût des installations se trouvant dans le rayon d'impact touchée par les deux scénarios	134
Tableau. 4.11. Estimatif des coûts des honoraires de réparation des sinistres	141
Tableau. 4.12. Coût des pertes d'exploitation	142
Tableau. 4.13. Coût total direct du risque (TCR)	142
Tableau. 4.14. Coût total du risque	142
Tableau. 4. 15. Coûts directs et indirects des recommandations préventives	143
Tableau. 4. 16. Les zones menacées par le rayonnement thermique	155
Tableau. 4. 17. Sortie de l'interface graphique pour le scenario d'accident (BLEVE) dans le bac de stockage d'éthylène	157

## Liste des figures

Fig.1.1. Matrice de Criticité	21
Fig.1.2. Grille de criticité définissant les niveaux de risque	22
Fig1.3 -Limite d'explosivité	25
Fig.1.4. Triangle de feu	27
Fig.1.5. La catastrophe de Bhopal	33
Fig.1.6. AZF, Toulouse	34
Fig.1.7. La catastrophe du GL1K 2004	35
Fig.2.1. Organigramme d'une analyse de sûreté de fonctionnement	40
Fig.2.2. Démarche générale de l'analyse fonctionnelle	42
Fig.2.3. Formalisation du besoin par une bête à cornes	42
Fig.2.4. Schéma de la Pieuvre	43
Fig.2.5. Actigramme SADT	44
Fig.2.6. Classification des principales méthodes d'analyse des risques	45
Fig.2.7. Démarche de la méthode AMDEC	47
Fig.8. Organigramme d'analyse HAZOP	51
Fig.2.9. Arbre d'évènement	54
Fig.2.10.le processus de danger	56
Fig.2.11. La méthodologie MOSAR	58
Fig.2. 12. Un modèle Markovien	58
Fig.2. 13. Graphe de Markov du système	60
Fig.2. 14. Graphe de Markov pour calcul R(t)	62
Fig.2.15. Graphe de Markov associé à la maintenabilité	64
Fig.2.16. Exemple de réseaux de Pétri	65
Fig.2.17.graphe de marquage	66
Fig.2.18. Démarche pour l'élaboration d'un arbre de défaillance	69
Fig.2.19. Construction de la méthode nœud papillon	72
Fig.3.1. Plan de localisation de l'unité PEHD	77
Fig.3.2.Plant de masse de l'unité PEHD	79
Fig.3.3.L'unité CP2K	80
Fig.3.4. Schéma de procédé de l'usine	80
Fig.3.5. Schéma de traitement d'éthylène	82
Fig.3.6. Schéma de séchage d'hydrogène	82
Fig.3.7. Schéma du système de traitement de l'hexane	83
Fig.3.8. Schéma du système de dégazage de l'isobutane	84
Fig.3.9. Activation du catalyseur	86
Fig.3.10.Schéma du système de contrôle et d'alimentation du réacteur	87
Fig.3.11.Schéma du réacteur et de contrôle par DCS	87
Fig.3. 12. Schéma du système de réfrigération et de contrôle par DCS	89
Fig.3. 13. Pompe du réacteur	90
Fig.3. 14. Schéma du blocage et décharge du réacteur	91
Fig.3.15.Système de séchage du PEHD	91
Fig.3.16. Extrusion de PEHD	93
Fig.3. 17. Schéma PFD du procédé de polymérisation	94
Fig.3. 18. Circuit réseau anti incendie	98
Fig.3.19. Réseau anti incendie installé dans l'unité CP2K	99
Fig.3. 20. Système de déluge	102
Fig. 3. 21. Système de détection de gaz	102
Fig.4. 1. Actigramme A0 produire PEHD	107
Fig.4.2. Actigramme A0 détailler produire PEHD	107
Fig.4. 3. Actigramme A1 préparation des produits pour la réaction	108
Fig.4. 4. Actigramme A2 réaction	108
Fig.4. 5. Actigramme A3 Conditionnement et séparation	109
Fig.4. 6. PFD de la Zone humide	115

Fig. 4. 7. Grille de Criticité	121
Fig. 4. 8. Classification des scénarios dans la Grille de Criticité	122
Fig.4. 9. PFD Colonne isobutane de recyclage	124
Fig.4. 10. Allure de la fiabilité de la pompe 670-172	126
Fig.4. 11. Allure de la maintenabilité de la pompe 670-172	126
Fig.4. 12. Allure de la disponibilité de la pompe 670-172	127
Fig.4. 13. Actigramme SADT A0 de la pompe d'isobutane de recyclage	127
Fig.4.14. Actigramme A0 détaillé de déplacer l'isobutane de recyclage	128
Fig.4. 15. Concentration du polluant en ppm dans les régions touchées (simulation d'explosion de réacteur)	130
Fig.4. 16. Concentration du polluant au point (0 Km, 0 Km)	130
Fig.4. 17. Concentration du polluant au point (1.18 Km, 0 Km)	131
Fig.4.18. Concentration du polluant au point (3.44 Km, 0m)	131
Fig.4.19. Concentration du polluant au point (10 Km, 0m)	132
Fig.4.20. Dispersion d'inflammabilité suivant l'explosion du réacteur	132
Fig.4.21. Concentration de la matière inflammable au centre d'explosion	133
Fig.4. 22. Concentration de la matière inflammable dans la zone2	133
Fig.4. 23. Concentration de la matière inflammable dans la fin de la zone 2	133
Fig.4. 24. Effet de surpression suivant l'explosion du réacteur	134
Fig.4.25. Coût des installations se trouvant dans le rayon d'impact touché par l'encrassement du réacteur	140
Fig.4.26. Coût des installations se trouvant dans le rayon d'impact touché par l'explosion et l'incendie	140
Fig.4.27. Organigramme de TORANAS	148
Fig.4.28. Fenêtre d'accueil de l'interface graphique	149
Fig.4. 29. Analyse fonctionnelle	150
Fig.4.30. Interface de l'analyse fonctionnelle de la zone Off-site-	150
Fig.4.31. Interface de l'analyse fonctionnelle de la zone humide	151
Fig.4.32. Interface de l'analyse fonctionnelle de la zone de séchage	151
Fig.4.33. Interface du model de process	152
Fig.4.34. Analyse dysfonctionnelle HAZOP	153
Fig.4.35. Analyse fonctionnelle du compresseur d'éthylène	153
Fig.4.36. Analyse dysfonctionnelle AMDEC	154
Fig.4.37. Calcul de la fiabilité de la pompe d'iso butane	154
Fig.4.38. Calcul et traçage de la maintenabilité de la pompe I-B	155
Fig.4.39. Calcul et traçage de la disponibilité de la pompe I-B	155
Fig.4.40. Interface Graphique – l'impacte du BLEVE et de leur effet thermique -	157
Fig.4.41. Intensité de la surpression en fonction de la distance	158
Fig.4.42. Vitesse de l'onde de choc en fonction de la distance	158
Fig.4.43. Température sur le front de choc en fonction de la distance	158

# **Table des matières**

Remerciements	1
Liste des abréviations	5
Liste des tableaux	6
Liste des figures	7
Introduction générale	14
<b>Chapitre 01 : Risques industriels</b>	
Introduction	17
1.1. Définitions des notions liées au risque	17
1.1.1. Risque	17
1.1.2. Le Risque technologique	17
1.1.3. Le risque industriel majeur	17
1.1.4. Danger	17
1.1.5. Phénomène dangereux	18
1.1.6. Dommage	18
1.1.7. Conséquence	18
1.1.8. Accident	18
1.1.9. Scénario de danger	19
1.1.10. Gravité	19
1.1.11. Fréquence d'occurrence	20
1.1.12. Criticité	21
1.1.13. Exposition	22
1.2. La sûreté de fonctionnement	23
1.2.1. Fiabilité (Reliability)	23
1.2.2. Maintenabilité (Maintainability)	23
1.2.3. Disponibilité (Availability)	23
1.2.4. Sécurité (Safety/Security)	24
1.3. Les risques dans les industriels pétroliers et pétrochimiques	24
1.3.1. Les risques liés aux natures des produits	24
1.3.2. Les risques liés aux travaux sur l'installation	25
1.3.3. Les risques liés à l'homme	26
1.4. Les phénomènes dangereux dans les installations pétrolières et gazières	26
1.4.1. L'incendie	26
1.4.2. L'explosion	28
1.4.3. La toxicité	29
1.5. L'évaluation des phénomènes dangereux	30
1.5.1. Effet thermique	30
1.5.2. Effet de surpression	30
1.5.3. Les effets de la toxicité	31
1.6. Risques industriels : Retour d'expérience/ accidentologie	32
1.6.1. L'accident Feyzin en France 1966	32
1.6.2. La catastrophe de Bhopal 1984	33
1.6.3. La catastrophe d'AZF, Toulouse 2001	34
1.6.4. L'accident du GNL Skikda 2004	34
1.6.5. L'accident du RTE Skikda 2005	35
Conclusion	36
Références	37

## **Chapitre 02 : Les méthodes d'analyse des risques**

Introduction	40
2.1. Les méthodes d'analyse fonctionnelle	41
2.1.1. Analyse fonctionnelle externe (méthode APTE)	42
2.1.2. Analyse fonctionnelle structurel La méthode SADT	43
2.2. Les méthodes d'analyse dysfonctionnelle	44
2.2.1. Les méthodes Inductives	45
2.2.1.1. Analyse préliminaire des risques (APR)	45
2.2.1.2. La méthode d'Analyse des Modes de Défaillance de leur Effets et de leur Criticité (AMDEC)	46
2.2.1.3. La méthode HAZOP	50
2.2.1.4. L'analyse par l'arbre d'évènements (Event Tree Analysis ETA)	53
2.2.1.5. Méthodologie MADS	54
2.2.1.6. La méthode MOSAR	56
2.2.1.7. Chaines de Markov	58
2.2.1.8. Réseaux de Pétri	64
2.2.2. Les méthodes d'analyses déductives	67
2.2.2.1. La méthode de l'arbre de défaillances	67
2.2.2.2. Nœud papillon (Bowtie Model)	71
Conclusion	72
Références	74
<b>Chapitre 03</b> : Description et analyse préliminaire des risques de l'unité CP2K- Skikda	
Introduction	77
3.1. Présentation de l'Unité de production le polyéthylène Haut densité (PEHD) CP2K	77
3.1.1. Localisation et présentation de l'unité PEHD	77
3.1.2. Installations industrielles les plus proches	77
3.1.3. Description des infrastructures, installations et procédé	78
3.1.3.1. Bâtiments	78
3.1.3.2. Répartition des zones	78
3.1.3.3. Les installations et les équipements dans le PEHD	78
3.1.4. Description de procédé	80
3.1.4.1. Traitement des matières premières	81
3.1.5. La phase de réaction	86
3.1.5.1. Réacteur 950-155 (PB-B-1020, PB-B-1023)	86
3.1.5.2. Alimentation au réacteur (PB-B-1019)	86
3.1.5.3. Système d'additifs et Scavenger au réacteur	87
3.1.5.4. Solides dans le Réacteur	88
3.1.5.5. Système de réfrigération du réacteur	88
3.1.5.6. Pompe du Réacteur	89
3.1.5.7. Système de décharge du Réacteur (Pattes de décantation)	90
3.1.5.8. Système de vaporisation et de séchage du polymère	90
3.1.5.9. Purification et récupération du gaz de recyclage	92
3.1.5.10. Récupération du gaz de purge	92
3.1.5.11. Transport pneumatique et de finition	92
3.2. Système de sécurité de processus	93
3.2.1. Identification des risques dans le site CP2K	93
3.2.2. Les sources d'émissions de produits dangereux dans l'unité PEHD	94
3.2.2.1. Emissions en Fonctionnement Normal	94
3.2.2.2. Emissions Accidentelles	95
3.2.3. Dangers liés aux émissions accidentelles	95
3.2.4. Les sources d'ignition (Combustion)	97

3.3. Les moyens de sécurité installés dans le site PEHD	97
3.3.1. Les moyens mobiles	99
3.3.2. Les moyens de sécurité fixes	100
3.3.3. Liste et types d'extincteurs	100
3.3.4. Système automatique d'incendie	100
3.3.5. Autres systèmes	101
Conclusion	104
<b>Chapitre 04- Partie 01 : Analyse et évaluation des risques: Cas de l'unité CP2K</b>	
Introduction	106
4.1. Analyse des risques dans l'unité CP2K	106
4.1.1. Analyse fonctionnelle	106
4.1.2. Analyse dysfonctionnelle : Application de la méthode HAZOP à l'unité PEHD	109
4.1.3. Evaluation des risques par la matrice de criticité du système	121
4.1.4. Analyse des résultats retenue par l'HAZOP	123
4.1.5. Application de l'AMDEC à la pompe d'Isobutane de Recyclage 670-172	123
4.1.6. Simulation des scénarios critiques	130
4.2. Analyse économique des risques industriels	134
4.2.1. Coût des honoraires (Main d'œuvre)	141
4.2.2. Pertes d'exploitations pendant l'arrêt de la production	141
4.2.3. Récapitulatif de des coûts directs	142
4.2.4. Le coût total du risque	142
4.2.5. Coût directs et indirects de la prévention	142
Conclusion	144
<b>Chapitre 04- partie 02 : Automatisation des méthodes d'analyse des risques</b>	
Introduction	146
4.3. Etat de l'art des approches automatisées d'analyse des risques	146
4.4. TORANAS (Tool for Risk Analysis and Assessment proposed approach): Outil pour l'analyse et l'évaluation des risques proposé	147
4.4.1. Conception du TORANAS	147
4.4.2. Application	149
4.4.2.1. Analyse fonctionnelle de l'unité CP2K par TORNAS	150
4.4.2.2. Identification des risques	152
4.4.2.3. Exemple d'application : cas du compresseur Ethylène	153
4.4.2.4. Etude FMD des équipements	154
4.4.2.5. Evaluation des conséquences	155
Conclusion	159
Références	160
Conclusion générale et perspective	162

# Introduction générale

## Introduction générale

Les industries pétrolières et pétrochimiques occupent une place importante dans les sources de l'économie et de l'énergie des nations. Cependant, ces industries reposent sur des systèmes complexes et présentant de nombreux paramètres à contrôler, ceci génère plusieurs types de risques tels que l'explosion et l'incendie, qui provoquent des dommages à l'homme, aux biens et à l'environnement. Les risques d'explosion et d'incendies générés par le stockage et l'exploitation des produits pétroliers et gaziers, montrent la problématique que peut engendrer ce genre d'accident dans une unité pétrolière ou pétrochimique et les conséquences sur les installations de l'unité autant que celles des unités avoisinantes et l'environnement en général. Lorsque ces risques surviennent, ils peuvent être catastrophiques à l'image de la catastrophe du GL1K de Skikda (19 janvier 2004) qui s'est traduit par la destruction presque totale du complexe et la mort de 27 agents ainsi qu'un nombre important de blessés et de traumatisés (presque 112 personnes). Cet accident a eu des répercussions jusqu'à la ville de Skikda qui se trouve à environ 03 km.

L'analyse et l'évaluation des risques revêt aujourd'hui une importance capitale tant sur le plan économique qu'environnemental et sécuritaire dans les sites industriels. Si une multitude de travaux et de méthodes d'analyse et d'identification des risques industriels existe, ces méthodes qui se divisent en deux catégories : celle basée sur l'analyse fonctionnelle (SADT, APTE, RELIASEP, FAST...ect) et celle basée sur l'analyse dysfonctionnelle (AdD, AMDE(C), HAZOP, APR ... ect), consomment beaucoup de temps et sont souvent sujettes à des erreurs. Pour assurer une meilleure prise en charge des risques et une anticipation assez importante sur les possibilités d'accident il est impératif d'automatiser le procédé d'analyse et d'évaluation des risques.

L'objectif de cette thèse s'inscrit dans ce sens. Il s'agit de mettre en place un outil global et automatisé permettant l'analyse, l'identification et l'évaluation des risques dans un site industriel. Nous proposons dans ce cadre un outil automatisé pour l'analyse et l'évaluation des risques que nous avons baptisé « Tool for Risk Analysis and Assesment » (TORANAS). Cet outil est développé pour permettre l'analyse globale des risques, la simulation des scénarios d'accident et l'estimation des dommages potentiels dans les industries pétrochimiques. Les analyses HAZOP et AMDEC développées avec une équipe d'ingénieurs et de techniciens sont mises en œuvre dans TORANAS, dans l'objectif d'aider l'opérateur pendant la phase d'exploitation à prendre la bonne décision. Le logiciel est développé sous la forme d'une interface graphique utilisant Matlab comme un outil de codage.

Notre méthode d'analyse prend en compte les déviations extraites par l'analyse HAZOP, et l'identification des modes de défaillance ainsi que la localisation de leurs causes par l'analyse AMDEC. Notre outil d'analyse automatisé TORANAS permet la diminution des erreurs humaines et constitue un moyen efficace aidant l'opérateur à une prise de décision la plus sûre. Comme étude de cas, nous avons considéré l'unité de production de polyéthylène haute densité (PEHD) CP2K située dans la plateforme pétrochimique de la Wilaya de Skikda.

Cette thèse présente la description de l'outil que nous avons appelée TORANAS composée d'une base des connaissances et d'une représentation de l'installation spécifique permettant la réalisation d'une analyse des risques automatisée.

Dans le premier chapitre de cette thèse, nous énumérons les différents types de risques, les définitions des notions liées au risques industriels selon les normes internationales et enfin nous présentons les accidents les plus graves et vraiment catastrophique dans le monde et en Algérie.

Dans le deuxième chapitre, nous présenterons les différentes méthodes d'analyse des risques, tout en insistant sur les plus récentes et les plus utilisées dans l'industrie. Nous mettons également l'accent sur leurs avantages et leurs limitations.

Le troisième chapitre est consacré à l'étude et à l'analyse d'un site industriel, le complexe pétrochimique de production de polyéthylène à haute densité CP2K situé dans la plateforme pétrochimique de la Wilaya de Skikda. Nous développons une analyse fonctionnelle et dysfonctionnelle de cette unité et nous quantifions ces risques en termes de criticité des événements dangereux et en terme économique par une étude financière de ces risques.

Dans la dernière partie de cette thèse, nous présentons dans le détail l'outil automatisé d'analyse et d'évaluation des risques que nous avons baptisé TORANAS. Dans un premier temps, nous passons en revue les quelques méthodes automatisées d'analyse des risques existantes. Nous faisons également une synthèse des avantages et les inconvénients de chacune de ces méthodes. Une synthèse critique des différentes méthodes qui nous permet de décrire les points importants, que doit posséder notre outil. Suite à cela, nous présentons dans le détail l'outil d'analyse automatisé TORANAS composée d'une base des connaissances et d'une représentation de l'installation spécifique permettant la réalisation d'une analyse des risques automatisée. L'application de l'outil au cas d'étude qu'est le complexe CP2K-Skikda.est abordé en dernier lieu.

Nous terminons cette thèse par une conclusion générale citant également les perspectives possibles de ce travail.

# Chapitre 01: Les risques industriels

## **Introduction**

La vie quotidienne présente une multitude de risques de différents types : naturels, technologiques, humains, biologiques, industriels ...etc. Parmi ces risques, les risques industriels sont les plus probables et parfois les plus dangereux. La croissance des risques industriels a accompagné et continue d'accompagner le développement industriel mondial en induisant plusieurs catégories de risques, risques liés aux matières, risques liés à l'environnement et risques liés à l'homme notamment. Soulignons que le risque est un mal nécessaire car si les risques n'existaient pas, il n'y aurait ni succès, ni échec. Au niveau de l'industrie, il n'y aurait pas d'entreprises. La problématique est de réduire ces risques à leur niveau le plus bas et le moins dangereux

Dans ce chapitre nous présentons les définitions des notions liées au mot risque, les différents risques industriels et quelques exemples réels sur ces risques (catastrophe) soit dans le monde en général et en Algérie en particulier.

### **1.1. Définitions des notions liées au risque**

#### **1.1.1. Risque**

- Selon le Petit Robert le risque est un danger éventuel plus ou moins prévisible ;
- Selon le Petit Larousse le risque est un danger, inconvénient plus ou moins probable auquel on est exposé [1].
- La combinaison de la probabilité d'un dommage et de sa gravité [2].
- Le risque est la combinaison de la probabilité et de la (les) conséquence(s) de la survenue d'un événement dangereux spécifié [3].
- Le risque est considéré comme la possibilité de survenance d'un dommage résultant d'une exposition aux effets d'un phénomène dangereux. C'est une espérance mathématique de pertes en vies humaines, blessés, dommages aux biens et atteinte à l'activité économique au cours d'une période de référence et dans une région donnée [4].

#### **1.1.2. Risque technologique**

Est tout événement accidentel lié à l'activité humaine entraînant des conséquences immédiates graves pour les enjeux exposés.

Toute activité humaine comporte une part de risque et d'incertitude. Le monde industriel n'échappe pas à cette problématique, par l'utilisation d'outils de production complexes, la fabrication et l'emploi de produits explosifs, inflammables, toxiques... On ne peut donc occulter les risques présents dans de telles exploitations ou installations [1].

#### **1.1.3. Risque industriel majeur**

Le risque industriel majeur est un événement tel qu'une émission des produits toxique, un incendie, ou une explosion, de caractère majeur, en relation avec un développement incontrôlé d'une activité industrielle, entraînant un danger grave, immédiat ou différé pour l'homme, à l'intérieur ou à l'extérieur de l'établissement, et/ou pour l'environnement, et mettant en jeu une ou plusieurs substances dangereuses [1].

#### **1.1.4. Danger**

Le mot danger a plusieurs définitions comme le mot risque, citons les quelques définitions suivantes :

La notion de danger définit une propriété intrinsèque à une substance (ex : butane, chlore), à un système technique (ex : mise sous pression d'un gaz), à une disposition (ex : élévation d'une charge), à un organisme (ex : microbes), etc., de nature à entraîner un dommage sur un « élément vulnérable » [1].

Sont aussi rattachées à la notion de « danger », les notions d'inflammabilité ou d'explosivité, de toxicité, de caractère infectieux etc., inhérent à un produit et celle d'énergie disponible (pneumatique ou potentielle) qui caractérisent le danger [4].

Situation, condition ou pratique qui comporte en elle-même un potentiel à causer des dommages aux personnes, aux biens ou à l'environnement.

Une source ou une situation pouvant nuire par blessure ou atteinte à la santé, dommage à la propriété et à l'environnement du lieu de travail ou une combinaison de ces éléments [3].

Le danger désigne une nuisance potentielle pouvant porter atteinte aux biens (détérioration ou destruction), à l'environnement, ou aux personnes [1].

#### **1.1.5. Phénomène dangereux**

– Libération d'énergie ou de substance produisant des effets susceptibles d'infliger un dommage à des cibles (ou éléments vulnérables) vivantes ou matérielles, sans préjuger l'existence de ces dernières [4].

– Source potentielle de dommage [3].

#### **1.1.6. Dommage**

Préjudice ou dégât causé à quelqu'un, à quelque chose [1].

Blessure physique ou une atteinte à la santé des personnes ou dégât causé aux biens ou à l'environnement [1].

Blessure physique ou atteinte à la santé affectant des personnes soit directement soit indirectement comme conséquence un dégât causé aux biens ou à l'environnement [1].

#### **1.1.7. Conséquence**

Conclusion déduite d'un principe, d'un fait [1].

Combinaison, pour un accident donné, de l'intensité des effets et de la vulnérabilité des cibles situées dans les zones exposées à ces effets. Elles s'expriment en définissant la nature et la gravité des atteintes portées à celles-ci [4].

Résultat d'un événement. Il peut y avoir une ou plusieurs conséquences d'un événement. Les conséquences peuvent englober des aspects positifs et des aspects négatifs. Cependant, les conséquences sont toujours négatives pour les aspects liés à la sécurité. Les conséquences peuvent être exprimées de façon qualitative ou quantitative [1].

#### **1.1.8. Accident**

L'accident est un événement imprévu grave [5] ;

Un accident est qualifié d'accident majeur s'il fait intervenir une substance dangereuse et s'il peut engendrer une des conséquences suivantes :

- du point de vue de la sécurité, potentiellement causer au moins une fatalité ou une incapacité permanente.
- du point de vue environnemental, créer une pollution interne non maîtrisée ou une pollution hors des limites du site maîtrisée [1].

### 1.1.9. Scénario de danger

Le scénario de danger est la représentation des enchaînements conduisant à un accident sous une forme structurée et réutilisable.

#### 1.1.10. Gravité

Le terme gravité (Severity) se dit de l'importance des choses. C'est le caractère de ce qui est important, de ce qui ne peut être considéré avec légèreté, de ce qui peut avoir des suites fâcheuses. La gravité caractérise globalement l'ensemble des conséquences parmi différentes classes d'importance. Cette classification est effectuée généralement par des experts [1].

Dans la majorité des domaines industriels, la gravité couvre aussi bien les dommages sur l'homme et le système, que les nuisances portées à l'environnement.

Sonatrach DP propose quatre échelles de gravité résumées dans le tableau suivant :

Tableau.1.1. Echelles de gravité de Sonatrach DP

Gravité	Personnel	Environnement	Public	Production/ biens
G4	Plusieurs décès	Pollution hors limites de longue durée	Décès	Domage important et arrêt total de la production
G3	Incapacité permanente ou 1 décès	Pollution interne non maîtrisée ou pollution hors limite maîtrisée	Blessure significatives	Domage localisé et arrêt partiel d'unité
G2	Blessures significatives (AAA)	Pollution interne maîtrisée	Blessures mineures	Domages mineurs et arrêt bref de la production
G1	Blessure mineures (ASA)	Mineure	Pas d'incidence	Pas de dommage, pas d'arrêt de production

La norme NF EN 50126 propose également quatre échelles de gravité résumées dans le tableau 1.2 :

Tableau.1.2. Echelles de gravité [5]

Gravité	Conséquence pour les personnes et l'environnement	Conséquences pour le service
<b>Insignifiant</b>	Eventuellement une personne légèrement blessé	
<b>Marginal</b>	Blessures légères et/ou menace grave pour l'environnement	Perte d'un système important
<b>Critique</b>	Un mort et/ou une personne grièvement blessée graves et/ou des dommages graves pour l'environnement	Domages graves pour un (ou plusieurs) système(s)
<b>Catastrophique</b>	Des morts et/ ou plusieurs personnes gravement blessées et/ou des dommages majeurs pour l'environnement	Domages mineurs pour un Système

Les deux échelles, celle de Sonatrach DP et de la NF EN 50126 sont pratiquement identiques. La seule différence réside dans les niveaux de gravité. En effet, la norme Française a recommandé cinq niveaux retenus pour semi-quantifier la gravité des accidents en considérant à la fois les zones d'effets potentielles et la proximité des éléments sensibles (Tableau.1.3). Alors que Sonatrach DP a recommandé quatre niveaux (Tableau.1.1).

### 1.1.11. Fréquence d'occurrence

La fréquence d'occurrence d'un événement est la mesure du nombre moyen d'occurrences attendues en un laps de temps donné dans des conditions connues. Cette fréquence est estimée sur une période de temps donnée (année, jour, heure, etc.) [1].

Les classes de fréquence présentées dans le tableau suivant sont proposées dans la norme NF EN 50126 [5]:

Tableau.1.3. Niveaux retenus pour définir la gravité [6]

Niveau de gravité	Personnel	Public	Environnement
<b>5 – Désastreux</b>	Décès de plusieurs employés.	Probabilité de décès ou blessures permanentes	Déversement majeur et non contenu. Les espèces aquatiques régionales sont éliminés.
<b>4 – Catastrophique</b>	Décès de quelques employés.	Probabilité de décès ou blessures permanentes	Déversement majeur et non contenu. Dommages aux espèces aquatiques régionales.
<b>3 – Important</b>	Incapacités permanentes ou blessures sévères, potentiellement létales pour quelques employés.	Blessures légères et temporaires, potentiellement permanentes pour quelques personnes.	Déversement mineur et non contenu. Dommages locaux aux espèces aquatiques locales.
<b>2 – Sérieux</b>	Blessures importantes, potentiellement permanentes pour quelques employés.	Blessures ne résultant pas en incapacité, ou perte majeure de la qualité de vie.	Déversement majeur mais contenu. Impact négatif aux espèces aquatiques locales.
<b>1 – Modéré</b>	Blessures traitables par premiers soins.	Perte mineure et temporaire de la qualité de vie.	Déversement mineur et contenu. Aucun impact mesurable pour les espèces aquatiques locales.

Tableau.1. 4. Echelles de fréquence d'occurrence [5]

Niveau	Description
Invraisemblable	Extrêmement invraisemblable à survenir durant la vie du système $\leq 10^{-9}$ /h
Rare	Invraisemblable à survenir mais possible durant la vie du système $> 10^{-9}$ /h
Occasionnel	Vraisemblable qu'il survienne plusieurs fois durant la vie du système
Fréquent	Vraisemblable qu'il survienne fréquemment durant la vie du système

Sonatrach DP a recommandé quatre niveaux pour les probabilités d'occurrence qui sont résumés au tableau (Tableau.1.4).

Tableau. 1.5. Les quatre niveaux de la probabilité d'occurrence

Probabilité	Description	Fréquence
P4	Très probable S'est produit fréquemment au sein de Sonatrach	$1/an$
P3	Probable S'est produit (ou pourrait se produire) au sien de Sonatrach Pourrait se produire pendant la durée de vie de l'installation	$10^{-2}$ à $10^{-1}/an$
P2	Peu probable Déjà (ou pourrait se) rencontré dans une organisation similaire à Sonatrach	$10^{-4}$ à $10^{-2}/an$
P1	Improbable Jamais rencontré ou entendu parlés mais physiquement possible (ou rarissime)	$< 10^{-4}/an$

La norme Française a recommandé cinq niveaux pour les probabilités d'occurrence qui sont quant à eux résumés au Tableau (Tableau.1.6). Les probabilités peuvent être établies quantitativement si des taux de défaillance documentés sont disponibles. Sinon, la cotation peut être qualitative en fonction de l'accidentologie [6].

Tableau. 1.6. Les cinq niveaux de la probabilité d'occurrence [7]

Niveau de probabilité	Evaluation quantitative	Evaluation qualitative
1	$< 10^{-5}/an$ (1 fois tous les 100000 ans)	Événement improbable dans la vie de l'installation. S'est produit très rarement sur d'autres sites.
2	De $10^{-5}$ à $10^{-4}/an$	Événement très peu probable dans la vie de l'installation. S'est produit rarement sur d'autres sites.
3	De $10^{-4}$ à $10^{-3}/an$	Événement peu probable dans la vie de l'installation. S'est produit quelques fois sur d'autres sites.
4	De $10^{-3}$ à $10^{-2}/an$	Événement probable dans la vie de l'installation. A été observé fréquemment sur d'autres sites.
5	$> 10^{-2}/an$ (1 fois tous les 100 ans)	Événement très probable dans la vie de l'installation. A été observé de façon répétitive sur d'autres sites.

### 1.1.12. Criticité

La criticité est déterminée par le produit de la fréquence d'occurrence et la gravité. La classification de ces risques sous forme de matrice (figure 1.1), cette matrice permet au groupe de travail de définir les couples (fréquence d'occurrence, gravité) correspondant à des risques jugés inacceptables ou devant faire l'objet d'action de maîtrise des risques de façon prioritaire [8].

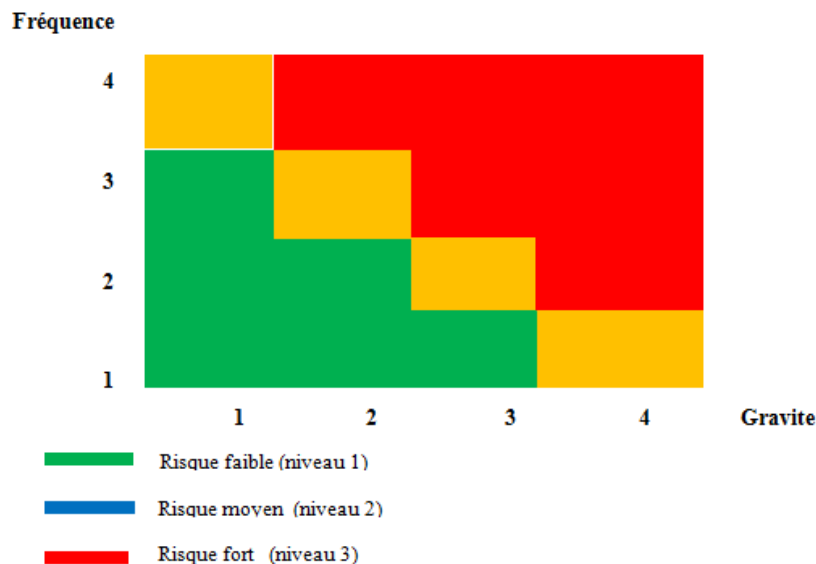


Fig.1.1. Matrice de Criticité de Sonatrach DP

Les cotes attribués à la gravité et la probabilité ont par la suite été multipliés afin d'obtenir une cotation du risque sur une échelle de 1 à 25. Avec cette grille de criticité, illustrée sur la figure 1.2, les cotes attribuées au risque ont été classées en trois catégories :

- 1 à 4 : Le domaine vert représente les scénarios d'accident dont le niveau de risque est jugé faible.

- 5 à 13 : Le domaine jaune représente les scénarios d'accidents dont le niveau de risque est jugé critique et pour lesquels des mesures de réduction du risque doivent être mises en place.
- 14 à 25 : le domaine rouge désigne des scénarios d'accidents dont le niveau de risque est jugé intolérable [1].

### 1.1.13. Exposition

La notion d'exposition en situation dangereuse a été définie comme : « Situation dans laquelle une personne est exposée à un ou des phénomènes dangereux » [9].

Le facteur d'exposition est estimé en fonction des besoins d'accès à la zone dangereuse, de la nature de l'accès, du temps passé dans la zone dangereuse, du nombre de personnes demandant l'accès et de la fréquence d'accès.

Gravité	Probabilité				
	1	2	3	4	5
5	5	10	15	20	25
4	4	8	12	16	20
3	3	6	9	12	15
2	2	4	6	8	10
1	1	2	3	4	5

Fig.1.2. Grille de criticité définissant les niveaux de risque [1]

L'échelle de gravité présentée dans le tableau (Tableau 1.7), basée sur l'exposition des humains relatif à l'évaluation et à la prise en compte de la probabilité d'occurrence, de la cinétique, de l'intensité des effets et de la gravité des conséquences des accidents potentiels dans les études de dangers des installations classées soumises à autorisation [7].

Elle se réfère aux seuils d'effet qui constituent des valeurs de référence pour l'estimation de l'intensité.

Tableau.1.7.Echelle de gravité

Niveau de gravité des conséquences	Zone délimitée par le seuil des effets létaux significatifs	Zone délimitée par le seuil des effets létaux	Zone délimitée par le seuil des effets irréversibles sur la vie humaine
<b>Désastreux</b>	Plus de 10 personnes exposées	Plus de 100 personnes exposées	Plus de 1000 personnes exposées
<b>Catastrophique</b>	Moins de 10 personnes exposées	Entre 10 et 100 personnes	Entre 100 et 1000 personnes exposées
<b>Important</b>	Au plus de 1 personnes exposées	Entre 1 et 10 personnes exposées	Entre 10 et 100 personnes exposées
<b>Sérieux</b>	Aucune personne exposée	Au plus 1 personne exposée	Moins de 10 personnes exposées
<b>Modéré</b>	Pas de zone de létalité hors de l'établissement		Présence humaine exposée à des effets irréversibles inférieure à une personne

- Les seuils des effets irréversibles (SEI) délimitent la « zone des dangers significatifs pour la vie humaine »
- Les seuils des effets létaux (SEL), correspondant à une CL 1%, délimitent la « zone des dangers graves pour la vie humaine »
- Les seuils des effets létaux significatifs (SELS) correspondant à une CL 5%, délimitent la « zone des dangers très graves pour la vie humaine ».

## 1.2. La sûreté de fonctionnement

Différents auteurs définissent la sûreté de fonctionnement comme :

- la fiabilité, la disponibilité, la maintenabilité et la sécurité
- la science des défaillances
- la confiance justifiée dans le service délivré
- le maintien de la qualité dans le temps [10].

### 1.2.1. Fiabilité (Reliability)

La fiabilité est l'aptitude d'une entité à accomplir les fonctions requises dans des conditions données pendant une durée donnée. Elle est caractérisée par la probabilité  $R(t)$  que l'entité  $E$  accomplisse ces fonctions, dans les conditions données pendant l'intervalle de temps  $[0, t]$ , sachant que l'entité n'est pas en panne à l'instant 0 [6].

$$R(t) = P[E \text{ non défailant pendant } [0, t]] \dots \dots \dots (1)$$

Si la mesure de la fiabilité est expérimentale, son estimation est la suivante :

Le rapport  $\frac{N(t)}{N_0}$  est l'estimation de la fiabilité d'une population de  $N_0$  entités mises en fonctionnement, lorsqu'il en reste encore  $N(t)$  opérationnelles au temps  $t$ .

#### • Fiabilité prévisionnelle (phase de conception)

Elle est calculée sur des modèles analytiques d'architectures propres au projet, et des taux élémentaires de défaillance issus de banques de données composants.

#### • Fiabilité intrinsèque ou estimée (phases de développement/production)

On la mesure au cours d'essais spécifiques, conduits dans le cadre d'un programme entièrement défini, sinon contractuel.

#### • Fiabilité opérationnelle (phase d'exploitation)

Elle résulte du traitement statistique, à posteriori, des données recueillies par les exploitants, dans des conditions réelles d'utilisation (au sein d'un système), sans que celles-ci (environnement, fréquence et durées de sollicitations) soient toujours parfaitement connues [11].

### 1.2.2. Maintenabilité (Maintainability)

La maintenabilité est l'aptitude d'une entité à être maintenue ou rétablie dans un état dans lequel elle peut accomplir une fonction requise, lorsque la maintenance est réalisée dans des conditions données avec des procédures et des moyens prescrits. Elle est caractérisée par la probabilité  $M(t)$  que l'entité  $E$  soit en état, à l'instant  $t$ , d'accomplir ses fonctions, sachant que l'entité était en panne à l'instant 0 [11].

$$M(t) = P[E \text{ réparable sur } [0, t]] \dots \dots \dots (2)$$

### 1.2.3. Disponibilité (Availability)

La disponibilité est l'aptitude d'une entité à être en état d'accomplir les fonctions requises dans les conditions données et à un instant donné. Elle est caractérisée par la probabilité  $A(t)$  que l'entité  $E$  soit en état, à l'instant  $t$ , d'accomplir les fonctions requises dans des conditions données [11].

$$A(t) = P[E \text{ non défaillant et accomplir les fonctions requises à l'instant } t].. (3)$$

#### 1.2.4. Sécurité (Safety/Security)

La sécurité est l'aptitude d'une entité à éviter de faire apparaître, dans des conditions données, des événements critiques ou catastrophiques. Elle est caractérisée par la probabilité  $S(t)$  que l'entité  $E$  ne laisse pas apparaître dans des conditions données, des événements critiques ou catastrophiques [11].

$$S(t) = P[E \text{ évite des événements critiques ou catastrophiques sur } [0, t]] \dots \dots \dots (4)$$

Soulignons que dans le domaine de l'informatique, la sécurité a souvent deux facettes : La sécurité-innocuité (Safety) qui vise à se protéger des défaillances catastrophiques et la sécurité-confidentialité (Security) qui correspond à la prévention d'accès ou de manipulations non autorisées de l'information et concerne la lutte contre les fautes intentionnelles.

Des grandeurs associées à la sureté de fonctionnement peuvent être calculées à partir des mesures de probabilités.

- **MTTF (Mean Time To Failure)** : durée de bon fonctionnement avant la défaillance

$$MTTF = \int_0^{\infty} R(t)dt \dots \dots \dots (5)$$

- **MTTR (Mean Time To Repair)** : durée moyenne de réparation,

$$MTTR = \int_0^{\infty} [1 - M(t)]dt \dots \dots \dots (6)$$

- **MUT (Mean Up Time)** : durée moyenne de bon fonctionnement,
- **MDT (Mean Down Time)** : durée moyenne d'indisponibilité,
- **MTBF (Mean Time Between Failure)** : durée moyenne entre 2 défaillances consécutives.

$$MTBF = MUT + MDT \dots \dots \dots (7)$$

### 1.3. Les risques dans les industries pétrolières et pétrochimiques

L'industrie la plus développée en Algérie est l'industrie pétrolière et pétrochimique. Ce secteur participe presque à 85% dans l'économie national, cette industrie est basé sur le pétrole et le gaz naturel comme des matières premières. Cette industrie comporte des risques énormes sur l'humain, les plats-formes leurs-mêmes et l'environnement. Ces risques dont à la nature des produits utilisés dans ces industries, la qualité des travailleurs et le type de l'installation.

#### 1.3.1. Les risques liés aux natures des produits

Les produits utilisés dans les plates formes pétrochimiques sont des hydrocarbures, ces produits se composent de molécules d'hydrogènes et de carbone. On appelle pétrole brut les liquides combustibles naturels et le gaz naturel et les produits gaziers explosifs. Les risques liés aux hydrocarbures sont nombreux et sont en général fonction de l'état dans lequel ils se trouvent, pour de multiples raisons. Dans l'industrie pétrolière et particulièrement en exploitation, production et stockage, il s'agira de manipuler en fonction des objectifs recherchés, les hydrocarbures selon leurs états, pressions et températures (Tableau 1.8).

Tableau.1.8. Nature et état des hydrocarbures [12]

Nature / état des produits	Pression des produits (P°)	Température des produits
Liquide	Basse P° (0 à 20 bars)	Produit froid
Gazeux	Moyenne P° (20 à 50 bars)	Produit chaud
Inflammable	Haute P° (50 bars à plus)	
Toxique	Risque de projection Volume détendu	

En fonctionnement normal, les hydrocarbures lorsqu'ils sont conservés dans leur confinement ne sont pas plus dangereux que d'autres produits. A l'atmosphère, ils ne sont normalement pas source de danger, mais tous les exploitants redoutent l'association avec d'autres éléments pouvant conduire à des phénomènes dangereux aux conséquences graves. Pour définir les effets de ces phénomènes, il faut analyser les caractéristiques des hydrocarbures qui varient en fonction de la température, de la pression, du volume et du mélange.

### 1.3.1.1. Caractéristiques des hydrocarbures

#### • L'inflammation

L'action de l'oxygène sur les hydrocarbures, dans certaines conditions de température et de pression, détruit leurs molécules en formant du gaz carbonique et de l'eau et en libérant une grande quantité de chaleur, donc de l'énergie : soit sous forme volontaire et contrôlée pour les besoins des moteurs thermiques ou de chauffage, soit sous forme accidentelle en générant des incendies et explosions. Les hydrocarbures sont inflammables pour la plupart, les hydrocarbures gazeux et les vapeurs d'hydrocarbures émis par les hydrocarbures liquides peuvent aussi former avec l'air des mélanges explosifs, d'autant plus qu'ils ont tendance à accumuler les charges électrostatiques. Les étincelles dues à l'électricité statique peuvent suffire pour permettre l'inflammation. Les risques d'incendie et d'explosion dépendent des caractéristiques physico-chimiques de chaque hydrocarbure, identifiés notamment par les critères suivants :

- Point éclair : c'est la température à partir de laquelle un produit émet des vapeurs combustibles mais insuffisantes pour que la combustion se poursuive d'elle-même. Le point éclair s'exprime en degrés Celsius.
- Point d'inflammation : c'est la température à partir de laquelle les vapeurs sont émises en quantité suffisante pour que la combustion se poursuive d'elle-même. Le point d'inflammation s'exprime en degrés Celsius.
- Point d'auto inflammation : c'est la température à partir de laquelle un produit prend feu spontanément. Le point d'auto-inflammation s'exprime en degrés Celsius.
- LIE (Limite Inférieure d'Explosivité) et LES (Limite Supérieure d'Explosivité) : Les combustibles gazeux ne peuvent brûler que s'ils sont mélangés à l'air dans des proportions convenables. Chaque gaz a une fourchette d'explosivité comprise entre LIE et LES pour-cent de gaz dans l'air (figure 1.3) [12].



Fig1.3 -Limite d'explosivité

### 1.3.2. Les risques liés aux travaux sur l'installation

Les installations pétrolières demandent beaucoup de travail car elles contiennent différentes unités et chacune d'elle a des conditions de travail différentes des autres. Les risques et les dangers sont fonction des travaux que l'on entreprend. On a différents types de travaux :

- Travail à froid sur un système contenant des hydrocarbures peu créés des risques de fuite non contrôlables.

- Travail à chaud sur des équipements neufs, non connectés à des équipements en service, ou sur des structures qui provoquent un risque d'inflammation d'une fuite gaz ou liquide provenant d'un équipement en service proche qui se produira pendant les travaux et/ou un risque d'inflammation par les étincelles de soudure arc air ou meulage tombant sur un équipement souillé, huileux, sur du bois ou encore dans un égout mal protégé.
- Travail à chaud sur des équipements en production peut provoquer un risque de flash du à l'inflammation de gaz provenant d'un mauvais isolement des équipements et/ou un risque d'inflammation d'une fuite gaz ou liquide. Cette fuite peut provenir d'un équipement en service proche qui se produira pendant les travaux et/ou un risque d'inflammation par les étincelles de soudure arc air ou meulage tombant sur un équipement souillé, huileux, sur du bois ou encore dans un égout mal protégé.
- Plusieurs interventions à chaud simultanées (Gros chantier) les risques identifiés dans les 2ème et 3ème points se retrouvent ici fortement accrus par la complexité due au nombre d'intervention et de surcroît de personnes sur la plateforme [12].

### **1.3.3. Les risques liés à l'homme**

La ressource humaine possède une caractéristique unique : elle s'autodétermine. Sauf dans les ouvrages de science-fiction, ou l'on voit l'homme perdre sa capacité de jugement et d'action individuelle, est à tout moment capable d'agir selon son propre chef, quelles qu'en soient les conséquences. Instable, distrait, colérique, malveillant, courageux, l'homme est dangereux, volontairement ou non :

- Il perçoit mal les messages oraux ou écrits qui lui sont adressés : voyants peu lisibles, instructions mal affichées ;
- Il n'interprète pas toujours correctement les messages qu'il perçoit : signalétique confuse, langue mal maîtrisée, image mentale a priori, manque de logique cognitive ;
- Il ne respecte pas les procédures, par saturation, manque de vigilance, refus de l'autorité ou volonté de nuire.

D'après la norme ISO 10006, les erreurs humaines sont favorisées par :

- le manque de formation,
- le manque de pratique qui induit des erreurs par manque de savoir-faire, d'anticipation,
- la situation ou l'environnement anormal induisant une augmentation du stress,
- la monotonie des actes et l'habitude induisant une baisse de vigilance et des erreurs par accoutumance au risque,
- les moyens inadaptés ou à l'ergonomie insuffisante,
- la fatigue due à une surcharge de travail, à l'environnement ou à l'état de santé,
- les informations insuffisantes sur la présence d'un risque ou difficiles à percevoir et à interpréter,
- la perception insuffisante des risques générés par les comportements engagés,

Ces causes peuvent se cumuler et conduire à des scénarios induisant des conséquences beaucoup plus graves que celles des causes prises isolément [12].

## **1.4. Les phénomènes dangereux dans les installations pétrolières et gazières**

Les risques d'explosion, incendies générés par le stockage et l'exploitation des produits pétroliers et gaziers, montrent la problématique que peut engendrer une explosion dans une unité pétrochimique et les conséquences sur les installations de l'unité autant que celles des unités avoisinantes et l'environnement en général.

### **1.4.1. L'incendie**

Un incendie est un feu ou, plus généralement, une combustion qui se développe, sans contrôle, dans le temps et dans l'espace. Pour qu'il y ait combustion trois conditions doivent

être simultanément satisfaites ; un combustible, un comburant, l'énergie d'activation, c'est ce que l'on appelle le triangle de feu (fig.1.4).

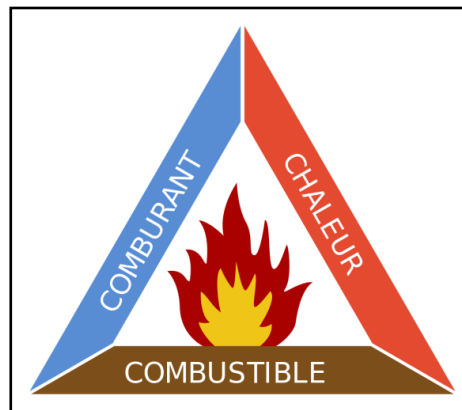


Fig.1.4. Triangle de feu

#### **1.4.1.1. Le feu flash (Flash fire)**

Le feu flash, également appelé feu de nuage résulte de la combustion non explosive d'un nuage de gaz ou de vapeurs inflammables avec l'air en milieu non confiné. En général, la durée d'un tel feu ne dépasse pas la dizaine de secondes. Les effets d'un feu flash sont donc limités.

Le Feu Flash est un phénomène classé très rapide. La durée de la phase pré-accidentelle se déroulant entre l'événement initiateur et l'événement redouté central est instantanée. De même, la durée de la phase post-accidentelle se produisant entre l'événement central redouté et la fin du phénomène, sera immédiate [13].

#### **1.4.1.2. Le feu de nappe (Pool fire)**

On considère un feu de nappe (flaque) ou de cuvette de rétention suite à une fuite de liquide inflammable en présence d'une source d'ignition [14].

Le feu de nappe est un phénomène classé long mais immédiat. L'événement initiateur est la perte de confinement, phénomène de courte durée. Après l'ignition de la flaque, les effets seront immédiats avec une durée allant de plusieurs minutes jusqu'à plusieurs heures en fonction du taux de combustion et de la taille de la flaque [15].

#### **1.4.1.3. La boule de feu (Ball fire)**

La boule de feu est un phénomène rapide qui se produit lors de la rupture d'une canalisation ou d'un ballon (cuve sous pression, citerne de camion, wagon) remplie d'un gaz sous pression avec une ignition immédiate. Il se produit alors une boule de feu qui ne dure que quelques secondes durant lesquelles en fonction de la masse de gaz relâchée, les dégâts dus aux radiations importantes se propagent loin de la source et peuvent être considérables.

La boule de feu est un phénomène classé rapide mais retardé. Le phénomène se caractérise en effet par une montée en pression relativement lente, du fait de la vaporisation du produit contenu dans un réservoir pris dans un feu enveloppant. La pression atteinte par le gaz peut alors être importante et lorsque l'enveloppe du réservoir cède, une boule de feu liée à une vaporisation partielle instantanée et une inflammation des produits peut être générée. La dynamique post-accidentelle est quant à elle très rapide voire immédiate [13].

#### **1.4.1.4. Feu chalumeau (Jet fire)**

Un feu de chalumeau se produit lorsqu'un nuage de gaz ou liquide inflammable à haute pression se forme de manière continue et est allumée à proximité de la source. Les radiations thermiques sont continues. La taille du feu de jet dépend de la vitesse de décharge, de l'orientation, de la direction, de la météo... La valeur des radiations à une distance donnée est calculée à partir du niveau de radiation de la flamme elle-même, de sa géométrie et de la transmissivité de l'atmosphère [14].

Le Feu chalumeau est un phénomène classé Long mais immédiat. La durée de la phase pré-accidentelle se déroulant entre l'événement initiateur et l'événement redouté central est de l'ordre de la seconde. Par contre, la durée de la phase post-accidentelle se produisant entre l'événement central redouté et la fin du phénomène, sera assez longue et dépendante de la capacité à sectionner les vannes qui couperont l'alimentation du feu chalumeau [16].

#### **1.4.2. L'explosion**

L'explosion est la libération brutale d'énergie issue d'une combustion très vive ou l'explosion est la combustion rapide d'un mélange inflammable gaz, vapeur ou poussière avec l'air dans un espace confiné ou non confiné [15].

Différents phénomènes physiques peuvent donner lieu à une explosion. Ainsi, parmi ceux-ci, on retiendra principalement :

- les explosions dues à une réaction chimique plus ou moins rapide, celles-ci pouvant impliquer des solides condensés, des poussières, des liquides ou des gaz, voire des aérosols ;
- les explosions pneumatiques, celles-ci correspondant généralement à l'éclatement d'une capacité sous pression ;
- les explosions dues à une vaporisation ultra-rapide d'un liquide [13].

##### **1.4.2.1. Explosion de solides condensés (détonation)**

Les solides condensés correspondent principalement aux matières pyrotechniques, c'est-à-dire les explosifs. La détonation est caractérisée par la propagation à une vitesse supersonique d'un front de flamme et d'une onde de choc (onde de détonation). La caractérisation de la détonation est l'auto inflammation puis derrière une onde de choc. Lorsque la matière solide est entièrement consommée, le choc se propage alors dans l'air ambiant sous forme de « souffle ».

Le souffle s'accompagne d'une surpression de gaz provoquée par la détente des gaz de détonation dans l'air ambiant. Cette surpression se cumule alors à celle exercée par l'onde de choc si l'espace est confiné. En général, la surpression de gaz est nettement plus faible en intensité, mais de longue durée en comparaison de l'onde de choc, ce qui est souvent plus dommageable pour les structures [17].

##### **1.4.2.2. Explosion de gaz (VCE)**

Une explosion de gaz (Vapor Cloud Explosion) est une combustion rapide d'un mélange réactif avec l'oxygène de l'air. L'intensité des effets de surpressions liés à la génération de gaz brûlés en grande quantité varie en fonction du régime d'explosion : déflagration lente, rapide ou détonation (rare). Ce dernier est lié à la vitesse de propagation de la flamme à travers le nuage explosible et dépend principalement :

- de la nature et de la quantité de combustible dans les limites d'inflammabilité ;
- des conditions de la réaction (turbulence initiale et pré-mélange);

- du confinement apporté par les parois ;
- de l'encombrement généré par les obstacles ;
- de la source d'allumage [18].

#### **1.4.2.3. Vaporisation explosive d'un liquide surchauffé BLEVE**

Le terme générique de BLEVE provient de l'expression Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion «Vaporisation explosive d'un liquide surchauffé ». Le BLEVE est un événement particulièrement redouté sur les stockages de produits liquéfiés [13].

Le mécanisme du BLEVE peut être schématisé par l'enchaînement des trois événements suivants :

- liquide surchauffé
- décompression très rapide
- ébullition explosive.

##### **a. Liquide surchauffé**

Deux grandes catégories de produits peuvent donner lieu au BLEVE :

- les gaz liquéfiés (combustibles ou non) entreposés à température ambiante
- les liquides se trouvant dans un récipient fermé à une température et pression élevée (c'est-à-dire à une pression d'équilibre supérieure à la pression extérieure). Ces liquides peuvent être soumis accidentellement à un apport de chaleur important, comme lors d'un incendie [19].

##### **b. Décompression très rapide**

La décompression a pour conséquence de faire passer le liquide d'un état stable à un état de déséquilibre thermique entraînant la nucléation du liquide, c'est à dire une transition plus ou moins violente de la phase liquide à la phase vapeur.

Cette chute brutale sera presque toujours liée à la rupture de la paroi du réservoir. On notera que la limite de résistance d'un métal dépend de sa température. Au cours d'un incendie, la paroi d'un réservoir s'échauffe et entraîne une diminution de la limite théorique de rupture [19].

##### **c. Ebullition explosive**

L'ébullition explosive est la source de l'onde de choc. Par définition, la notion explosion est liée à une libération d'énergie suffisamment vive pour générer une onde de pression, s'éloignant de la source. Cette énergie est cinétique puisque c'est l'effet piston créé par l'éjection des gaz au cours de la vaporisation instantanée du liquide qui génère l'onde de choc [19].

#### **1.4.3. La toxicité**

La toxicité est un caractère des substances chimiques qui, au contact ou après pénétration dans un organisme, ont la propriété de causer un dysfonctionnement à l'échelle moléculaire, cellulaire ou organique [14].

### **1.4.3.1. Toxicité aigue**

La toxicité aigue d'une substance correspond aux effets indésirables qui se manifestent après administration par voie orale ou cutanée d'une dose unique, ou de plusieurs doses réparties sur un intervalle de temps de 24 heures, ou suite à une exposition par inhalation de 4 heures [19].

## **1.5. L'évaluation des phénomènes dangereux**

Chacun des scénarios d'accidents, identifiés à l'issue de l'analyse des risques, est étudié pour en évaluer les conséquences potentielles sur l'environnement (personnes, milieux naturels, biens matériels). Nous présentons ci-après les différents mécanismes de ces phénomènes, les méthodes d'évaluation et les seuils de gravité utilisés.

### **1.5.1. Effet thermique**

Dans le cas des expositions longues, l'approche retenue pour caractériser les effets est basée sur un flux thermique critique, flux au-delà duquel une cible exposée ressentira les effets caractéristiques. Les valeurs retenues dans cette approche sont de 3 et 5 et 8  $kW/m^2$  respectivement pour les premiers effets irréversibles, les effets létaux et les effets létaux significatifs. Cette approche est utilisée pour caractériser les effets d'un incendie en régime permanent, comme les feux de nappe, de solide, les jets enflammés et les incendies de stockage si la cible potentielle n'est pas en mesure de s'éloigner ou de se protéger en moins de 2 min [13].

Les valeurs de référence pour les installations classées sont les suivantes :

- pour les effets sur les constructions :
  - 5  $kW/m^2$ , seuil des destructions de vitres significatives ;
  - 8  $kW/m^2$ , seuil des effets domino et correspondant au seuil de dégâts graves sur les structures ;
  - 16  $kW/m^2$ , seuil d'exposition prolongée des structures et correspondant au seuil des dégâts très graves sur les structures, hors structures béton ;
  - 20  $kW/m^2$ , seuil de tenue du béton pendant plusieurs heures et correspondant au seuil des dégâts très graves sur les structures béton ;
  - 200  $kW/m^2$ , seuil de ruine du béton en quelques dizaines de minutes.
- pour les effets sur l'homme :
  - 3  $kW/m^2$ , seuil des effets irréversibles délimitant la «zone des dangers significatifs pour la vie humaine» ;
  - 5  $kW/m^2$ , seuil des effets létaux délimitant la «zone des dangers graves pour la vie humaine» mentionnée à l'article L515-16 du code de l'environnement ;
  - 8  $kW/m^2$ , seuil des effets létaux significatifs délimitant la «zone des dangers très graves pour la vie humaine» - mentionnée à l'article L515-16 du code de l'environnement [18].

### **1.5.2. Effet de surpression**

Les valeurs de référence pour les installations classées sont les suivantes :

- Pour les effets sur les constructions :
  - 20 mbar, seuil des destructions significatives de vitres ;
  - 50 mbar, seuil des dégâts légers sur les structures ;

- 140 mbar, seuil des dégâts graves sur les structures ;
- 200 mbar, seuil des effets domino;
- 300 mbar, seuil des dégâts très graves sur les structures.
- Pour les effets sur l'homme :
  - 20 mbar, seuil des effets correspondant à la zone des effets indirects par bris de vitre sur l'homme ;
  - 50 mbar, seuil des effets irréversibles délimitant la «zone des dangers significatifs pour la vie humaine» ;
  - 140 mbar, seuil des effets létaux délimitant la «zone des dangers graves pour la vie humaine» - mentionnée à l'article L515-16 du code de l'environnement ;
  - 200 mbar, seuil des effets létaux significatifs délimitant la «zone des dangers très graves pour la vie humaine» [18].

### 1.5.3. Les effets de la toxicité

Il existe plusieurs valeurs seuils de toxicité aigue, citons les niveaux les plus utilisés en analyse des risques :

**Acute Exposure Guideline Level (AEGL) :** Seuil d'expositions maximales destiné à protéger toutes la population lors des situations d'urgence où l'exposition varie de moins d'une heure à huit heures [18]. Trois AEGL sont développés pour chacune des quatre périodes d'exposition (30 Minutes, 1 Heures, 4 Heures, 8 Heures). Chaque valeur correspond à un niveau de gravité d'effets toxiques (Tableau.1.6).

**AEGL-1 :** concentration d'une substance chimique dans l'air (exprimée en ppm ou mg/m<sup>3</sup>) au-dessus de laquelle la population générale, individus sensibles inclus, pourrait présenter des signes d'inconfort notable, d'irritation ou tout autre signe non-sensoriel et asymptotique. Ces effets sont transitoires, non-invalidants et réversibles après cessation de l'exposition.

**AEGL-2 :** concentration d'une substance chimique dans l'air (exprimée en ppm ou mg/m<sup>3</sup>) au-dessus de laquelle des effets irréversibles, des effets nocifs sévères ou des effets adverses à long terme pourraient être observés au sein de la population générale, individus sensibles inclus.

**AEGL-3 :** concentration d'une substance chimique dans l'air (exprimée en ppm ou mg/m<sup>3</sup>) au-dessus de laquelle des effets potentiellement mortels ou des décès pourraient survenir au sein de la population générale, individus sensibles inclus [20].

Les seuils AEGL disponibles sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau.1.9. Les seuils AEGL

	30 minutes	1 Heure	4 Heures	8 Heures
<b>AEGL-1 (ppm)</b>	0.033	0.033	0.033	0.033
<b>AEGL-2 (ppm)</b>	0.33	0.24	0.13	0.095
<b>AEGL-3 (ppm)</b>	12	8.5	4.5	3.2

**Emergency Response Planning Guidelines (EPRG) :** sont des seuils de toxicité utilisés pour délimiter la zone où les concentrations sont assez élevées pour l'homme. Les EPRGs ont été développés par l'association américaine de l'hygiène industrielle pour anticiper les effets des substances toxiques sur la santé [20]. Trois concentrations sont définies :

**ERPG-1** : concentration atmosphérique maximale en dessous de laquelle il est probable que presque tous les individus pourraient être exposés pendant plus d'une heure sans ressentir d'avantage que des légers effets transitoires ou détecter une odeur.

**ERPG-2** : concentration atmosphérique maximale en dessous de laquelle il est probable que presque tous les individus pourraient être exposés pendant plus d'une heure sans ressentir ou développer d'effets irréversibles ou incapacitants.

**ERPG-3** : concentration atmosphérique maximale en dessous de laquelle il est probable que presque tous les individus pourraient être exposés pendant plus d'une heure sans ressentir ou développer d'effet menaçant leurs vies.

Les seuils ERPG disponibles sont :

ERPG-1 : 0,1 ppm

ERPG-2 : 0,5 ppm

ERPG-3 : 5 ppm

**Temporary Emergency Exposure Limit (TEEL)**: sont des seuils de toxicité temporaire similaire aux ERPG définies par le département d'énergie des Etats Unis pour être utilisé quand les ERPG ne sont plus disponible [20].

**TEEL-0** : concentration limite en-dessous de laquelle la plupart des individus ne ressentira aucun risque appréciable d'effets sur la santé.

**TEEL-1** : concentration atmosphérique maximale en dessous de laquelle il est probable que presque tous les individus pourraient être exposés sans ressentir davantage que des effets transitoires légers ou détecter une odeur.

**TEEL-2** : concentration atmosphérique maximale en dessous de laquelle il est probable que presque tous les individus pourraient être exposés sans ressentir ou développer d'effets irréversibles ou incapacitants.

**TEEL-3** : concentration atmosphérique maximale en dessous de laquelle il est probable que presque tous les individus pourraient être exposés sans ressentir ou développer d'effet menaçant leurs vies [15].

Les seuils TEEL disponibles sont :

**TEEL-0** : 0,033 ppm

**TEEL-1** : 0,033 ppm

**TEEL-2** : 0,24 ppm

**TEEL-3** : 8,5 ppm.

## **1.6.Risques industriels: Retour d'expérience/Accidentologie**

De nombreux accidents industriels ont fait des milliers de victimes dans le monde. Les plus marquants ont été :

### **1.6.1. Accident de Feyzin en France 1966**

Le 04 janvier 1966, un incendie, provoqué par un véhicule circulant près du site alors qu'une importante fuite de gaz non contrôlée était en cours, a entraîné les explosions successives de deux sphères de stockage de propane. L'accident a fait 18 morts et 84 blessés, dont 49 ont été hospitalisés

L'accident a fait également de nombreux dégâts matériels sur le site ainsi qu'à l'extérieur de celui-ci. A l'extérieur de l'établissement, 1475 habitations et autres constructions sont affectées par les explosions.

L'incendie a causé la destruction ou la mise hors service du parc de stockage des GPL et hydrocarbures liquides voisins, soit au total 11 réservoirs (5 sphères, 2 cigares et 4 bacs à toit flottant). Les pertes en produit s'élèvent à 1 012 tonnes de propane (soit 2 000 m<sup>3</sup> environ), 2 027 tonnes de butane (soit près de 4 000 m<sup>3</sup>) et pratiquement 2 000 m<sup>3</sup> de carburéacteurs, l'équivalent de 1 500 tonnes de produits pétroliers. Ont également brûlé la pomperiez (située entre les cigares de GPL et les bacs de carburéacteurs) et 6 camions de lutte contre l'incendie [16].

### 1.6.2. Catastrophe de Bhopal (1984)

Union Carbide est installé en Inde depuis la fin des années 1970 pour profiter de la « révolution verte » indienne. En effet, entre 1966 et 1971, le pays triple sa consommation d'engrais. Union Carbide construit alors sur le territoire indien une usine ultra sophistiquée pour fabriquer du Sevin (nom commercial du carbaryl), un pesticide destiné à éliminer un nombre important de parasites. La production débute le 4 mai 1980. Pour fabriquer le Sevin, Union Carbide utilise de l'isocyanate de méthyle (MIC) qu'elle importe des États-Unis. Ce produit est connu pour être particulièrement instable. Notamment, une fois au contact de l'eau il produit de la chaleur. De ce fait, il est primordial de le maintenir en permanence à une température proche de 0 °C.

L'Inde et le monde entier sont sous le choc après le drame qui a frappé Bhopal, capitale du Madhya Pradesh (Inde), dans la nuit du 2 au 3 décembre 1984. Une explosion de l'usine a dégagé 40 tonnes de gaz toxiques (isocyanate de méthyle) dans l'atmosphère de la ville, tuant 8 000 personnes durant la première nuit. Le nombre total de victimes est estimé entre 16 000 et 30 000. Plus de 100 000 personnes continuent de souffrir de problèmes de santé et ne reçoivent pas les soins médicaux dont elles ont besoin, et les survivants continuent d'attendre une indemnisation équitable et une réparation à la hauteur de leurs souffrances. Les dirigeants de la multinationale américaine décident d'interrompre la production de pesticides dans toutes ses usines du monde [17].



Fig.1.5. La catastrophe de Bhopal

### 1.6.3. Catastrophe d'AZF, Toulouse 2001

Le 21 septembre 2001 à Toulouse, survient la plus grande catastrophe industrielle française dans l'usine pétrochimique d'engrais AZF (AZote Fertilisants), classée Seveso II.v. Un stock de 300 à 400 tonnes de nitrate d'ammonium ( $\text{NH}_4\text{NO}_3$ ) dans le hangar 221 de l'usine explose, creusant un cratère de forme ovale de 70 mètres de long et 40 mètres de largeur, et de 5 à 6 mètres de profondeur. La détonation est entendue à plus de 80 Km et crée un séisme de magnitude 3,4.

L'explosion aura provoqué la mort de 30 personnes et fait plus de 2500 blessés, touchés directement par le souffle de l'explosion ou indirectement par des objets portés par ce souffle (éclats de verre).

Selon l'Institut de veille sanitaire, de nombreuses personnes souffrent de désordres psychiques (dépressions, angoisses, insomnies), mais aussi de problèmes auditifs. Dix-huit mois après l'explosion, quelque 14 000 personnes étaient toujours sous traitement pour pouvoir dormir, calmer leurs angoisses ou soigner une dépression.



Fig.1.6. Accident AZF, Toulouse

L'explosion a également provoqué des dommages matériels importants causés aux constructions et bâtiments (25 000), l'usine étant implantée dans une zone urbanisée à proximité du centre-ville [21].

### 1.6.4. Accident du GL1K- Skikda (2004)

Dans la nuit du 19 au 20 janvier 2004 à 18 h 34, une fuite de Gaz provenant d'un train de liquéfaction GNL a causé une explosion entraînant la destruction de trois (03) trains de liquéfaction (20, 30, 40) sur 6 (50 %). Cet incident survenu au complexe GL1K de Skikda reste de par son ampleur, l'accident Industriel le plus important de l'industrie pétrolière Algérienne et survenu après 32 années d'exploitation.

L'accident a provoqué 27 morts et 74 blessés. Les dégâts matériels sont considérables. La destruction des trois unités de GNL constitue une perte de 500 millions de dollars (pour la rénovation), et entre 300-400 million de dollars de déficits de la recette totale du complexe, ainsi 200 véhicules endommagés. Au niveau de la centrale thermique des dommages de 40 milliards de centimes (4 millions de dollars), au niveau des dommages sur l'habitation, il est

difficile de faire un bilan, mais d'après des témoignages les dégâts sont recensés sur un rayon de 4 kilomètres[22].

Tableau.1.10. Les conséquences de la catastrophe du GL1K

Economique	Social	Organisationnelle
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Perte de 3 trains de liquéfaction</li> <li>• Manque à produire 4 années</li> <li>• Détérioration des infrastructures de base</li> <li>• Réadaptation des plants d'investissement et de développement</li> <li>• Remplacement des unités détruites</li> <li>• Indemnisation des victimes</li> <li>• Perte de 80% de la documentation des données informatisées</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Perte de 27 travailleurs</li> <li>• Affectation directe de 112 blessés dont 70 hospitalisés</li> <li>• Suivi social et psychologie des agents affectés</li> <li>• Angoisse et stress affectant le milieu industriel du pôle</li> <li>• Réadaptation du collectif du complexe GL1K</li> <li>• Vulnérabilité et peur du danger</li> <li>• Inquiétude et angoisse des riverains et des familles des travailleurs en milieu industriel</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Destruction du système</li> <li>• Révision et actualisation des plans d'urgence</li> <li>• Actualisation des POI et PPI</li> <li>• Ajustement organisationnel</li> <li>• Mise à jour des études de danger et études d'impact</li> <li>• Elaboration des nouvelles techniques R1/R2 tenant compte du retour d'expérience de l'incident</li> <li>• Planification du module formation (Risque majeur)</li> </ul>



Fig.1.7. La catastrophe du GL1K 2004.

### 1.5.6. L'accident du RTE Skikda 2005

Le 4 octobre 2005, à 10 h 00 du matin, un incendie s'est déclaré sur le bac de pétrole brut S106 au terminal de stockage de Skikda, Algérie, celui-ci s'est étendu plus tard au bac voisin S105. Le Boilover qui s'est produit aurait éjecté la totalité du contenu du bac. La cuve S106 était en cours de remplissage depuis 21 h 40 la veille au soir et le niveau était de 10,72m (pour un maximum de 13m), ce qui correspond à un taux de remplissage d'environ 70% par rapport au volume total de 50 000 m<sup>3</sup> du bac. La spécification de TVR maximale (Tension de Vapeur Reid) pour un bac à toit flottant est de 0.75 kg/cm<sup>2</sup>. La TVR correspondant aux conditions atmosphériques du 11 octobre et celle du 13 octobre (soit 7 et 9 jours après l'arrêt) étaient

respectivement de 0,91 et 0,94 kg/cm<sup>2</sup> et l'estimation du contenu en GPL était de 3 % (mol) à 0.75 kg/cm<sup>2</sup> et 5 % mol à 0.95 kg/cm<sup>2</sup>. Pour un bac, cela équivaut à une masse de 75 tonne évaporées, le volume occupé par ce gaz à une concentration de 100% est alors de 60 000 m<sup>3</sup> [23].

### **1.6. Conclusion**

Dans ce chapitre nous avons présenté des définitions des principales notions relatives aux risques industriels. Nous avons également abordé les conséquences de ce type de risque et présenté les accidents industriels les plus catastrophiques qui ont eu lieu dans le monde. Les risques industriels peuvent ainsi engendrer des conséquences catastrophiques sur l'être humain, l'environnement et les installations. Ces conséquences font que la sûreté de fonctionnement est devenue incontournable dans le développement des systèmes industriels. Le développement d'outils pour l'analyse des risques est aussi un secteur qui ne cesse de prendre de l'importance dans l'objectif de minimiser ou éliminer l'occurrence des accidents industriels.

## Références

- [1] M. Mazouni. Pour une Meilleure Approche du Management des Risques : De la Modélisation Ontologique du Processus Accidentel au Système Interactif d'Aide à la Décision. Thèse de doctorat de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, France. 2009.
- [2] D. O'Leary. Medical Device Risk Management ISO14971. [www.OmbuEnterprises.com](http://www.OmbuEnterprises.com)
- [3] [http://www.ineris.fr/guide-sse/guide/fiches/fiche\\_2/Fiche\\_02\\_a1.htm](http://www.ineris.fr/guide-sse/guide/fiches/fiche_2/Fiche_02_a1.htm)
- [4] GT Méthodologie. Principes généraux pour l'élaboration et la lecture des études de dangers. Rapport INERIS. 2003.
- [5] NF EN 50126. Applications ferroviaires : Spécification et démonstration de la fiabilité, de la disponibilité, de la maintenabilité et de la sécurité (FDMS). Paris: AFNOR. Janvier 2000.
- [6] V. Fernando. Reliability Analysis of Centrifugal Pumps System Justifies Improvements in Gas Plant. Maintenance and Reliability Integrity Engineer, ABB Service, Argentina. 2005. p.99
- [7] Ministère Française de l'écologie et du développement durable. Arrêté relatif à l'évaluation et à la prise en compte de la probabilité d'occurrence, de la cinétique, de l'intensité des effets et de la gravité des conséquences des accidents potentiels dans les études de dangers des ICPE journal officiel de la république française. 29 septembre 2005.
- [8] A. Birollini. Reliability Engineering-Theory and Practice, Washington, D.C. (1999).
- [9] EN 292/ISO 12100. Sécurité des machines ; Notions fondamentales, principes généraux de conception. ISO/CEN. 1995.
- [10] A. DEMRI. Contribution à l'évaluation de la fiabilité d'un système mécatronique par modélisation fonctionnelle et dysfonctionnelle. Thèse de doctorat l'Institut des Sciences et Techniques de l'Ingénieur d'Angers, France. 2009
- [11] H. Barringer, P. Kotlya. Reliability Of Critical Turbo/Compressor Equipment, Fifth International Conference on Process Plant Reliability, Marriott Houston Westside Houston, Texas, October 1996. 2-4.
- [12] M. S. NGABI. Proposition d'une méthode de maîtrise des risques industriels pour le respect de l'hygiène, de la santé, de la sécurité et de l'environnement dans le secteur pétrolière. Thèse de doctorat de l'Ecole Nationale Supérieure d'Arts et Métiers Centre de Paris, France. 2006.
- [13] DNV. BLEVE (Fireball) Theory Document. 2005
- [14] DNV. JFSH (Jet Fire) Theory Document. 2005
- [15] C. Van den Bosch, R. Weterings. Methods for calculation of physical effect Yellow book. Third edition. 2005.
- [16] Modèles numériques pour l'évaluation des effets de l'incendie sur l'environnement atmosphérique Ministère chargé de l'environnement/DPPR/SEI/BARPI-CFBP, Française. Septembre 2006.
- [17] N. DECHY, R. PERINET. Élaboration d'un mémento technique d'enquête après accident. Rapport d'étude. INERIS. 06- 04- 2013.
- [18] S. Tissot, G. Vincent, A. Baulig. Guide pratique de choix des valeurs seuils de toxicité aiguë en cas d'absence de valeurs françaises. Rapport d'étude n°DRC-08- 94398-02798A. Paris : INERIS, Direction des Risques Chroniques, Unité d'Expertise Toxicologique des Substances Chimiques, 2008, pp 52
- [19] S.S. Alghamdi. Development of a vapor cloud explosion risk analysis tool using exceedance methodology. Thèse de doctorat, Texas A&M University. 2011.
- [20] T. Sophie. Impact de fortes explosions sur les bâtiments représentatifs d'une installation industrielle. Thèse de doctorat de l'Université d'Orléans, France. 2006.

- [21] <http://www.risquesetsavoirs.fr/l-explosion-d-azf.html>
- [22] Rapport DNV Energy study « Risk Assessment » des unités industrielles de la Division Production « Etude De Dangers ». Sonatrach. 2006.
- [23] S. Chettouh, R. Hamzi. Modèles numériques pour l'évaluation des effets de l'incendie sur l'environnement atmosphérique (Application des logiciels FLUENT, ALOHA). QUALITA 2013, Compiègne, France. 2013.

# Chapitre 02 : Les méthodes d'analyse des risques

## Introduction

La Sûreté de fonctionnement consiste, à connaître, évaluer, prévoir, mesurer et maîtriser les défaillances des systèmes technologiques et les défaillances humaines pour éviter des conséquences sur la santé et la sécurité des personnes, les pertes de productivité, les atteintes à l'environnement et pour les générations futures, la préservation des ressources de la planète. L'analyse de la sûreté de fonctionnements d'un système industriel quelconque peut se diviser en plusieurs étapes représentées comme suite

- Analyse structurelle et fonctionnelle du système.
- Analyse prévisionnelle qualitative et quantitative du système.
- Synthèse des analyses précédentes et une conclusion.

Ces étapes, elles mêmes se divise ensuite, en plusieurs étapes secondaire illustrées par un organigramme (figure 2.1).

- Définition du système, basée sur la précision des limites et contours du système, et sur l'acquisition optimale d'information sur le système dans le but de bien identifier le fonctionnement du système.
- Analyse fonctionnelle, qui consiste sur la décomposition en sous-système d'un système complexe pour simplifier l'analyse et détailler les fonctions du système.
- Identification des risques, c'est-à-dire, l'identification des modes de défaillances, des éléments dangereux et des déviations possibles.
- Modélisation du système par une représentation prédictive de la logique de fonctionnement du système et des liaisons entre les risques et ses causes.
- Choix des méthodes d'analyse des systèmes à partir des modèles prédictifs développés dans la troisième étape.

Dans cette étape, il existe plusieurs méthodes d'analyse, ces méthodes qui se divisent en deux catégories fonctionnelle (SADT, APTE, RELIASEP, FAST.ect) et dysfonctionnelle (AdD, MDE(C), HAZOP, APR. ect).

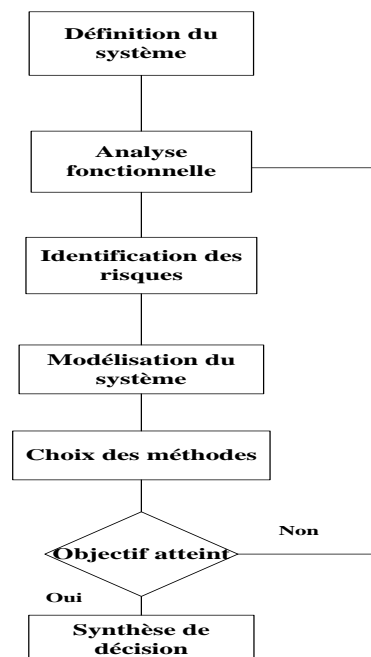


Fig.2.1. Organigramme d'une analyse de sûreté de fonctionnement

## 2.1. Les méthodes d'analyse fonctionnelle

L'analyse fonctionnelle permet la description synthétique des modes de fonctionnement d'un système et la connaissance des fonctions à garantir. Elle établit de façon systématique et exhaustive les relations fonctionnelles à l'intérieur et à l'extérieur de ce système. En d'autres termes, l'analyse fonctionnelle consiste à rechercher et à caractériser les fonctions offertes par un système pour satisfaire les besoins de son utilisateur [2]

Les méthodes d'analyse fonctionnelle sont indispensables pour réaliser une décomposition fonctionnelle et matérielle d'une installation industrielle en cours de conception ou en fonctionnement. Ces méthodes consistent à rechercher, ordonner, caractériser, hiérarchiser et/ou valoriser les fonctions du système attendu par l'utilisateur [1]. Les concepts fondamentaux introduits dans les méthodes d'analyse fonctionnelle sont :

- La description du besoin de l'utilisateur par rapport à un système en termes de fonctions à garantir ;
- La description des choix technologiques imposés au système en termes de contraintes;
- La description du système en termes de fonctions de service ou d'usage (satisfaction du besoin) et de fonctions de contraintes (solutions techniques retenues qui répondent aux contraintes) ;
- L'optimisation du besoin sur le plan économique et technique.

La réalisation d'une analyse fonctionnelle se déroule en trois principales étapes (figure 2.2) :

1. L'analyse fonctionnelle externe qui a pour objectif de formaliser et de valider l'analyse du besoin. Le système est considéré comme une boîte noire recevant des entrées et fournissant des sorties ;
2. L'analyse fonctionnelle interne permet d'identifier les fonctions techniques et les solutions technologiques nécessaires pour la réalisation de la boîte noire ;
3. L'optimisation du couple besoin/produit.

La figure 2.2 représente les principales étapes, citées précédemment, de l'analyse fonctionnelle qui illustre les deux types d'analyse fonctionnelle l'AFE et l'AFI. Après ces deux analyses et l'optimisation du couple besoin/produit, le système est réalisé si les objectifs sont atteints.

De nombreux outils ont été développés pour la réalisation de l'analyse fonctionnelle et, pour la plupart, ils peuvent s'adapter aux domaines biologiques, mécatroniques, pharmaceutiques, médicales, pétrolière ... etc [2]. De nombreuses méthodes d'analyse fonctionnelle ont été mises au point dans le monde depuis la fin de la seconde guerre mondiale et se déduisent des techniques d'analyse de la valeur développées par LD Miles en 1947. Voici quelques méthodes utilisées pour l'analyse fonctionnelle d'un système.

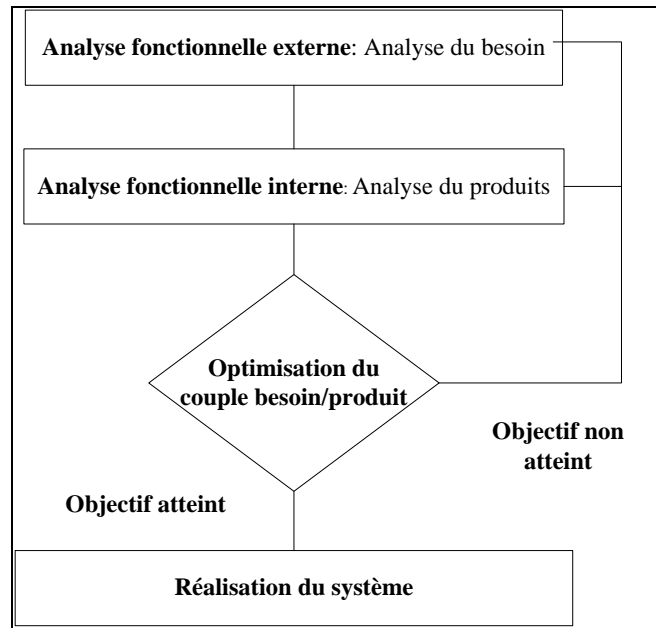


Fig.2.2. Démarche générale de l'analyse fonctionnelle

### 2.1.1. Analyse fonctionnelle externe (méthode APTE)

Le cabinet conseil APTE a développé une méthode d'analyse de la valeur appliquée à l'organisation des entreprises et à la rédaction des frais généraux. La démarche de la méthode APTE est divisée en quatre étapes principales :

- La mise en évidence du besoin à satisfaire en utilisant un formalisme nommé bête a cornes (figure 2.3)
- La recherche des milieux extérieurs ;
- La détermination des fonctions principales et des fonctions de contraintes ;
- La contribution d'un schéma général de raisonnement permettant de faire apparaître les lignes deux.

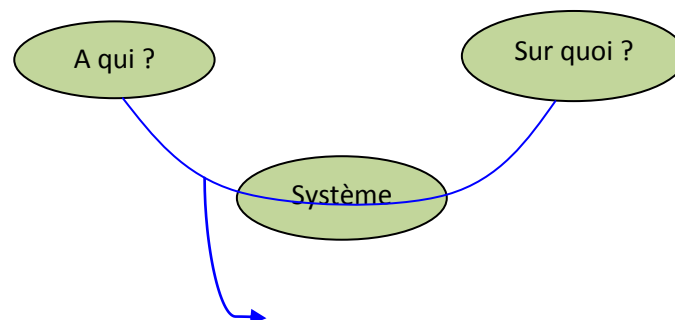


Fig.2.3. Formalisation du besoin par une bête à cornes

Les fonctions de base sont déduites après une étude des milieux extérieurs. Cette étude met en relation le système et ses milieux extérieurs. Chaque fonction devra être validée.

Sur la figure 2.3 qui représente la matérialisation du besoin, trois questions sont posées : La première (à qui ?) nous permet de savoir à qui le système rend-il service, la deuxième

question (sur quoi ?) consiste à montrer sur qui ou sur quoi le système agit-il et enfin la troisième question (pourquoi ?) illustre l'intérêt de l'action et aussi le besoin du système [2].

Après la formalisation du besoin, il est important d'établir les relations entre le système et les éléments de son milieu extérieur. Pour cela on utilise le schéma de la Pieuvre comme montré sur la figure 2.4.

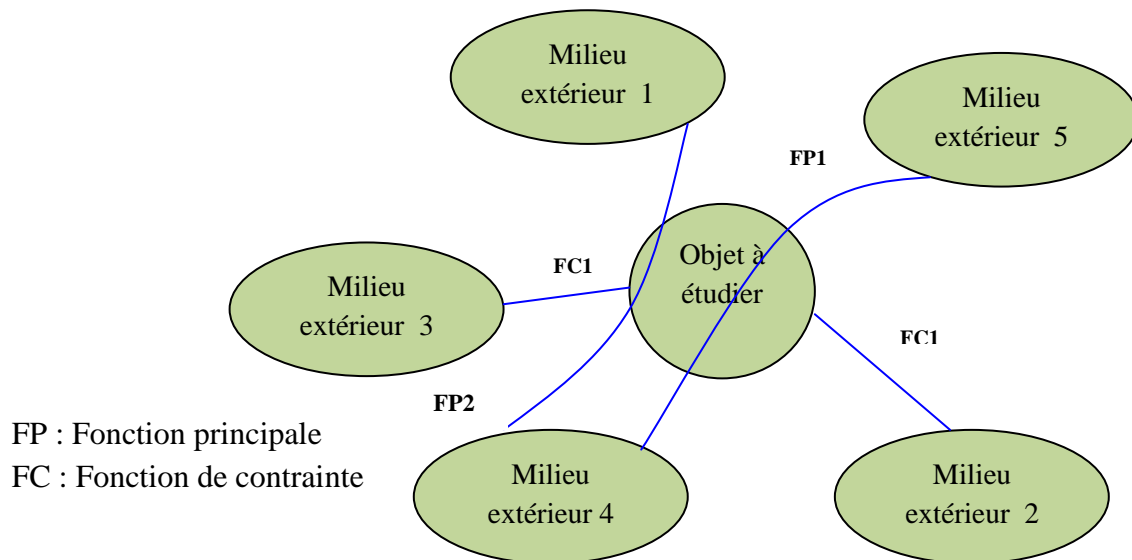


Fig.2.4. Schéma de la Pieuvre

### 2.1.2. Analyse fonctionnelle structurel La méthode SADT

SADT (Structured Analysis and Design Technic) est un langage pluridisciplinaire, qui cherche à favoriser la communication entre les utilisateurs et les concepteurs. C'est une méthode d'analyse et de conception des systèmes développée en 1977 par Douglas T. Ross fondateur de la société américaine Softech. C'est essentiellement une méthode de représentation structurée conçue à partir de concepts simples, et basée sur un formalisme graphique et textuel facile à apprendre. Elle consiste à considérer tout système complexe comme une structure composée de systèmes plus simples en interaction.

Un modèle SADT est constitué d'un ensemble hiérarchisé de diagrammes permettant de représenter à divers niveaux de détail et sous une forme relativement concise, des systèmes simples à très complexes. Ces diagrammes sont constitués de 5 à 6 boîtes à n d'éviter que le diagramme soit trop complexe. La méthode propose deux formes de représentation (actigramme et datagramme).

Un actigramme représente une activité par un verbe dans une boîte alors que le datagramme identifie une donnée par un nom dans une boîte. Nous nous intéresserons uniquement aux actigrammes plus utilisés et mieux adaptés à une approche fonctionnelle.

La figure 2.5 représente une boîte d'activité dans laquelle on met l'accent sur les fonctions du système. Les entrées connectées à gauche, sont transformées par l'activité pour produire les sorties qui sont connectées à droite. Les contrôles connectés en haut ne sont pas modifiés par l'activité mais agissent sur cette dernière en la déclenchant ou en influant fortement sur son comportement. Les mécanismes connectés en bas permettent de décrire les éléments physiques et les moyens mis en œuvre pour réaliser la fonction [2].

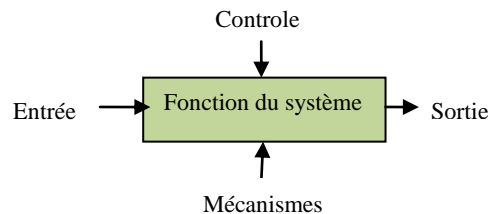


Fig.2.5. Actigramme SADT

Un diagramme représente une fonction plus ou moins vaste. Afin d'obtenir plus de précision, les diagrammes se construisent selon une approche descendante c'est-à-dire du général vers le particulier. Il n'existe aucune limite théorique à cette décomposition par affinage. Seul le rédacteur et ses interlocuteurs sont à même de juger quand le niveau atteint paraît suffisant [23].

## 2.2. Les méthodes d'analyse dysfonctionnelle

L'analyse dysfonctionnelle s'appuie sur une méthodologie rigoureuse et des outils puissants qui permettent la modélisation des défaillances fonctionnelles. Ainsi, les méthodes mises au point pour les études des risques et de la sûreté de fonctionnement permettent la résolution des problèmes de diagnostic de défaillances. Le principe de ces méthodes consiste à établir a priori et de manière formelle les liens entre les causes et leurs effets mesurables par les opérateurs ou les systèmes de traitement de l'information. L'application des méthodes d'analyse de risque qualitatives ou quantitatives fait systématiquement appel aux raisonnements par induction et par déduction (figure.2.6).

Le raisonnement inductif part de la connaissance du comportement d'un ensemble de cas particuliers pour en extraire des règles généralisées ; alors que le raisonnement déductif définit des concepts génériques qui sont confirmés ou non par observations sur des cas particulier [3].

La quantification des risques consiste à donner une valeur numérique à certains éléments du système analysé (taux de défaillance, probabilité d'occurrence d'un évènement ...) alors que la qualification a pour objectif de donner une appréciation sur ces éléments (décrire textuellement une situation de travail, définir un risque comme étant de niveau faible ...). De manière générale, l'analyse qualitative des risques précède leur analyse quantitative [3].

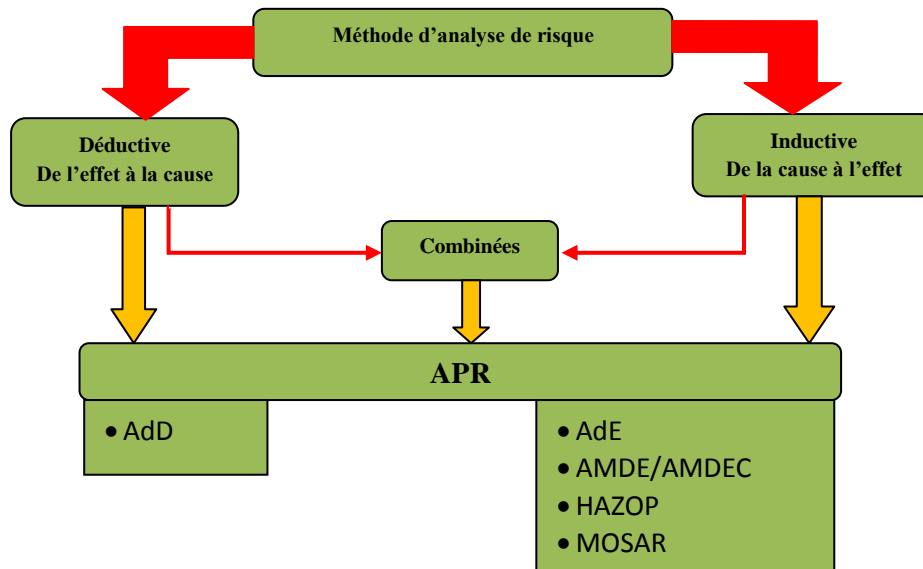


Fig.2.6. Classification des principales méthodes d'analyse des risques

### 2.2.1. Les méthodes Inductives

Selon la norme RE Aéro 701 11 Novembre 1986, Le principe de ces méthodes consiste à partir d'une cause d'anomalie (défaillance, erreur humaine, agression externe, etc.) et à déterminer les scénarios d'évènements qui en résultent et/ou l'ensemble de ses conséquences possibles. Les principales méthodes inductives utilisés dans le domain des risques accidentels sont : l'analyse préliminaire des risques (APR), l'analyse des modes de défaillance de leur effet et de leur criticité (AMDEC), l'HAZOP (Hazard and operability), What if, l'analyse par arbre d'évènement....ect.

#### 2.2.1.1. Analyse préliminaire des risques (APR)

L'analyse préliminaire des risques (Dangers) a été développée au début des années 1960 dans les domaines aéronautiques et militaires. Elle est utilisée depuis dans de nombreuses autres industries. L'Analyse Préliminaire des Risques (APR) est une méthode généralement utilisée pour l'identification d'une part des risques d'un système complexe et d'autre part pour l'évaluation de la gravité des conséquences liées aux risques [4], et Selon la norme CEI-300-3-9 (CEI 300-3-9, 1995) : L'APR est une technique d'identification et d'analyse de la fréquence du danger qui peut être utilisée lors des phases amont de la conception pour identifier les dangers et évaluer leur criticité.

Le but consiste à identifier les entités dangereuses d'un système, puis à regarder pour chacune d'elles comment elles pourraient générer un incident ou un accident plus ou moins grave suite à une séquence d'évènements causant une situation dangereuse et enfin la proposition de mesures propres à réduire et à contenir les risques à des niveaux acceptables.

Cette démarche APR, est généralement une première étape indispensable lorsque des questions de sécurité sont posées. Elle l'est beaucoup moins s'il n'est question que de la fiabilité, maintenabilité ou disponibilité. Quand elle est réalisée dès le début du projet, dès la première phase de développement du système, elle sert de référence tout au long du projet.

Le principal avantage de l'Analyse Préliminaire des Risques est de permettre un examen relativement rapide des situations dangereuses dans des systèmes complexes. Par rapport aux autres méthodes présentées ci-après, elle apparaît comme relativement économique en termes de temps passé et ne nécessite pas un niveau très détaillé de description du système étudié.

En revanche, l'APR ne permet pas de caractériser l'enchaînement des événements susceptibles de conduire à un accident majeur pour des systèmes complexes. Elle permet d'identifier des points critiques devant faire l'objet d'études plus détaillées.

La méthode APR est basée sur la liste des éléments qui peuvent se conjuguer pour provoquer un accident : entités dangereuses, situations dangereuses, accidents potentiels,... Cette liste est établie par des experts.

Les résultats de l'analyse sont présentés dans un tableau (Tableau.2.1) à l'aide de la liste des éléments dangereux [5].

Tableau.2.1. Le tableau APR

Système ou fonction	Phase	Entités dangereuses	Evènement causant une situation dangereuse	Situation dangereuse

• **Limite de la méthode APR**

La méthode APR ne permet pas de caractériser finement l'enchaînement des événements susceptibles de conduire à un accident majeur pour des systèmes complexes. Son utilisation peut être jugée suffisante dans le cas d'installations simples.

**2.2.1.2. La méthode d'Analyse des Modes de Défaillance de leur Effets et de leur Criticité (AMDEC)**

L'AMDE a été employée pour la première fois dans le domaine de l'industrie aéronautique durant les années 1960. Son utilisation s'est depuis largement répandue à d'autres secteurs industriels tel que l'industrie chimique, pétrolière ou nucléaire. L'AMDEC est l'extension de l'étude AMDE quand il est question d'évaluer la criticité des défaillances [6].

Selon la norme CEI-300-3-9 (CEI 300-3-9, 1995), l'AMDEC est une technique fondamentale d'identification et d'analyse de la fréquence des dangers qui analyse tous les modes de défaillances d'un équipement donné et leurs effets tant sur les autres composants que sur le système lui-même[7].

L'Analyse des Modes de Défaillances et de leurs Effets et Criticités (AMDEC) est une méthode d'analyse inductive et qualitative étudiant les défaillances d'un système en s'aidant d'une liste quasi-exhaustive de modes de défaillances génériques. Pour permettre une meilleure identification de modes de défaillances, la méthode AMDEC est précédée d'une analyse structurelle ou fonctionnelle du système[21]. A chaque composant, sous système et

système, l'analyste associe des modes de défaillances considérés vraisemblables et poursuit l'analyse par l'identification des causes et des conséquences de ce mode de défaillance sur le fonctionnement à ce niveau de décomposition et sur les niveaux supérieurs du système (figure.2.7) [22].

L'AMDEC s'applique au produit d'un fabricant dans le but d'améliorer la conception de ce produit et d'avoir la meilleure satisfaction possible des exigences du client. Elle s'applique aussi au processus de fabrication ainsi qu' à chacun des moyens de production.

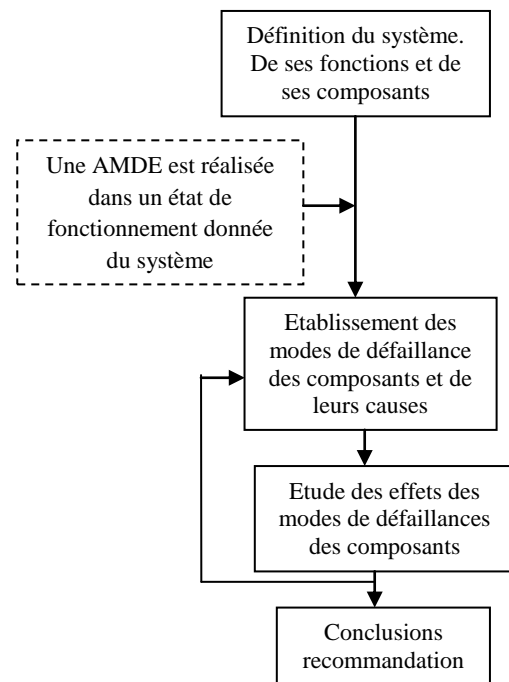


Fig.2.7. Démarche de la méthode AMDEC

L'élaboration de l'AMDEC, comme le montre la figure 2.7, est réalisée en quatre étapes qui sont présentées ci-dessous :

- décomposition du système en composants : L'AMDEC nécessite une définition précise du système à étudier et de sa structure fonctionnelle et/ou physique;
- recensement des modes de défaillance des composants : Le mode de défaillance d'un composant est défini comme l'effet par lequel une défaillance de ce composant est observée. Par exemple, la défaillance d'une pompe est observée car elle ne démarre pas. Une liste des principaux modes de défaillance est présentée dans le tableau 2.3 ;
- effets et conséquences des modes de défaillance des composants : Pour chaque mode de défaillance, le comportement du système est observé composant par composant, c'est-à-dire qu'un mode de défaillance est fixé sur un certain composant pendant que les autres sont en fonctionnement ou en état de fonctionner ;
- Conclusion et recommandation : Des conclusions peuvent être tirées par rapport aux objectifs de l'étude et des recommandations utiles sont émises, par exemple : modification d'architecture (introduction des redondances), mise en place de capteurs, mise en place de procédures de surveillance, d'opérations de maintenance, formation d'opérateurs, etc.

Les informations obtenues dans l'analyse, sont présentées dans un tableau récapitulatif (voir par exemple le tableau 2.2).

Dans un premier temps, il est important de décomposer le système en éléments plus petits. Cette décomposition doit être assez fine pour savoir identifier tous les modes de défaillance attachés à chaque élément. Cette première étape aboutit donc à une liste de composants à laquelle on associe différents modes de défaillance possibles.

Dans un deuxième temps, il est nécessaire de décrire ce qui va se passer dans le système quand le mode de défaillance étudié est apparu. On doit indiquer, dans cette partie, les effets vus de l'extérieur du système ainsi que les effets sur l'accomplissement des fonctions du cahier des charges. Ce travail d'analyse est généralement présenté dans des tableaux comme celui présenté ci-dessous [7]

Tableau.2.2. Tableau de l'AMDEC

Identification du composant	Fonctions	Mode de défaillance	Cause possibles d'une défaillance	Effet sur le système	F	G	Recommandation

Tableau.2.3. Liste des modes génériques des défaillances suivant la norme NF EN 60812

1. Défaillance structurelle	2. Mise en marche erronée
3. Blocage physique ou coincement	4. Ne s'arrête pas
5. Vibrations	6. Ne démarre pas
7. Ne reste pas en position	8. Ne commute pas
9. Ne s'ouvre pas	10. Fonctionnement prématuré
11. Ne se ferme pas	12. Fonctionnement après le délai prévu (retard)
13. Défaillance en position ouverte	14. Entrée erronée (augmentation)
15. Défaillance en position fermée	16. Entrée erronée (diminution)
17. Fuite interne	18. Sortie erronée (augmentation)
19. Fuite externe	20. Sortie erronée (diminution)
21. Dépasse la limite supérieure tolérée	22. Perte de l'entrée
23. Est au-dessous de la limite inférieure tolérée	24. Perte de la sortie
25. Fonctionnement intempestif	26. Court-circuit (électrique)
27. Fonctionnement intermittent	28. Circuit ouvert (électrique)
29. Fonctionnement irrégulier	30. Fuite (électrique)
31. Indication erronée	32. Autres conditions

L'analyse commence toujours par l'identification des défaillances potentielles des modes opérationnels. Elle se poursuit, par des inductions afin d'identifier les effets potentiels de ces défaillances (situation dangereuse, événement dangereux et dommages). Une fois les effets potentiels établis, on estime le risque on spécifie les actions de contrôle.

On définit les notions de modes de défaillances, de causes de défaillances et d'effets d'une défaillance.

- Le mode de défaillances : C'est l'effet par lequel une défaillance est observée (norme CEI)
- en d'autres termes : le mode est la façon, la manière par laquelle la défaillance d'une entité se manifeste de façon physique (concrète) à l'utilisateur, alors que la défaillance est la cessation de l'aptitude d'une entité à assurer une fonction requise.
- La cause d'une défaillance : C'est la circonstance liée à la conception, la fabrication ou l'emploi et qui a entraîné une défaillance (norme CEI).
- Effet d'une défaillance : C'est l'ensemble des manifestations de toutes natures qui se produisent après l'apparition d'un mode de défaillances.

L'objectif de la méthode est d'identifier tous les composants et leurs modes de défaillances pouvant conduire à un problème.

Pour faire la quantification de l'analyse AMDEC, une échelle de cotation a été élaborée en interne à partir de données de la littérature [1,7] (Tableau 2.2). Elle présente pour chaque item un nombre pair de niveaux d'évaluation afin d'obliger les professionnels à se positionner (dans la partie haute ou la partie basse).

La cotation des items G, F et D permet le calcul d'un indice de criticité (IC) :  $G \times F \times D$ . Cet indice est positionné dans une matrice scindée en trois parties :

- risque acceptable : aucune action n'est à prioriser ;
- risque tolérable : les actions à entreprendre sont à l'appréciation des équipes ;
- risque inacceptable : la situation doit être refusée, des mesures de réduction des risques doivent être prises.

La cotation des risques a été réalisée en deux temps. Tout d'abord chaque participant a reçu les grilles et les consignes de cotation, expliquées lors d'une réunion plénière, ainsi chacun a pu réfléchir aux scores qu'il souhaitait attribuer. Puis une réunion de mise en commun a été programmée afin d'arrêter les cotations définitives [24].

Chaque groupe a ainsi obtenu un tableau permettant de visualiser les étapes où les modes de défaillance sont les plus critiques pour le processus sur lequel il a travaillé. Des actions d'amélioration ont ensuite été définies et programmées pour les risques les plus inacceptables. Comme dans tout plan d'amélioration, un responsable et des délais sont déterminés.

La bonne mise en oeuvre des actions est suivie au moyen d'un tableau de bord, régulièrement actualisé. Une fois les actions réalisées, le groupe a re-coté les étapes concernées. Une diminution de l'indice de risque permet de s'assurer de la pertinence des actions choisies [25].

#### • **Limite de la méthode AMDEC**

Une analyse AMDEC n'est pas une analyse systémique, ceci pose un problème pour déterminer le niveau de détail à lequel l'analyse doit être réalisée, elle ne permet pas une représentation de la déviation des flux. Enfin, l'AMDEC par nature ne prend pas en compte la simultanéité des défaillances. L'AMDEC reste par nature l'une des rares méthodes en

industrie mais dont la mise en œuvre reste fastidieuse, de quelques mois à quelques années pour une étude complète.

### **2.2.1.3. La méthode HAZOP**

La méthode HAZOP (Hazard and operability study) a été développée par la société « Imperial Chemical Industries (ICI) » au début des années 1970. Elle a depuis été adaptée dans différents secteurs d'activité utilisant des systèmes thermo-hydrauliques (chimie, pétrochimie...). La méthode HAZOP est de même type que l'AMDE(C) mais est mieux adaptée pour l'analyse des circuits thermohydrauliques [6]. L'objectif de cette méthode est d'identifier les phénomènes dangereux qui mènent à des événements dangereux lors d'une déviation des conditions normales de fonctionnement d'un système. Une revue HAZOP permet d'analyser en détail et de façon systématique une installation, un mode opératoire ou des procédures. La méthode HAZOP se réalise à partir des P&ID (Piping and Instrumentation Diagram) et PFD (Process Flow Diagram) des unités [8]. Ce type de schéma dit « P&ID », très répandu dans l'industrie chimique et pétrochimique, comprend une représentation graphique de l'ensemble des appareils et équipements, des tuyauteries les reliant entre eux (flux procédés, mais aussi utilités), ainsi que la totalité de l'instrumentation. Le P&ID est, par définition, plus complet que le schéma dit « PFD » qui se limite à la représentation des flux procédés et à l'instrumentation de base. La modélisation d'une installation industrielle peut requérir plusieurs dizaines de P&ID. À partir d'un P&ID, il convient alors de le fractionner en « noeuds » dont on donnera la définition suivante pour une installation : sous ensemble ou élément spécifique réalisant une fonction dans le procédé [9]. L'HAZOP considère les déviations des principaux paramètres (grandeur physiquement mesurable, action ou opération à réaliser) liés à l'exploitation de l'installation, le tableau.2.4. regroupe des listes de paramètres parmi les plus fréquemment employés dans l'industrie des procédés. Pour chaque partie constitutive du système examiné (ligne, noeud ou maille), la génération (conceptuelle) des dérives est effectuée de manière systématique par la conjonction du Mots guide regroupent dans le tableau.2.5 (simple mot ou courte phrase qualifiant l'intention en vue de guider et de stimuler le processus créatif et ainsi de permettre la découverte de déviations) + les paramètres en obtient la relation suivante : Mot clés + Paramètre = Dérivé. La combinaison de ces paramètres avec des mots clés prédéfinis se fait de la manière suivante : Plus de + Pression = « Pression trop haute » / Pas de + Niveau = « Capacité vide » [10]. La démarche générale de la méthode HAZOP est décrite par l'organigramme en Figure 8 [25].

Les résultats obtenus par ce type de revue (Tableau.2.6) comprennent l'identification des risques et des problèmes d'exploitation ainsi que les recommandations pour améliorer la conception ou les procédures [26]. Les causes, effets et mesures de prévention de chaque déviation analysée sont mises sous forme de tableau. L'HAZOP permet une représentation des modes dégradés.

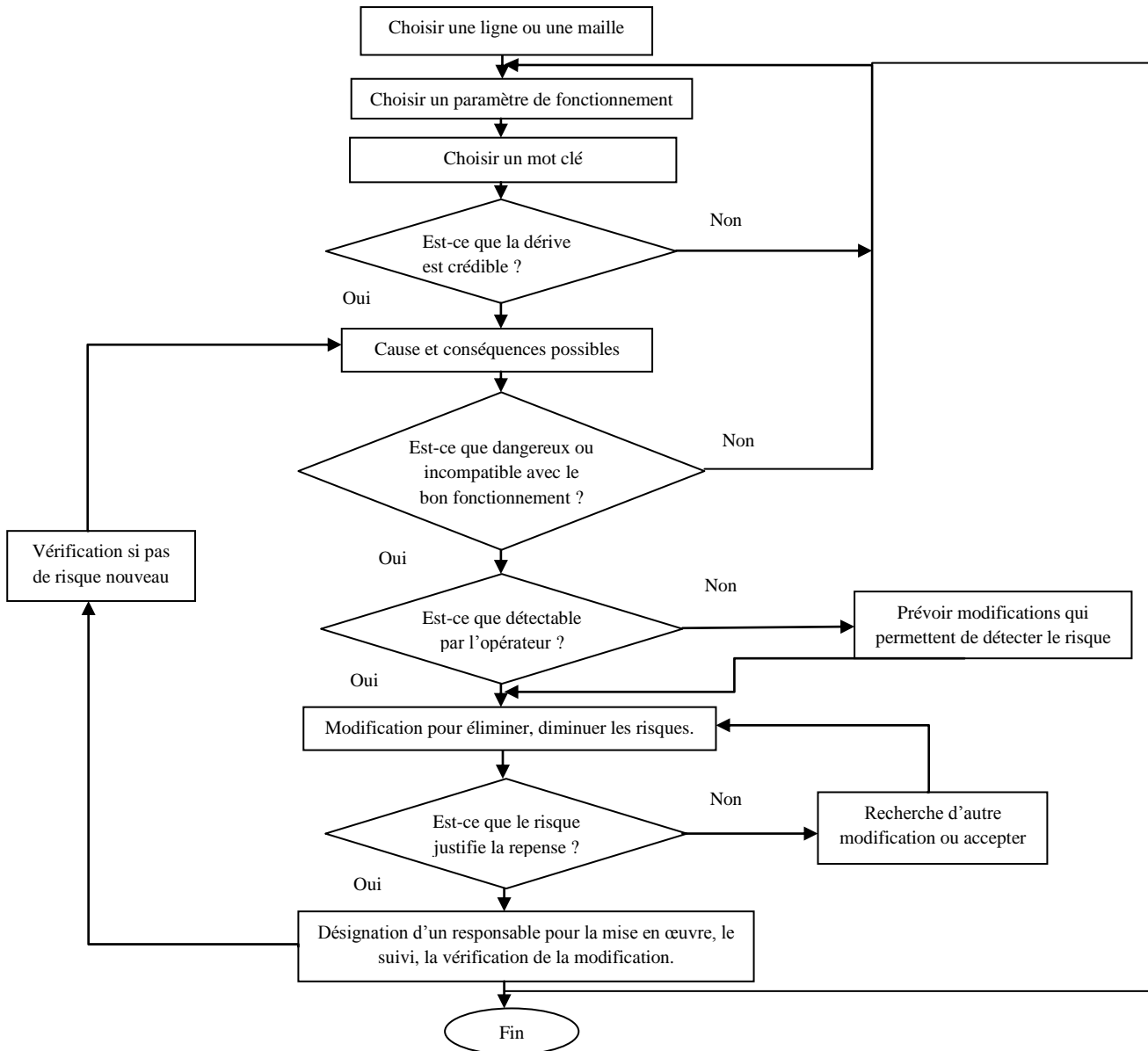


Fig.2.8. Organigramme d'analyse HAZOP

Tableau.2.4.Liste paramètres

Liste des paramètres	
Température	pH
Fréquence	Séparation
Débit	Vitesse
Viscosité	Réaction
Pression	Temps de séjour
Tension	Concentrations
Niveau	Impuretés
Information	Propriétés physiques
Temps	Confinement
Agitation	Utilités
Composition	Ajout

Tableau.2.5. Liste des mots guides (clés)

Mot clés	Signification
PAS	Variable absente
TROP	Excès de la variable
PAS ASSEZ	Trop peu de la variable
INVERSE DE	Inversion logique
AUTRE	Complete substitution
PLUS DE	Sur-ensemble
PARTIE DE	Sous-ensemble

Tableau.2.6. Résultats de l'HAZOP

Unité	Paramètre	Déviations	Cause possible	conséquence	P	G	Recommandation

• **Les causes de déviation**

La méthode HAZOP procède selon une démarche inductive, partant de la cause de la déviation d'un paramètre afin d'identifier ses effets sur le système et son environnement. Les causes des déviations sont les raisons ou problèmes pour lesquels ces déviations ont lieu. On notera que les défaillances opérateur peuvent recouvrir de nombreux aspects correspondant aux erreurs humaines. L'homme intervient comme événement initiateur d'accident, d'autant plus qu'il est aussi responsable des défaillances de matériel. La cause fondamentale de ces défaillances humaines est liée à une mauvaise gestion de la sécurité.

La recherche des causes de déviations de chaque paramètre nécessite de se poser systématiquement la question suivante : que faut-il faire pour que le paramètre étudié soit différent de celui de l'intention ?

Dans la recherche des causes, on ne se limitera pas à obtenir les causes immédiates, on est allé jusqu'aux causes fondamentales ou au manque de contrôle [28].

• **Les conséquences des déviations**

Les conséquences des déviations sont les résultats de ces déviations, mais peuvent aussi être les résultats de la cause elle-même.

• **Evaluation des risques**

Nous savons que l'estimation du risque nécessite la quantification de la probabilité d'occurrence de l'événement redouté (l'accident), ainsi que celle de la gravité des effets engendrés par cet événement [29]. Ces quantifications sont obtenues en ayant recours aux techniques suivantes :

- recherche des scénarios d'accidents permettant de quantifier leur probabilité d'apparition en faisant appel aux outils de la SdF (matrice de criticité comme dans le chapitre 1);
- modélisations des phénomènes physiques associés permettant de quantifier la gravité des conséquences en faisant appel aux sciences suivantes :
  - l'énergétique pour modéliser les phénomènes d'explosion et d'incendie
  - la mécanique des fluides pour modéliser les dispersions (dans l'air et/ou dans l'eau),

- la mécanique des structures pour modéliser les effets des explosions et des incendies sur l'installation.

- **Limites de la méthode HAZOP**

La méthode HAZOP repose sur la déviation des variables, mais ne prend pas en compte les défaillances, ni les enchaînements que peuvent entraîner les déviations de ces variables. Enfin, cette méthode ne représente pas l'installation sous une forme structurée facilement informatizable.

#### **2.2.1.4.L'analyse par l'arbre d'évènements (Event Tree Analysis ETA)**

L'analyse par Arbre d'Evènements a été développée au début des années 1970 pour l'évaluation du risque lié aux centrales nucléaires. C'est une technique d'identification et d'analyse de la fréquence des dangers moyennant un raisonnement inductif pour convertir différents événements initiateurs en conséquences éventuelles relatives au fonctionnement ou à la défaillance des dispositifs techniques/humains/organisationnels de sécurité [3].

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

L'analyse par Arbre d'Evènements se déroule en plusieurs étapes préliminaires :

- Considération d'un événement initiateur.
- Identification des fonctions de sécurité prévues pour contrôler son évolution.
- Construction de l'arbre.
- Description et exploitation des séquences d'évènements identifiées.

Il serait plus pertinent d'élaborer un Arbre d'Evènements à l'issue d'une première analyse identifiant les accidents potentiels à l'image de l'APR.

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

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

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

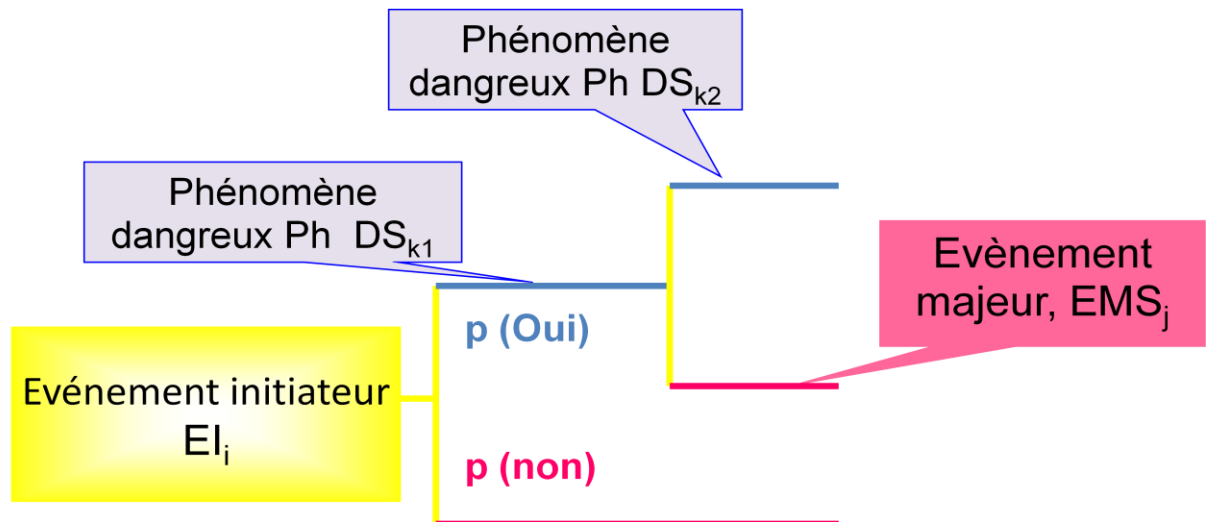


Fig.2.9. Arbre d'évènement

• **Définition des éléments de l'arbre d'évènement**

**a. Évènement initiateur et séquence**

Par définition, un évènement initiateur est le premier évènement d'une séquence d'évènements. Deux approches sont utilisées pour identifier les évènements initiateurs :

- l'évaluation technologique prenant en compte la conception de l'installation, les études de risque précédentes, les accidents déjà survenus et plus généralement l'expérience d'exploitation de ces systèmes... ;
- la construction d'un arbre des causes à partir de l'évènement indésirable défini au niveau de l'ensemble de l'installation industrielle.

**b. Une séquence (d'évènements)**

Est une combinaison temporelle d'évènements (fonctionnement ou panne de systèmes élémentaires) conduisant à des évènements indésirables.

**c. Une séquence inacceptable**

Est une combinaison temporelle d'évènements (fonctionnement ou panne de systèmes élémentaires) conduisant à des conséquences inacceptables (ou évènement indésirable).

• **La quantification de l'arbre d'évènement**

L'analyse quantitative de l'Arbre d'évènement dépend beaucoup de la nature des dépendances entre les évènements constitués par l'évènement initiateur et les évènements génériques ; très simple lorsque tous les évènements sont indépendants entre eux, elle peut devenir très complexe pour certaines dépendances.

- **Évènements dépendants** : Le calcul dépend beaucoup de la nature de ces dépendances.

On s'intéresse ici à trois types de dépendances :

- les dépendances de type cause commune ;
- les dépendances de type séquentiel ;
- les dépendances de type cause commune et de type séquentiel [10].

**2.2.1.5.Méthodologie MADS**

Le modèle MADS (Méthodologie d'analyse des dysfonctionnement) est un outil pédagogique qui définit un modèle général de danger et décrit les relations d'un système artificiel inscrit dans son environnement. MADS permet d'analyser les risques inhérents à une

activité technologique et de les maîtriser. Elle est fondée sur la science du danger, «corps de connaissances transversales qui a pour objet d'appréhender des Evénements Non Souhaités (exprimé sous l'acronyme ENS) ». Les événements non souhaités sont les phénomènes susceptibles de provoquer des effets non voulus sur l'individu, la population, les installations et/ou l'écosystème. Ils sont issus et s'appliquent à la structure, l'activité, et l'évolution des systèmes. La science du danger articule plusieurs strates de connaissances autour de cette même problématique : disciplines fondamentales, disciplines appliquées, et les techniques du danger [18].

Le terme «appréhender », objectif d'une analyse de risques recouvre les opérations suivantes :

- représenter / modéliser
- identifier - évaluer – maîtriser – gérer/manager et cela, a priori ou a posteriori de l'apparition de l'ENS.

MADS utilise une approche systémique de la complexité des systèmes et donne des outils pour mener cette approche plus ou moins globale, basée sur la modélisation. Modéliser consiste à représenter les systèmes d'où sont issus et sur lesquels s'appliquent les ENS. Ces systèmes sont les systèmes source et cible, dont la mise en relation se fait par le flux de danger ; le tout dans un environnement actif, le champ de danger (figure 2.10). On parle de modélisation du processus de danger, ou «modèle de référence ». Il est important de signaler qu'une fois débuté le processus de dommer peut générer des relations source/cible différentes, il est peut même générer des processus d'enchaînement et transformer une source de danger en cible[6].

La représentation générale d'un système peut se faire à partir des critères suivant (le paradigme systémique) :

- structure (éléments + liens)
- finalité
- évolution
- environnement

Un système peut alors se décomposer en sous-systèmes ; chacun se caractérisera par un ensemble de sources de danger.

L'évaluation des risques correspond la d'une ou plusieurs séquences de danger : « Une analyse de risques consiste à étudier le processus de danger, c-a-d la mise en relation d'un système source avec un système cible par le flux de dangers dans un environnement actif champ de danger ». Il est nécessaire de définir le type et le nombre minimum de relations source/cible à analyser. Le modèle MADS détermine quatre relations de référence qui sont illustré dans le tableau 2.7.

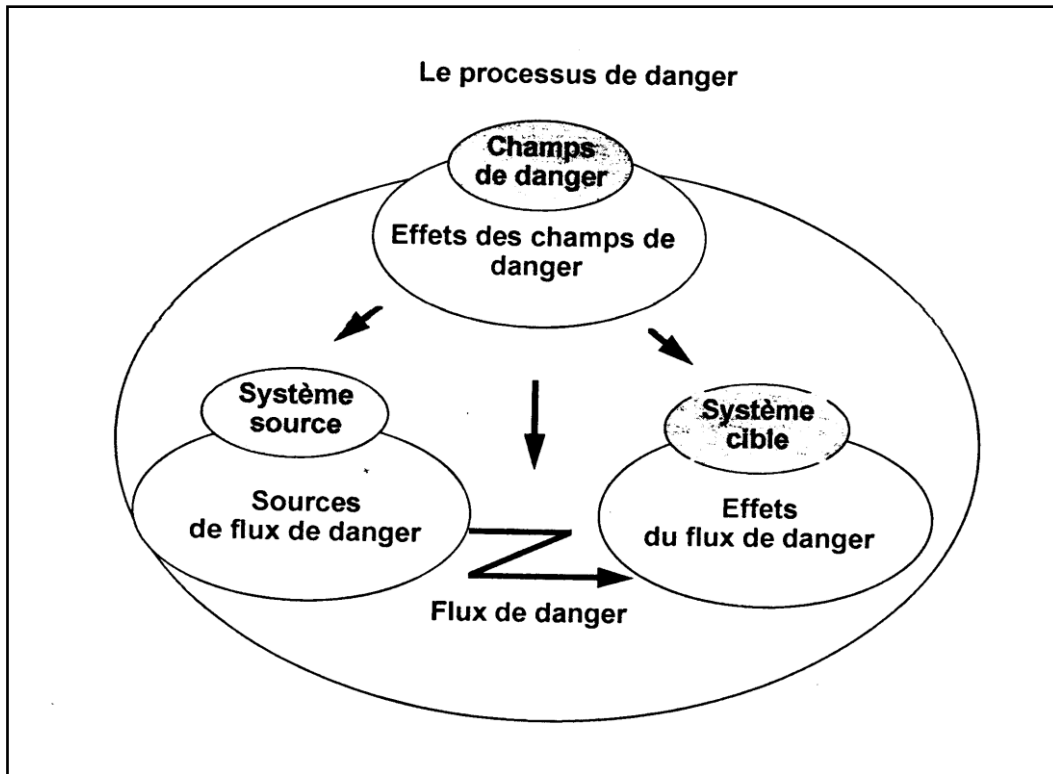


Fig.2.10.Processus de danger [6]

Tableau.2.7.Relations de référence utilisées pour l'analyse de risques

Système source		Système cible
Installation	↔	Installation
Installation	↔	Opérateur
Installation	↔	Population
Installation	↔	Ecosystème

Les différents domaines d'action pour l'analyse des risques permettent une classification par domaine et s'articulent autour d'un modèle général MADS (tableau 2.8)[6].

### 2.2.1.6.La méthode MOSAR

La méthode MOSAR (Méthode Organisée et Systémique d'Analyse des Risques) a été mise au point par Pierre PERILHON au CEA. Elle est utilisée dans divers domaines, en particulier dans l'étude des risques d'installations à hauts risques (nucléaire, chimique, etc.). En effet, la méthode a été effectivement appliquée dans le domaine nucléaire et notamment à EDF (Centres de recherches et d'essais) et au CEA (Installations d'essais).

MOSAR contient deux modules hiérarchiques, un module macro (module 'A') et un module micro (module 'B') (figure 2.11). Le module 'A' a pour but d'identifier les dysfonctionnements techniques et opératoires provoquant un événement indésirable. Les scénarios d'accident sont examinés d'une manière macroscopique, autrement dit, sans traiter en détail des aspects fonctionnels du système et de ses interfaces. Principalement, le module 'A' se décompose en 5 étapes :

Tableau .2.8. Les domaines et les techniques d'études.

Système source	Système cible	Domaines
Installation	Installation	Surete de fonctionnement Sécurité des biens .....
Installation	Opérateur	Ergonomie Sécurité des installation .....
Opérateur	Installation	Fiabilité humaine Malveillance humaine .....
Installation	Population	Hygiène et santé publique Epidémiologie Sécurité industrielle Génie sanitaire .....
Population	Installation	Malveillance externe Sécurité .....
Installation	Ecosystème	Hygiène et sécurité de l'environnement Ecologie appliquée Génie sanitaire .....
Ecosystème	Installation	Risque naturels .....

- Modélisation de l'installation
- Identification des sources de danger et des scénarios d'accident.
- Evaluation des scénarios de risque.
- Négociation des objectifs.
- Définition des moyens de maîtrise des risques.

Le module 'A' s'appuie essentiellement sur le modèle MADS dans la phase d'identification des sources, flux et cibles de dangers ainsi que les différents événements du processus de danger [18].

Le module B de la methode MOSAR qui se presente d'ailleurs comme une suite logique du module A. Il permet d'effectuer une analyse plus detaillee des dysfonctionnements techniques et operatoires et aussi de l'impact qu'ils pourraient engendrer sur le systeme global. Ce module se decompose en 5 etapes :

- Identification des risques de dysfonctionnement.
- Evaluation des risques en constituant des Arbres de Defaillances.
- Negociation des objectifs precis de maitrise des risques.
- Affinement des moyens complementaires de maitrise des risques.
- Gestion des risques

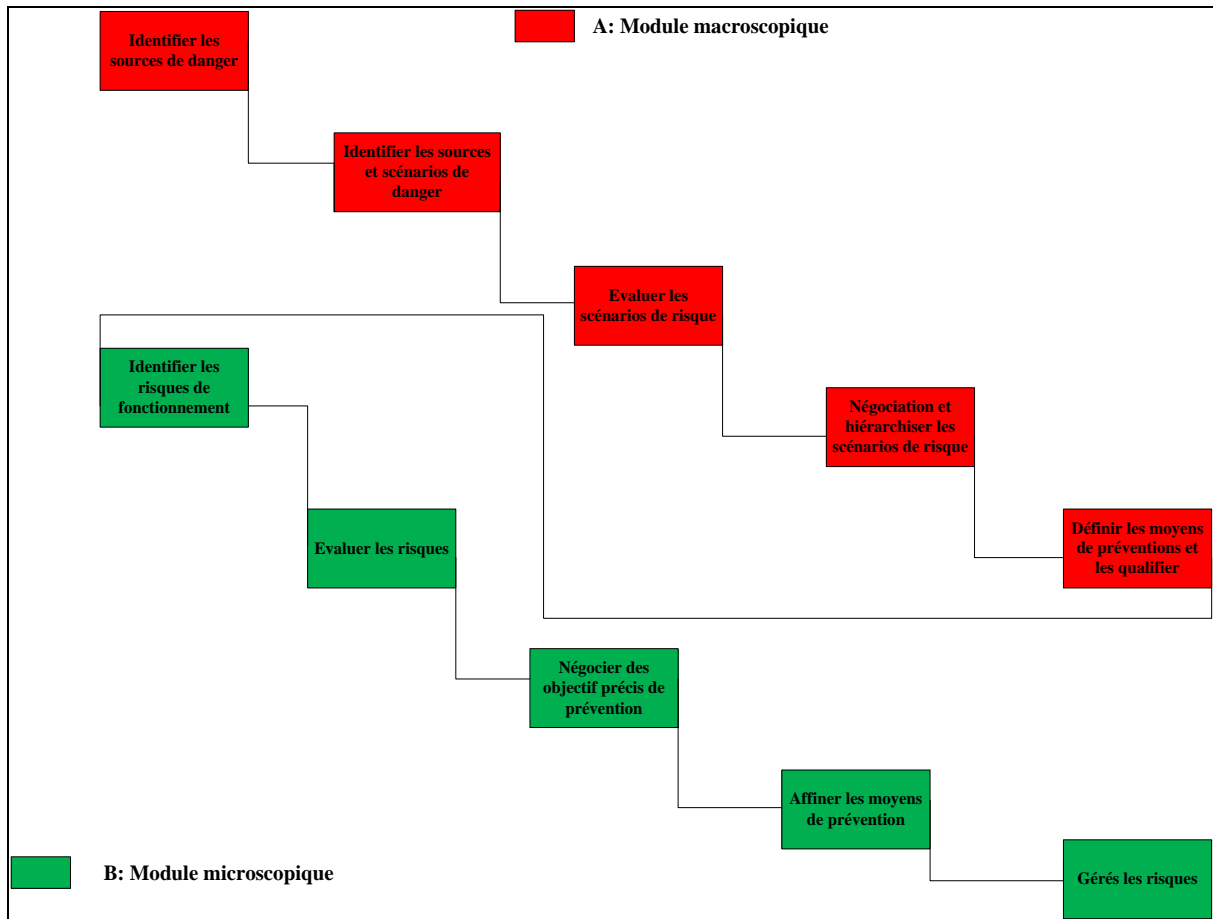


Fig.2.11. La méthodologie MOSAR

### 2.2.1.7.Chaines de Markov

Les chaînes de Markov ou Méthode de l'Espace des Etats (MEE) ont été développés dans les années 50 pour l'analyse de fiabilité des systèmes réparables [4].

Cette méthode consiste à représenter le comportement d'un système par un ensemble de composants pouvant se trouver dans un nombre fini d'états de fonctionnement et de panne. Un support graphique appelé graphe des états, permet de visualiser les différents états d'un système, les transitions et leurs caractéristiques (taux de défaillance, taux de réparation...etc) qui sont représentés par des cercles et reliés entre eux par des arcs orientés qui représentent la transition d'états de départ vers des états d'arrivée avec des paramètres  $\lambda$  (taux de défaillance) et  $\mu$  (taux de réparation) spécifiques (caractéristique des transitions). Un modèle Markovien est présenté comme dans la figure 2.12 [2].

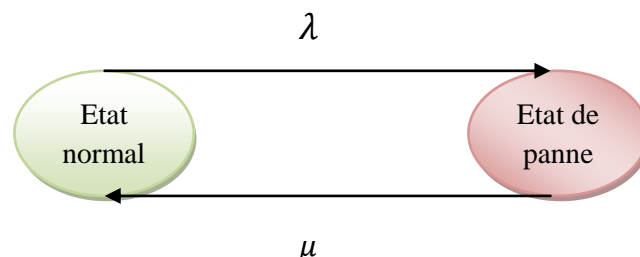


Fig.2. 12. Modèle Markovien

Les modèles Markoviens représentent une classe de processus stochastiques. Un processus stochastique décrit l'évolution d'un système par les probabilités qu'il se trouve à un instant donné dans un quelconque de ses états (ou sous ensemble d'états) possibles. Un processus markovien est un processus stochastique dont l'état futur ne dépend pas de la trajectoire passée. Il est homogène lorsque les taux de transition entre états ne dépendent pas du temps. Lorsque le processus est défini de manière continue dans le temps on le représente par un graphe d'état dit de Markov. Lorsque le processus n'est décrit qu'à certains instants discrets, on parle de chaîne de Markov. Par abus de langage, ce dernier terme est parfois utilisé pour les modèles à temps continu. Ce sont ces derniers qui sont utilisés pour évaluer de façon quantitative la SdF des systèmes, notamment lorsque les taux de transition sont constants, c'est-à-dire que les instants de défaillance et de réparation des composants sont distribués selon des lois exponentielles [11].

Pour effectuer cette analyse, il est indispensable dans un premier temps de recenser et de classer tous les états du système (fonctionnement ou panne) et chercher comment passer d'un état à un autre lors d'un dysfonctionnement ou d'une réparation. A chaque transition, de l'état  $E_i$  vers l'état  $E_j$ , est associé un taux de transition  $L_{ij}$  définie de telle sorte que  $L_{ij} \cdot dt$  est égal à la probabilité de passer de  $E_i$  vers  $E_j$  entre deux instants très proches  $t$  et  $t + dt$  sachant que l'on est en  $E_i$  à l'instant de temps  $t$  [2]. L'étude d'un tel système nécessite la résolution d'un système d'équations différentielles linéaires couplées du premier ordre et à coefficients constants. De nombreuses méthodes analytiques et numériques permettent de résoudre ce type d'équations (transformation de Laplace, exponentiation de matrices, intégrations numériques, calculs de valeurs propre...) et d'obtenir fiabilité, disponibilité et maintenabilité en fonction du temps. Enfin, la dernière étape consiste à calculer les probabilités d'apparition des différents états du système ainsi que est caractéristiques de sûreté de fonctionnement (MTTF, MTBF, MTTR, etc.).

- **Utilisation des graphes de Markov pour calculer les paramètres de la Sdf**

L'utilisation des graphes de Markov permet d'obtenir des résultats identiques et il est possible d'obtenir les valeurs de  $R(t)$ ,  $A(t)$  et  $M(t)$  en faisant des calculs formels ou bien par des logiciels commerciaux spécialisé en Sdf [12].

A titre d'exemple en utilise deux blocs redondants actifs, modélisent par le graphe de Markov (figure 2.13) qui représente quatre états, en notant 1 l'état normal, 2 l'état avec le bloc 1 en panne, 3 l'état où le bloc 2 en fonctionnent normal et 4 l'état avec le bloc 2 en panne.

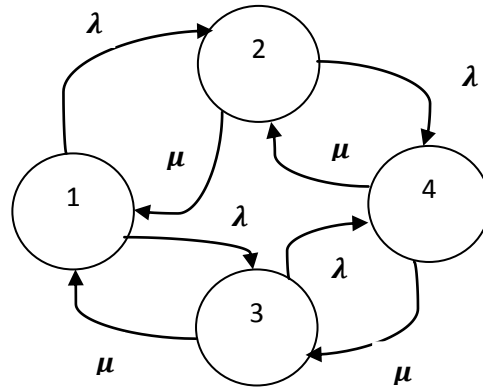


Fig.2. 13. Graphe de Markov du système

$P_i(t)$  la probabilité d'être dans l'état  $i$ , le résultat de cette construction donne les équations différentielles suivantes :

$$\begin{cases} \dot{P}_1(t) = -\lambda P_1(t) + \mu P_2(t) - \lambda P_1(t) + \mu P_3(t) \\ \dot{P}_2(t) = \lambda P_1(t) - \mu P_2(t) - \lambda P_2(t) + \mu P_4(t) \\ \dot{P}_3(t) = \lambda P_1(t) - \mu P_3(t) - \lambda P_3(t) + \mu P_4(t) \\ \dot{P}_4(t) = \lambda P_2(t) - \mu P_4(t) - \lambda P_3(t) - \mu P_4(t) \end{cases} \quad (4)$$

Ou par la matrice suivante:

$$\begin{bmatrix} \dot{P}_1(t) \\ \dot{P}_2(t) \\ \dot{P}_3(t) \\ \dot{P}_4(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -2\lambda & \mu & \mu & 0 \\ \lambda & -(\lambda + \mu) & 0 & \mu \\ \lambda & 0 & -(\lambda + \mu) & \mu \\ 0 & \lambda & -\lambda & -2\mu \end{bmatrix} \begin{bmatrix} P_1 \\ P_2 \\ P_3 \\ P_4 \end{bmatrix} \quad (5)$$

#### a. Calcul de la disponibilité

La disponibilité  $A(t)$  d'un composant unique réparable se déduit aisément de la formulation suivante :

$$A(t + dt) = A(t)(1 - \lambda dt) + (1 - A(t))\mu dt \quad (6)$$

Si  $dt$  est petit on obtient l'équation suivante :

$$\frac{dA(t)}{dt} = -\lambda A(t) + \mu(1 - A(t)) \quad (7)$$

En supposant que la condition initiale  $A(0) = 1$  est réalisée pour  $t = 0$ , il vient en intégrant:

$$A(t) = \left(\frac{\mu}{\lambda + \mu}\right) + \left(\frac{\lambda}{\lambda + \mu}\right) \exp[-(\lambda + \mu)t] \quad (8)$$

Le régime permanent ( $t \rightarrow \infty$ ) s'obtient :

$$A_{\infty} = \mu / \lambda + \mu \quad (9)$$

En général, pour un système composé de N composants en parallèle, la disponibilité globale s'exprime par la formule suivante :

$$A(t) = 1 - \prod_{i=1}^N (1 - A_i(t)) \quad (10)$$

En intégrant le système d'équations (4) et en supposant que les conditions initiales  $P_0(t) = 1$  sachant que pour un système redondant actif, la disponibilité instantanée est donnée par :

$$A(t) = P_1(t) + P_2(t) + P_3(t) \quad (11)$$

La résolution de ce système donne la solution suivante :

$$A(t) = 1 - \left( \lambda / \lambda + \mu \right)^2 (1 - \exp(-(\lambda + \mu)t))^2 \quad (12)$$

Et en fin on calcule la disponibilité asymptotique car c'est la valeur proche de la fin de vie du système.

Lorsque le temps tend vers l'infini les dérivées s'annulent, et on obtient les équations suivantes :

$$\begin{cases} 0 = -\lambda P_1(t) + \mu P_2(t) - \lambda P_1(t) + \mu P_3(t) \\ 0 = \lambda P_1(t) - \mu P_2(t) - \lambda P_2(t) + \mu P_4(t) \\ 0 = \lambda P_1(t) - \mu P_3(t) - \lambda P_3(t) + \mu P_4(t) \\ 0 = \lambda P_2(t) - \mu P_4(t) - \lambda P_3(t) - \mu P_4(t) \end{cases} \quad (13)$$

Pour résoudre ce système homogène on doit utiliser la relation suivante :

$$P_1 + P_2 + P_3 + P_4 = 1 \quad (14)$$

Cela revient à résoudre le système suivant :

$$\begin{cases} -\lambda P_1(t) + \mu P_2(t) - \lambda P_1(t) + \mu P_3(t) = 0 \\ \lambda P_1(t) - \mu P_2(t) - \lambda P_2(t) + \mu P_4(t) = 0 \\ \lambda P_1(t) - \mu P_3(t) - \lambda P_3(t) + \mu P_4(t) = 0 \\ \lambda P_2(t) - \mu P_4(t) - \lambda P_3(t) - \mu P_4(t) = 0 \\ P_1 + P_2 + P_3 + P_4 = 1 \end{cases} \quad (15)$$

Après le calcul on obtient les résultats suivants :

$$\begin{cases} P_1 = \mu^2 / (\mu + \lambda)^2 \\ P_2 = \lambda / \mu(\lambda + \mu)^2 \\ P_3 = \lambda / \mu(\lambda + \mu)^2 \end{cases} \quad (16)$$

Soit après regroupement :

$$A_{\infty} = \frac{\mu^2 + 2\lambda\mu}{(\lambda + \mu)^2} \quad (17)$$

### b. Calcul de la fiabilité

Ainsi que nous l'avons défini dans le premier chapitre, la fiabilité d'un système est la probabilité que ce système fonctionne sans panne dans l'intervalle  $[0, t]$ , donc c'est nécessaire de tracer un autre graphe de Markov sans réparation (figure 2.14).

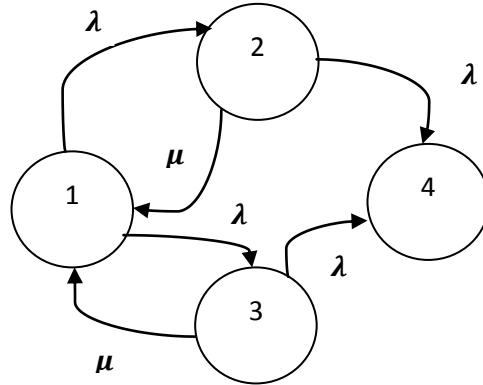


Fig.2. 14. Graphe de Markov pour calculer  $R(t)$

En notant 1 l'état normal, 2 l'état avec le premier élément en panne, 3 l'état avec le deuxième élément en panne, 4 l'état où les deux éléments sont en panne et  $P_i(t)$  la probabilité d'être dans l'état  $i$ , les probabilités  $P_i(t)$  s'obtiennent avec les équations différentielles suivantes :

$$\begin{cases} \dot{P}_1(t) = -\lambda P_1(t) + \mu P_2(t) - \lambda P_1(t) + \mu P_3(t) \\ \dot{P}_2(t) = \lambda P_1(t) - \mu P_2(t) - \lambda P_2(t) \\ \dot{P}_3(t) = \lambda P_1(t) - \mu P_3(t) - \lambda P_3(t) \\ \dot{P}_4(t) = \lambda P_2(t) - \lambda P_3(t) \\ P_1 + P_2 + P_3 = 1 \end{cases} \quad (18)$$

Le calcul de la fiabilité  $R(t)$  s'obtient en partant d'une condition initiale unitaire sur  $P_1(t)$  puis en calculant :

$$R(t) = P_1(t) + P_2(t) + P_3(t) \quad (19)$$

En utilisant la transformée de Laplace  $s$  du système d'équations, avec la condition initiale  $P_1(0) = 0$ , il vient :

$$\begin{cases} P_1(s) = \frac{s + (\lambda + \mu)}{s^2 + s(3\lambda + \mu) + 2\lambda^2} \\ P_2(s) = \frac{\lambda}{s^2 + s(3\lambda + \mu) + 2\lambda^2} \\ P_3(s) = \frac{\lambda}{s^2 + s(3\lambda + \mu) + 2\lambda^2} \end{cases} \quad (20)$$

Pour résoudre le système en utilisant la transformée de Laplace inverse qui donne les résultats suivante :

$$\begin{cases} P_1(s) = (1/R_1 - R_2)[(R_1 + \lambda + \mu) \exp(R_1 t) - (R_2 + \lambda + \mu) \exp(R_2 t)] \\ P_2(s) = (\lambda/R_1 - R_2)[\exp(R_1 t) - \exp(R_2 t)] \\ P_3(s) = (\lambda/R_1 - R_2)[\exp(R_1 t) - \exp(R_2 t)] \end{cases} \quad (21)$$

Où  $R_1$  et  $R_2$  : les racines de l'équation du deuxième ordre :

$$s^2 + s(3\lambda + \mu) + 2\lambda^2 = 0 \quad (22)$$

La fiabilité  $R(t)$  calcule comme suit :

$$R(t) = (1/R_1 - R_2)[(R_1 + 3\lambda + \mu) \exp(R_1 t) - (R_2 + 3\lambda + \mu) \exp(R_2 t)] \quad (23)$$

A partir du calcul formel de  $R(t)$ , on peut calculer facilement  $MTTF$  :

$$MTTF = \int_0^{\infty} R(t) dt \quad (24)$$

$$MTTF = 1/R_1 - R_2 \left( (R_1 + 3\lambda + \mu) 1/R_1 - (R_2 + 3\lambda + \mu) 1/R_2 \right) = 3/2\lambda + \mu/2\lambda^2 \quad (25)$$

### c. Calcul de la maintenabilité

La maintenabilité comme définie dans le premier chapitre est la probabilité que le système ne soit pas réparé à l'instant  $t$  est égale à  $1 - M(t)$  avec  $M(t)$  la maintenabilité ;

Pour un système a deux composants A et B, il vient avec :

$$M_A(t) = M_B(t) = 1 - \exp(-\mu t) \quad (26)$$

et

$$M(t) = 1 - (1 - M_A(t))(1 - M_B(t)) = 1 - \exp(-2\mu t) \quad (27)$$

Le calcul de  $M(t)$  peut également s'obtenir en utilisant un graphe de Markov dédié comme le montre la figure 2. 15 :

Dans ce cas, le graphe est construit en partant de l'état de panne 3 avec une condition initiale égale à 1 : on suppose que les blocs A et B sont identiques et que l'on dispose de deux réparateurs alors le taux de réparation est égal à  $2\mu$ .

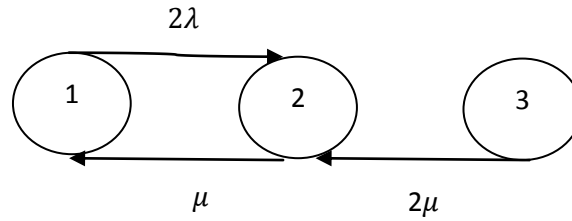


Fig.2.15. Graphe de Markov associé à la maintenabilité

Lorsque le système est dans l'état de panne totale en décrivant le système par les équations suivantes :

$$\begin{cases} \dot{P}_1(t) = -2\lambda P_1(t) + \mu P_2(t) \\ \dot{P}_2(t) = 2\lambda P_1(t) - \mu P_2(t) + 2\mu P_3(t) \\ \dot{P}_3(t) = -2\mu P_2(t) \end{cases} \quad (28)$$

A partir de la troisième équation du système et sachant que la condition initial  $P_2(0) = 1$  on obtient :

$$P_2(t) = \exp(-2\mu t) \quad (29)$$

Et

$$M(t) = 1 - P_2(t) = 1 - \exp(-2\mu t) \quad (30)$$

#### • **Avantage et limites des graphes de Markov**

Les méthodes de résolution basées sur ces graphes permettent une étude dynamique du système (évolution dans le temps). Néanmoins, les graphes de Markov, qui sont pourtant les plus simples des modèles comportementaux, sont bien plus difficiles à construire et à exploiter que les modèles structurels (ou statiques), qui font l'hypothèse de l'indépendance des différents processus élémentaires de panne et de réparation au niveau de chaque composant.

On est en effet confronté à de difficiles problèmes de :

- Modélisation : si l'on utilise un formalisme de description trop pauvre ;
- validation des modèles : si l'on utilise un formalisme plus général,
- calcul : car on a très vite fait, quel que soit le modèle utilisé, d'atteindre les quelques millions d'états pour des systèmes complexes qui sont la limite actuelle de la plupart des logiciels.

#### **2.2.1.8. Réseaux de Pétri**

Les réseaux de Petri ont été inventés en 1962 par Carl Adam Petri [13]. Ils sont basés sur la théorie des automates. Ces réseaux permettent de représenter le comportement des systèmes dans les conditions de fonctionnement normal ainsi que leur comportement en cas de défaillance de leurs composants [14] [15]. Les réseaux de Petri sont décrits par un 7-tuplé,  $(P; T; A; W; M_0; Pre; Post)$ , défini par :

- L'ensemble des places  $p_i$  de  $P$ , tel que  $p_i \in P$ , est ni et non vide ;
- L'ensemble des transitions  $t_i$  de  $T$ , tel que  $t_i \in T$ , est fini et non vide ;
- L'ensemble des arcs  $a_i$  de  $A$ , tel que  $a_i \in A$ ;

- L'ensemble des poids  $w_i$  affectés aux arcs  $a_i$ , tel que  $w_i \in W$ , souvent égale à 1 pour les réseaux déterministes, évalué à partir de probabilité pour les réseaux stochastiques ;
- Le marquage initial  $M_0$  avec ses jetons  $J$ . C'est le caractère dynamique du réseau de Petri et sa capacité à supplanter les chaînes de Markov, dans son utilisation en fiabilité des systèmes ;
- $Pre(P; T)$  est l'application d'incidence avant, de type  $P \times T \rightarrow N$  correspond aux arcs allant d'une place vers une transition ;
- $Post(P; T)$  est l'application d'incidence arrière, de type  $T \times P \rightarrow N$  correspond aux arcs allant d'une transition vers une place.

Pour les fonctions avant et arrière, nous utiliserons les notations suivantes :

- $T_j = \{P_i \in P_j | Pre(P_i; T_j) > 0\} =$  ensemble des places d'entrée de  $T_j$
- $T_j^0 = \{P_i \in P_j | Post(P_i; T_j) > 0\} =$  ensemble des places de sortie de  $T_j$
- $P_i = \{T_j \in T_j | Post(P_i; T_j) > 0\} =$  ensemble des transitions d'entrée de  $P_i$
- $P_i^0 = \{T_j \in T_j | Pre(P_i; T_j) > 0\} =$  ensemble des transitions de sortie de  $P_i$

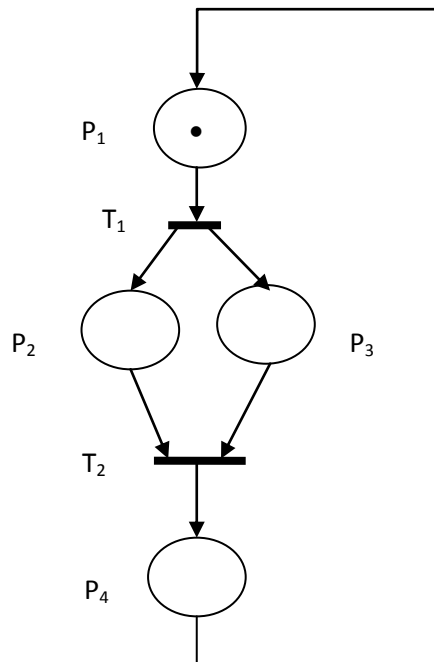


Fig.2.16. Exemple réseaux de Pétri

La figure ci-dessus (Fig.2.16) présente un exemple d'un réseau de Pétri. Le marquage de ce réseau est déterminé par le nombre des jetons  $M(P)$  dans chaque place  $P$ . L'état initial du système a été représenté par le marquage initial  $M_0$ , où  $M_0$  s'écrit comme suit :

$$M_0 = \begin{pmatrix} 1 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \quad (31)$$

La circulation des jetons est naturellement régie par des règles précises, celles de tirs des transitions du réseau, qui ne sont sensibilisées (tirs possibles) que si toutes leurs places d'entrée sont « marquées » (munies de jetons). Le tir d'une transition enlève alors un jeton de

chaque place d'entrée amont et en ajoute un dans chaque place, immédiatement en aval. L'ensemble des marquages accessible à partir d'un marquage initial représente le graphe de marquage de la figure 2.17 associé au réseau de Petri (fig 2. 16).

$$\begin{pmatrix} 1 \\ 0 \\ 0 \end{pmatrix} \begin{matrix} \xrightarrow{T_1} \\ \xleftarrow{T_2} \end{matrix} \begin{pmatrix} 0 \\ 1 \\ 1 \end{pmatrix}$$

Fig.2.17.graphe de marquage

Ce graphe de marquage est composé de noeuds qui correspondent aux marquages accessibles, et d'arc correspondant aux franchissements de transitions faisant passer d'un marquage à un autre. Il nous aidera à déterminer la matrice d'incidence  $M_{m \times n}$  équivalente au réseau de Petri (m correspond aux nombre de places et n aux nombre de transitions) qui s'écrit de la manière suivante :

$$W = W^+ - W^- = [\omega_{ij}] \quad (32)$$

$$\begin{cases} W^+ = [\omega_{ij}^+] = [Post(P_i, T_j)] \\ W^- = [\omega_{ij}^-] = [Pre(P_j, T_j)] \end{cases} \quad (33)$$

Considérons l'exemple de réseau de Petri traité dans la figure 2.16. Les matrices d'incidences avant et arrière s'écrivent :

$$W^- = \begin{pmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \\ 0 & 1 \end{pmatrix}, W^+ = \begin{pmatrix} 0 & 1 \\ 1 & 0 \\ 1 & 0 \end{pmatrix} \quad (34)$$

La matrice d'incidence  $W$  s'écrit sous la forme suivante :

$$W = \begin{pmatrix} -1 & 1 \\ 1 & -1 \\ 1 & -1 \end{pmatrix} \quad (35)$$

Les réseaux de Petri sont très utilisés dans la modélisation des systèmes à évènements discrets et dans les études de sûreté de fonctionnement des systèmes dynamiques. Ils sont caractérisés par une évolution asynchrone dans laquelle les transitions des composantes parallèles sont franchies les unes après les autres, et par une représentation explicite des synchronisations et des mécanismes d'allocation. Plusieurs extensions des réseaux de Petri ont été élaborées pour répondre à la modélisation des problèmes spécifiques et pour maîtriser la taille et la lisibilité des modèles. L'un des points forts des réseaux de Petri par rapport aux autres formalismes, repose sur ses fondements théoriques qui lui permettent de vérifier les propriétés générales d'un modèle (vivant, réinitialisable, sans blocage ou borné, etc..) ainsi que l'accessibilité de certains marquages. Les méthodes de recherche de propriétés dans les réseaux de Petri sont basées sur l'élaboration du graphe des marquages accessibles, sur l'algèbre linéaire (calcul des invariants de places et des transitions), la réduction des réseaux ainsi que sur la logique linéaire qui permet de caractériser les relations d'ordre partiel [2].

Il existe plusieurs classes de réseaux de Petri. Les réseaux de Petri stochastiques (RdPS) associent à chaque transition un taux de franchissement aléatoire [16]. Ils permettent de calculer des probabilités et les statistiques ainsi que la prise en compte des événements aléatoires comme l'occurrence de défaillances. La prise en compte de transitions immédiates (instables) et des transitions stochastiques (stables ou temporisées), a permis de définir une extension des RdPS appelé RdPS Généralisés (RdPSG). Les RdPSG permet de prendre en compte, en plus de transitions avec des lois exponentielles, d'autres transitions dites immédiates tirées sans délai et qui sont prioritaires par rapport aux transitions à délai aléatoire [17].

On peut citer d'autres extensions telles que les Réseaux de Petri Stochastiques et Déterministes (RdPSD). Dans ces RdPSD, les délais associés aux transitions temporisées suivent des lois de distribution exponentielle ou autre et certaines transitions sont immédiates.

Le principal avantage des RdP est la possibilité d'analyser le comportement d'un système en présence de défaillances. Cette modélisation dynamique permet d'obtenir des mesures en termes de fiabilité, en assignant des valeurs numériques aux paramètres du modèle. Un RdP permet de modéliser d'une part le fonctionnement normal d'un système et d'autre part les occurrences de défaillances [5].

### **2.2.2. Les méthodes d'analyses déductives**

Selon la norme RE Aéro 701 11 Novembre 1986, les méthodes d'analyse déductive ont pour finalité la recherche des combinaisons de causes possibles d'un événement redouté.

#### **2.2.2.1. La méthode de l'arbre de défaillances**



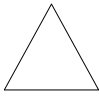

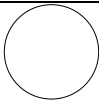

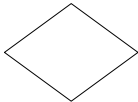
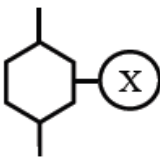
La méthode de l'Arbre des Défaillances (AdD), est une méthode de prévision de fautes, largement connue et utilisée dans les études de sûreté de fonctionnement destinées à l'évaluation de la fiabilité des systèmes industriels. Depuis sa création en 1962, au sein de la société Bell [6], pour évaluer et améliorer la fiabilité du système de lancement du missile Minuteman, cette technique a connu diverses évolutions et a été et continue d'être le sujet d'un grand volume des travaux techniques et scientifiques, qui ont contribué à la rendre plus efficace et qui ont visé à améliorer sa capacité d'expression, d'évaluation et même sa formalisation.

L'analyse par AdD est une méthode de type déductif qui est utilisée pour l'analyse prévisionnelle des défaillances de systèmes physiques. Elle utilise une symbolique graphique particulière qui permet de présenter les résultats dans une structure arborescente. Elle est connue en anglais comme Fault Tree Analysis (FTA). Cette méthode a pour objectif, à partir d'un Événement Indésirable défini a priori (appelé aussi Événement-sommet, car il est placé au plus haut niveau de l'AdD, racine de l'arbre), de déterminer les combinaisons d'évènements, c'est-à-dire les défaillances de composants, pouvant finalement conduire à cet Événement Indésirable (EI). Cette analyse permet de remonter de causes en causes jusqu'aux évènements de base (les feuilles de l'arbre) susceptibles d'être à l'origine de l'évènement indésirable [4]. Les évènements de base sont indépendants, et ne seront pas décomposés en

éléments plus simples faute de renseignements, d'intérêt ou bien parce que cela est impossible.

Les liens entre les différents évènements identifiés sont réalisés grâce à des portes logiques standards telles que ET, OU, SI (porte conditionnelle). Outre les portes, de nombreux symboles sont utilisés dans la méthode. Par exemple, les événements sont représentés par un rectangle, un cercle ou un losange. Les rectangles représentent des événements (événement sommet ou événements intermédiaires) résultant de la combinaison d'autres événements par l'intermédiaire des portes. Les cercles représentent des événements de base élémentaires ne nécessitant pas de futur développement. Les losanges représentent des événements de base qui ne peuvent pas être considérés comme élémentaires, mais dont les causes ne sont pas et ne seront pas développées. Le tableau ci dessous (Tableau.2.9) représente les symboles les plus courants utilisés pour construire un arbre de défaillance. Le schéma qui suit (figure.2.18), est un guide permettant l'élaboration d'un arbre de défaillance.

Tableau.2.9. Résumé de la symbolique des éléments de l'arbre de défaillance [18]

Evènement	Définition	Porte logique	Dénomination
	Evènement-sommet ou intermédiaire : Evènement résultant de la combinaison d'autres événements par l'intermédiaire des portes.		Porte « ET » : L'évènement de sortie se produit si tous les événements d'entrée surviennent.
	Symbole de transfert : Renvoi vers un sous-arbre ou Sommet d'un sous-arbre		Porte « OU » : L'évènement de sortie se produit si un des événements d'entrée survient.
	Evènement de base : Un événement qui ne peut pas être divisé en nouveaux éléments.		Porte« OU exclusif » : L'évènement de sortie se produit si un et un seul des évènements en entrée se produit.
	Evenement non développé : événements de base qui ne peuvent pas être considérés comme élémentaires		Porte « SI » : L'évènement de sortie est généré par un seul événement d'entrée, qui survient tandis que la condition X est présente.

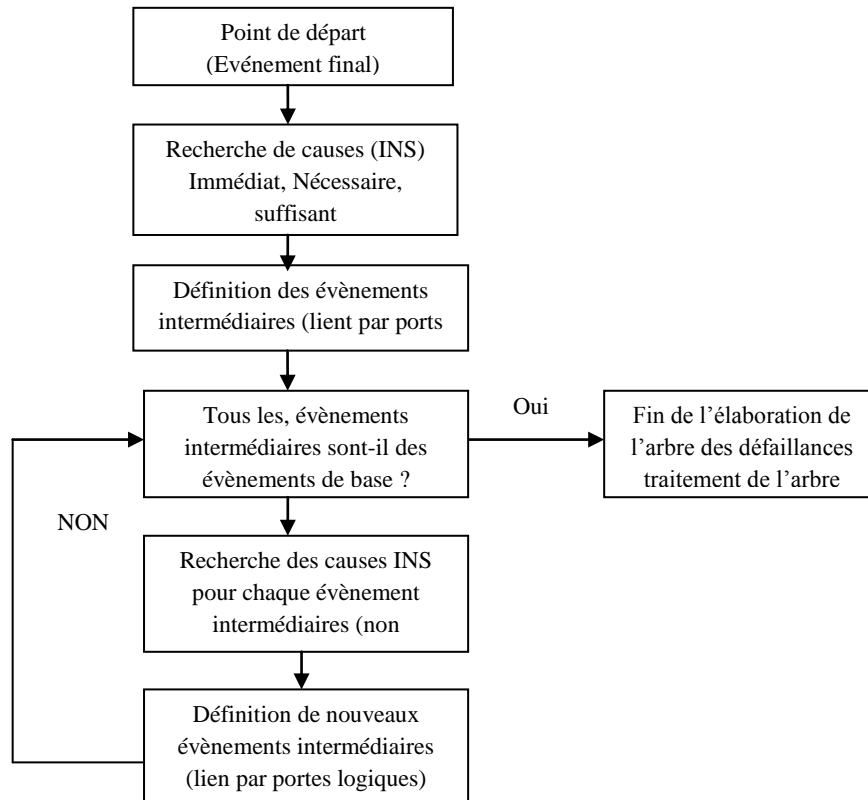


Fig.2.18. Démarche pour l'élaboration d'un arbre de défaillance

Le calcul de la probabilité de l'événement sommet se fait à travers la propagation des probabilités d'occurrence des événements de base vers le sommet. Le calcul des coupes minimales peut s'effectuer avec le même principe en essayant cette fois-ci de trouver les plus petits ensembles d'événements de base pouvant mener à un événement redouté. Ceci permettrait de hiérarchiser les événements et d'implanter stratégiquement les barrières de défense afin d'améliorer la fiabilité et la sécurité en même temps.

L'analyse d'un arbre de défaillance est surtout basée sur le concept de coupe minimale. Une coupe minimale représente la plus petite combinaison d'événements (chemin critique) pouvant conduire à un événement indésirable (intermédiaire) ou redouté (final). Plus l'ordre d'une coupe minimale est petit, plus l'occurrence de l'événement final suivant ce chemin critique peut paraître probable [18]. L'analyse de l'arbre comprend une analyse qualitative puis éventuellement une analyse quantitative. Ces concepts sont expliqués plus en détail dans ce qui suit.

#### • Analyse qualitative

Le traitement qualitatif de l'arbre est double. Tout d'abord, il vise à déterminer les coupes minimales puis à examiner dans quelle proportion une défaillance correspondant à un événement de base peut se propager dans l'enchaînement des causes jusqu'à l'événement indésirable. La recherche des coupes minimales se fait traditionnellement à partir de l'AdD en

appliquant les règles classiques de simplification des expressions booléennes à la fonction logique représentée par l'arbre.

L'expression des coupes minimales pour l'EI peut être écrite dans sa forme générale :

$$EI = C_1 \vee C_2 \vee \dots \vee C_i \quad (36)$$

Où EI est l'événement indésirable et  $C_1, C_2, \dots, C_i$  sont les coupes minimales. Chaque coupe minimale est une fonction des événements élémentaires de la forme :

$$C_i = \prod_j X_j \quad (37)$$

Où  $X_j$ , avec  $j \in [1, n]$ , est un événement élémentaire.

Un arbre des défaillances est constitué d'un nombre fini de coupes minimales qui sont uniques pour son EI. Une coupe minimale composée d'un seul élément représente une défaillance de composant qui toute seule produit l'EI. Pour une coupe minimale de n composants, les n composants doivent tous être défaillants pour l'occurrence de l'EI.

Pour déterminer les coupes minimales, l'arbre est d'abord traduit en une équation booléenne équivalente. Les lois de l'algèbre de Boole s'appliquent ensuite pour éliminer les termes redondants [19].

Le deuxième aspect de l'analyse qualitative de l'AdD, tous les événements de base sont supposés équiprobables et on étudie le cheminement à travers les portes logiques d'un événement élémentaire ou d'une combinaison d'événements élémentaires jusqu'à l'événement indésirable. De manière intuitive, une défaillance se propageant à travers l'arbre ne rencontrant que des portes OU est susceptible de conduire très rapidement à l'EI. A l'inverse, un cheminement s'opérant exclusivement à travers des portes ET indique que l'occurrence de l'événement indésirable à partir de l'événement ou de la combinaison d'événements de base considérée est moins probable et démontre ainsi une meilleure prévention de l'événement indésirable suite à cette défaillance.

La définition des coupes minimales permet d'accéder directement aux événements et combinaisons d'événements les plus critiques pour le système considéré. Ainsi, plus l'ordre d'une coupe minimale est petit, plus forte est a priori la probabilité que les éléments de cette coupe provoquent l'événement indésirable. Un moyen de prévenir les événements indésirables est de modifier l'arbre des défaillances en vue d'obtenir des coupes minimales d'ordre le plus élevé possible, par l'introduction de portes ET par exemple, ce qui revient à introduire des redondances dans le système étudié.

- **Analyse quantitative**

L'analyse quantitative de l'arbre des défaillances vise à évaluer, à partir des probabilités d'occurrence des événements de base, la probabilité d'occurrence de l'événement indésirable.

En pratique, il est souvent difficile d'obtenir des valeurs précises de probabilités des évènements de base. En vue de les estimer, il est possible de faire appel à :

- des bases de données,
- des jugements d'experts,
- des essais lorsque cela est possible,
- au retour d'expérience sur l'installation ou sur des installations analogues.

En général, on peut distinguer parmi les méthodes pour calculer la probabilité d'occurrence de l'évènement indésirable, celles qui nécessitent la détermination des coupes minimales de l'AdD, et celles qui ne la nécessitent pas. La méthode la plus élémentaire de cette dernière catégorie est connue comme méthode directe. Pour l'appliquer, il faut commencer par le calcul des probabilités des portes de plus bas niveau dans l'arbre et puis remonter l'AdD en calculant, au fur et à mesure, les probabilités des événements intermédiaires, qui sont le résultat de portes. On continue jusqu'à ce que l'on arrive à l'évènement sommet. Un recensement des nombreuses méthodes existantes pour calculer la probabilité d'occurrence de l'évènement indésirable et les formules pour calculer la probabilité des portes ET, OU, OU exclusif, k-sur-n, ET prioritaire et SI. En ce qui concerne les méthodes qui nécessitent la détermination des coupes minimales, la plus utilisée est celle basée sur le développement de Sylvester-Poincaré. La formule est la suivante :

$$p(EI) = \sum_{i=1}^n p(C_i) - \sum_{i=1}^{n-1} \sum_{j=i+1}^n p(C_i \cdot C_j) + \sum_{i=1}^{n-2} \sum_{j=i+1}^{n-1} \sum_{k=j+1}^n p(C_i \cdot C_j \cdot C_k) \quad (38)$$

Avec :  $C_i$  coupes minimales ;  $p(EI)$  probabilité de l'EI,  $p(C_i)$  probabilités des coupes minimales (la probabilité associée à chaque coupe minimale est obtenue en multipliant les probabilités de défaillance de ses composants) [19].

#### 2.2.2.2. Nœud papillon (Bowtie Model)

Le « Nœud Papillon » est une approche arborescente développée par SHELL. Il permet de considérer une approche probabiliste dans le management du risque. Le nœud papillon est une connexion d'un Arbre de Défaillances et d'un Arbre d'Evènements, généralement établie lorsqu'il s'agit d'étudier des évènements hautement critiques.

Le point central du Nœud Papillon est l' « Evènement Redouté Central ». Généralement, ce dernier désigne une perte de confinement ou une perte d'intégrité physique (décomposition) [7]. La partie gauche sert à identifier les causes de cette perte de confinement, tandis que la partie droite du nœud s'attache à déterminer les conséquences de cet évènement redouté central (figure 2.19) [20].

Chaque scénario d'accident est relatif à un évènement redouté central et est représenté à travers un chemin possible allant des évènements indésirables ou courants jusqu'à l'apparition des effets majeurs. Un Nœud Papillon est généralement précédé par une analyse de risque plus générique de type APR ou What-If.

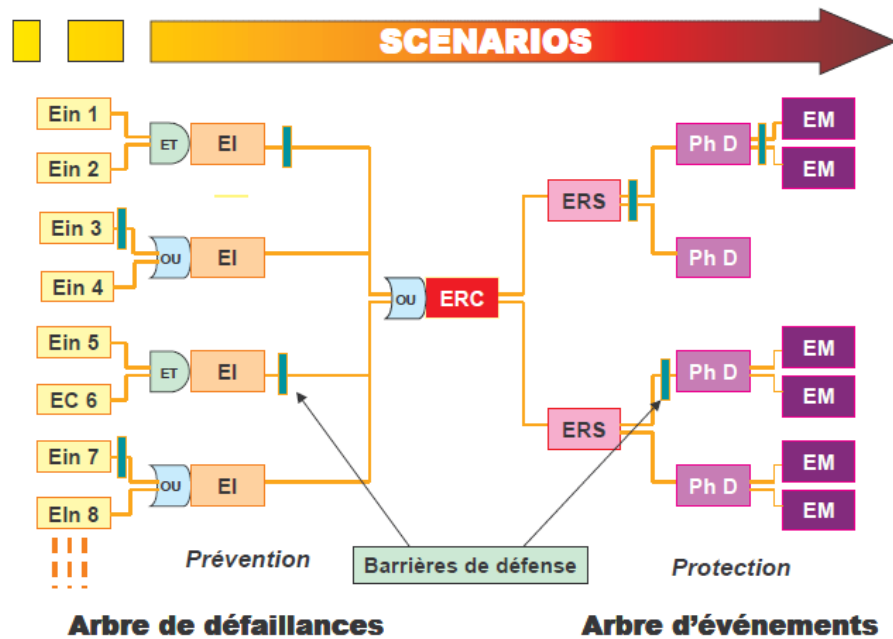


Fig.2.19. Construction de la méthode du nœud papillon

## Conclusion

Dans ce chapitre nous avons présenté les méthodes d'analyse des risques les plus utilisées dans le monde industriel. Ces méthodes indispensables dans les usines pour identifier les risques qui existent dans ces unités et pour évaluer ces risques et classer les zones suivant la criticité puis offrir les recommandations nécessaires pour les barrières de sécurité qui rédui ou élimine ces risques. Ces méthodes prises individuellement ou de façon combinée permettent le plus souvent de répondre aux objectifs d'une analyse des risques. Le choix d'une/ des méthodes d'analyse des risques s'effectue à partir de son domaine d'application et de ses caractéristiques.

HAZOP est employée spécialement dans le domaine de l'industrie chimique. Elle permet de décider si les écarts de la spécification par rapport à la conception peuvent donner lieu à des dangers ou à des problèmes de faisabilité. Cette méthode est particulièrement utile pour identifier des dangers non prévus pouvant être induits lors de la phase de conception (manque d'informations, modifications des conditions de processus ou des procédures de fonctionnement). L'AMDE est une méthode inductive qui tient compte des modes de défaillances de chaque composant pris séparément. De ce fait, ses résultats peuvent être difficilement vérifiés par une personne ne maîtrisant pas le système. L'AMDEC, qui est une extension de l'AMDE intègre la notion d'estimation d'occurrence. What-if est dérivée de la méthode HAZOP qui est à son tour une forme de l'analyse AMDE. L'utilisation de méthodes arborescentes (Add ou AdE) permet de prendre en compte la succession ou la simultanéité de

défaillance de plusieurs équipements ou composants, conduisant in fine à un accident potentiel. De telles approches peuvent s'avérer particulièrement lourdes à mettre en place pour des systèmes complexes. Ces méthodes permettent une évaluation quantitative de la probabilité des risques identifiés à condition que les données de base sur la fréquence des événements initiateurs ou les taux de défaillances des équipements soient disponibles.

Dans ce chapitre, nous avons présenté les méthodes classiques d'analyse des risques les plus utilisées en détaillant les avantages et les limites de chaque méthode. Cette étude comparative a motivé notre choix d'appliquer la méthode d'analyse fonctionnelle SADT et d'exploiter la méthode HAZOP dans l'analyse dysfonctionnelle puisque cette approche est la plus adaptée aux systèmes pétrochimique. Par la suite nous exploitons la méthode AMDEC pour compléter notre analyse de l'unité de production de polyéthylène à haute densité (CP2K).

## Références

- [1].G. Zwingelstein. Sûreté de fonctionnement des systèmes industriels complexes : Analyse prévisionnelle et bases de données de fiabilité. *Technique de l'ingénieur*, S 8 251. 2012.
- [2].A. Demri. Contribution à l'évaluation de la fiabilité d'un système mécatronique par modélisation fonctionnelle et dysfonctionnelle. Thèse de doctorat de l'Institut des Sciences et Techniques de l'Ingénieur d'Angers, France. 2010.
- [3].A. Léger. Contribution à la formalisation unifiée des connaissances fonctionnelles et organisationnelles d'un système industriel en vue d'une évaluation quantitative des risques et de l'impact des barrières envisagées. Thèse de doctorat de l'Université de Nancy, France. 2009.
- [4].A. Villmeur. Sûreté de fonctionnement des systèmes industriels. Eyrolles, Paris. 1988.
- [5]. A. MIHALACHE. Modélisation et évaluation de la fiabilité des systèmes mécatroniques : Application sur système embarqué. Thèse de doctorat de l'Institut des Sciences et Techniques de l'Ingénieur d'Angers, France. 2010.
- [6].L. Froquet. Contribution à l'analyse des risques : Proposition d'une méthode par scénarios et capitalisation de la connaissance. Thèse de doctorat du Laboratoire d'Automatique de Grenoble, France. 2005.
- [7].B. Debray, S. Chaumette, S. Descouriere, V. Trommeter. Méthode d'analyse des risques générés par une installation industrielle  $\Omega$ -7. Rapport d'étude, N° 46055-CL47569, INERIS-DRA. 2006. p 140
- [8].El-A. Mechhoud and M. Rouainia. Automated dependability analysis of a HDPE reactor. ICCST-978-1-4799-3532-1/14 IEEE. 2014.
- [9].M. Royer. HAZOP : une méthode d'analyse des risques – Principe. *Technique de l'ingénieur*, se 4031. 2012.
- [10]. T. Kombe. Modélisation de la propagation des fautes dans les systèmes de production. Thèse de doctorat de l'Institut National des Sciences Appliquées de Lyon, France. 2011.
- [11]. C. Thivent C. Processus stochastiques et fiabilité des systèmes. *Mathématiques & Applications* 28. Springer edition. 1997.
- [12]. G. Zwingelstein. Sûreté de fonctionnement des systèmes industriels complexes : Exemple d'application. *Technique de l'ingénieur*, s8253. 2012.
- [13]. M. Lassagne. Management des risques, stratégies d'entreprise et réglementation : Le cas de l'industrie maritime. Thèse de doctorat de l'Ecole Nationale Supérieure d'Arts et Métiers Paris, France. 2004.
- [14]. C. Girault and R. Valk. Petrinets for systeme engineering. A guide to modeling verification and application. Springer. Springer edition 2003.
- [15]. P. Ladet. Réseaux de pétri. *Techniques de l'ingénieur*, R 7252. 1989.
- [16]. G. P. Castanda. Evaluation par simulation de la sûreté de fonctionnement de systèmes en contexte dynamique hybride. Thèse de doctorat du Centre de Recherche en Automatique de Nancy, France. 2009.
- [17]. A. A. Alhouaij. Contribution à l'optimisation de la maintenance dans un contexte distribué. Thèse de doctorat de l'Institut polytechnique de Grenoble, France. 2011.
- [18]. M. Mazouni. Pour une Meilleure Approche du Management des Risques: De la Modélisation Ontologique du Processus Accidentel au Système Interactif d'Aide à la Décision. Thèse de doctorat, de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, France. 2009.
- [19]. I. B. Santiago. Elaboration de propriétés formelles de contrôleurs logiques à partir d'analyse prévisionnelle par Arbre des Défaillances. Thèse de doctorat de l'Ecole normale supérieure de Cachan, France. 2008.

- [20]. J. Beugin. Contribution à l'évaluation de la sécurité des systèmes complexes de transport guidé. Thèse de doctorat de l'Université de Valenciennes, France. 2006.
- [21]. H. Liu, L. Lui, N. Liu. Risk evaluation approaches in failure mode and effects analysis: a literature review. *Expert Syst Appl* 40:828–838. 2013.
- [22]. B. Almannai, R. Greenough, J. Kay. A decision support tool based on QFD and FMEA for the selection of manufacturing automation technologies, *Robotics and Computer-Integrated Manufacturing*. pp 7. 2008.
- [23]. M. N. LAKHOUA. Application of Analysis on a Functional SCADA System of a Thermal Power Plant, *Robotics and Computer-Integrated Manufacturing*. pp 11. 2009.
- [24]. E. Bas. An investment plan for preventing child injuries using risk priority number of failure mode and effects analysis methodology and a multi-objective, multi-dimensional mixed 0-1 knapsack model. *Reliability Engineering and System Safety* 96, pp 748–756. 2011.
- [25]. P.K. Marhavilas, D. Koulouriotis, V. Gemeni. Risk analysis and assessment methodologies in the work sites: On a review, classification and comparative study of the scientific literature of the period 2000-2009. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*. pp 47. 2011.
- [26]. J. Dunjón, V. Fthenakis, A. Vílchez, J. Arnaldos. Hazard and operability (HAZOP) analysis. A literature review, *Journal of Hazardous Materials*, pp 19. 2010.
- [27]. M. S. Ramiro. *Risk Analysis and Reduction in the Chemical Process Industry*. 1998 Springer Science and Business Media Dordrecht Originally published by Chapman & Hali in 1998
- [28]. M. Perez-Marín, M. Rodríguez-Toral. HAZOP e local approach in the Mexican oil & gas. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 936-940. 2013.
- [29]. Product Quality Research Institute. PQRI. Retrieved 2013, from <http://www.pqri.org/publications/index.asp>. HAZOP\_Training\_Guide.pdf. 11 May 2013.

# Chapitre 03 :

## Description et analyse préliminaire des risques de l'unité CP2K

## Introduction

Dans ce chapitre nous considérons l'unité CP2K comme un cas d'étude, dans le cadre d'une démarche d'analyse des risques. Il s'agit du cas de l'unité CP2K- Skikda, usine de fabrication du polyéthylène haute densité. Par ailleurs ce chapitre contient la description de l'unité en détail, la description géographique et la description du procédé, puis une étude préliminaire des risques qui aide à la sélection des outils d'analyse fonctionnelle et dysfonctionnelle compatibles.

### 3.1.Présentation de l'Unité de production le polyéthylène Haut densité(PEHD) CP2K

#### 3.1.1.Localisation et présentation de l'unité PEHD

L'Unité PEHD a été mise en exploitation en 2005. C'est une Unité Opérationnelle de la Société ENIP. Elle est située dans la zone industrielle « plate forme et pôle pétrochimique de SKIKDA ».

#### 3.1.2.Installations industrielles les plus proches

L'unité PEHD est située dans la zone pétrochimique de Skikda. Elle se trouve entourée par les installations industrielles et les reliefs naturels suivants (comme le montre la figure.3.1) :

- Le DEV1 à l'est
- Le CP1K a l'ouest
- La mer méditerranée au nord
- Au sud La route menant vers le poste N 3

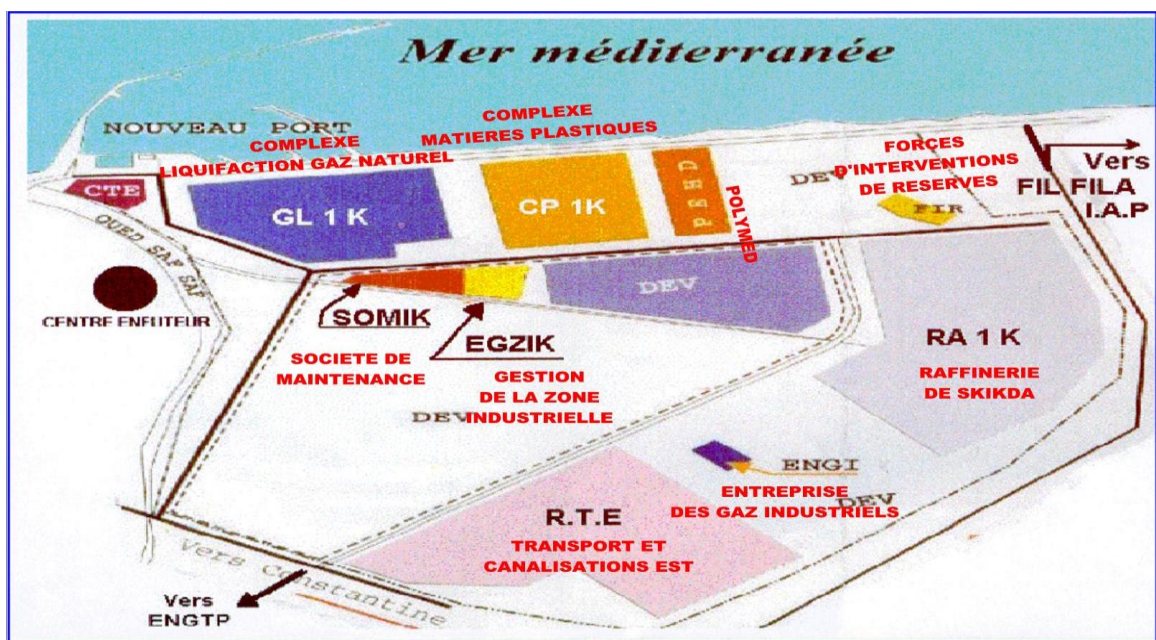


Fig.3.1. Plan de localisation de l'unité PEHD

### **3.1.3. Description des infrastructures, installations et procédés**

#### **3.1.3.1. Bâtiments**

##### **a. Bâtiments civils**

- Bâtiment administratif (bureaux)
- Bureaux techniques.
- Laboratoire.
- Magasin de produits chimiques et catalyseurs.
- Ateliers et magasin de pièces de rechange.
- Bâtiment de matériel anti incendie.
- Bâtiment médical (infirmerie).
- Cantine
- Porte et cabine de contrôle d'entrée et bascule.
- Atelier de réparation de véhicules

##### **b. Bâtiments industriels**

- Bâtiment d'activation de catalyseur et stockage du produit activé.
- Bâtiment d'extrusion.
- Magasin de polyéthylène ensaché.
- Salle de contrôle.
- Hangars pour compresseurs d'air, unité de N<sub>2</sub> et pompe Diesel anti-incendie.
- Station de réception et de transformation d'énergie électrique.
- Sous-stations n°1 et n°2.

#### **3.1.3.2. Répartition des zones**

L'unité CP2K est divisée en quatre zones importantes (Figure.3.2) dont :

- Zone off - site :
  - Le traitement des eaux
  - La détente de gaz
  - La torche avec ballon tampon
  - Le stockage isobutane et hexane
  - Activeurs catalyseur
  - Chaudières
  - Stockage et pompage d'eau (anti incendie et eau distillée)
  - Utilités (air et azote)
- Zone humide :
  - Traiteurs
  - Réacteur
  - Compresseurs
- Zone sèche :
  - Silos de stockage
  - Extrudeuse
  - Magasin ensachage
- Zone bâtiment :
  - Sous station électrique n°01
  - Sous station électrique n°02
  - Les bâtiments (ADM, atelier, s/contrôle, cantine.....)

#### **3.1.3.3. Les installations et les équipements dans le PEHD**

- Le réacteur 950-155 ;
- Le transport éthylène par conduite ;





Fig.3.3.L'unité CP2K

### 3.1.4.Description du procédé

La production de polyéthylène à haute densité à partir d'éthylène en tant que principale matière première, est basée sur le procédé PHILLIPS PETROLEUM COMPANY (procédé à particules) (Figure.3.4). Ce dernier consiste essentiellement en la polymérisation catalytique de l'éthylène dans un réacteur tubulaire continu fermé, en phase liquide (formant une suspension dans l'isobutane). La réaction chimique fortement exothermique (800 Kcal/Kg approximatif.) a lieu à une température se situant dans l'intervalle [85-110] °C et à une pression de 42-44 kg/cm<sup>2</sup>.

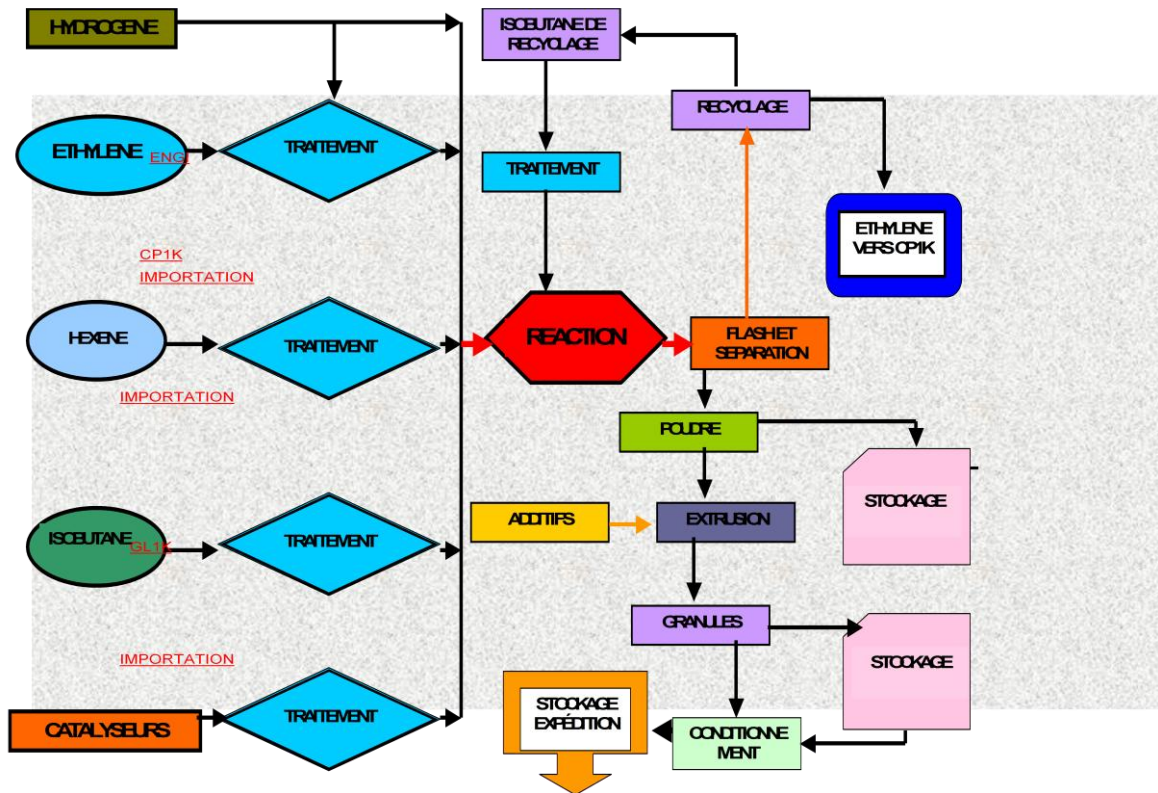


Fig.3.4. Schéma de procédé de l'usine

### 3.1.4.1. Traitement des matières premières

#### a. L'éthylène

L'éthylène est reçu à l'usine, par une tuyauterie provenant de l'installation d'éthylène adjacente à celle-ci « CP1K ». L'éthylène arrive à 16,9 kg/cm<sup>2</sup> et à température ambiante. C'est le principal réactif du procédé. Les homopolymères contiennent uniquement de l'éthylène polymérisé dans le réacteur, tandis que les copolymères ont de petites quantités de co-monomères ajoutés à l'éthylène.

Si l'éthylène respecte les spécifications contractuelles, il devra être traité pour éliminer des substances telles que l'acétylène, l'oxygène, le monoxyde de carbone, le dioxyde de carbone, l'eau et le méthanol. Ces procédés d'élimination sont réalisés par des traitements ci-après indiqués qui seront décrits en détail dans d'autres paragraphes:

-Élimination d'acétylène	Réacteur 950-101
-Élimination d'O <sub>2</sub>	Réacteur 950-103 A/B
-Élimination de CO	Réacteur 950-104 A/B
-Élimination de CO <sub>2</sub>	Réacteur 950-106 A/B
-Élimination de H <sub>2</sub> O et MeOH	Sécheur 950-107 A/B

En ligne générale, le courant d'éthylène passe en premier lieu le réacteur d'élimination d'acétylène, 950-101 (PB-B-1004). Du fond de celui-ci, il s'écoule vers le séparateur d'aspiration du compresseur d'éthylène 950-102 (PB-B-1004), à travers le filtre d'aspiration du compresseur d'éthylène 350-101 (PB-B-1004). La pression de l'éthylène s'élève dans le compresseur d'éthylène 160-101 A/B. A la sortie de ce dernier, le courant est réchauffé dans le réchauffeur d'éthylène 410-101 (PB-B-1005).

L'éthylène entre par la tête dans le réacteur d'élimination d'oxygène 950-103 A/B (PB-B-1005), d'où il se dirige vers le réacteur d'élimination de monoxyde de carbone 950-104 A/B (PB-B-1005) en traversant les deux dans le sens descendant. Après celui-ci, l'éthylène est refroidi dans le refroidisseur d'éthylène à l'entrée du sécheur 410-103 (PB-B-1005). Les gouttelettes (les traces d'humidité) que pourrait comporter le courant, sont éliminées dans le séparateur du refroidisseur d'éthylène au sécheur 950-105 (PB-B-1005). De celui-ci l'éthylène traverse dans le sens ascendant le réacteur d'élimination de dioxyde de carbone 950-106 A/B (PB-B-1006), d'où il est dirigé vers le sécheur d'éthylène 950-107 A/B (PB-B-1007) pour élimination de l'H<sub>2</sub>O (Fig 3.5).

Les dépôts, remplis d'une couche de catalyseur saturée, alumine ou tamis moléculaire, selon le composé devant être éliminé, sont soumis à un processus de régénération quand ils réduisent leur activité. Basiquement, tous les traiteurs vont être régénérés en utilisant un système de circulation d'azote à travers la couche.

Ce procédé d'opération est composé d'une série d'étapes programmées à travers le P.L.C. Grâce à cela, on saura à tout moment ce qui se passe dans le système car, bien que programmées à travers le PLC, elles exigent une sélection et permissivité de la part de

l'opérateur pour continuer, et même l'actionnement manuel depuis le Site pour certaines opérations.

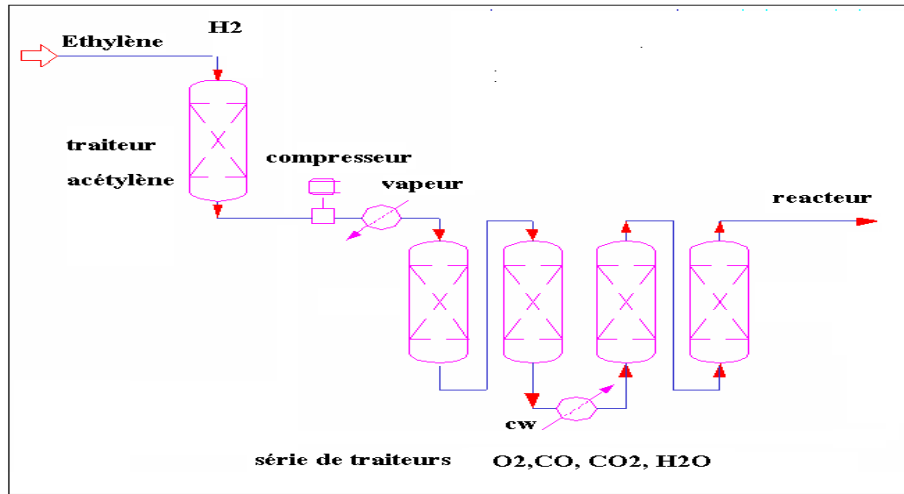


Fig.3.5. Schéma de traitement d'éthylène

### b. L'Hydrogène

L'hydrogène est reçu à l'usine dans des cylindres à 203 kg/cm<sup>2</sup>g et 40°C. Il y aura au moins deux groupes de cylindres et trois points de déchargement de ces derniers. Il est additionné au réacteur pour contrôler l'indice de fluidité du polymère (MI). Celui-ci est en fonction de la longueur de la chaîne moléculaire ; il augmente au fur et à mesure que le poids moléculaire de celle-ci diminue. Une haute concentration d'hydrogène augmente le flux et l'indice de fluidité du polymère.

L'hydrogène avant d'être incorporé au processus de production doit être soumis au séchage dans les sécheurs 950-132 A/B (PB-B-1011). A la sortie des sécheurs l'hydrogène passe à travers le filtre 350-131 A/B (Figure3.6).

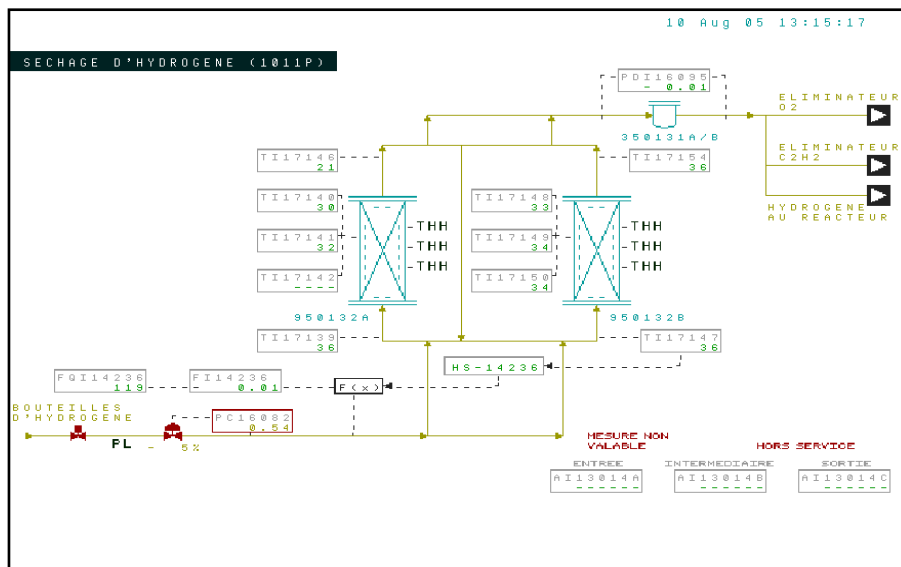


Fig.3. 6. Séchage d'Hydrogène

### c. L'Hexane

L'hexane est un co-monomère qui est ajouté au réacteur pour la production de copolymères. Les co-monomères en petites quantités altèrent la structure moléculaire du polymère et changent donc ses propriétés physiques. La densité du produit est contrôlée par l'addition d'hexane. Les autres propriétés qui en sont affectées, sont :

- La flexibilité.
- La cristallisation.
- La résistance.
- La rupture.

L'hexane est aussi utilisé pour la dilution du produit employé comme antistatique, dans le pot d'addition d'antistatique 950-151 (PB-B-1013). L'hexane spécifié pour la réaction arrive à l'usine par camion-citerne, à pression atmosphérique et température ambiante. Il est déchargé de la citerne au réservoir de stockage d'hexane 950-461 (PB-B-1007) par la pompe de décharge d'hexane 670-462 (PB-B-1007). L'opération de remplissage du réservoir est faite par contrôle manuel depuis le Site.

L'hexane, avant d'être incorporé à la production, est soumis à un processus d'élimination d'eau et des gaz absorbés dans le courant. Pour cela, il s'alimente à la colonne de dégazage d'hexane 950-111 (PB-B-1007), par les pompes d'alimentation d'hexane au dégazage 670-463 A/B (PB-B-1007) (Figure3.7). L'hexane dégazé tombe dans le réservoir d'alimentation d'hexane 950-112 (PB-B-1007), situé au fond de la colonne de dégazage. Les pompes d'hexane au sécheur 670-111 A/B (PB-B-1007) fournissent l'hexane depuis le dépôt d'alimentation d'hexane aux sécheurs d'hexane 950-114 A/B (PB-B-1008). A la sortie des pompes et avant les sécheurs, le courant passe à travers le refroidisseur d'hexane au sécheur 410-113 (PB-B-1008) dans lequel est éliminée la chaleur générée dans la pompe. A la sortie des sécheurs, le courant d'hexane traverse le filtre d'hexane au réacteur, 350-111 (PB-B-1008).

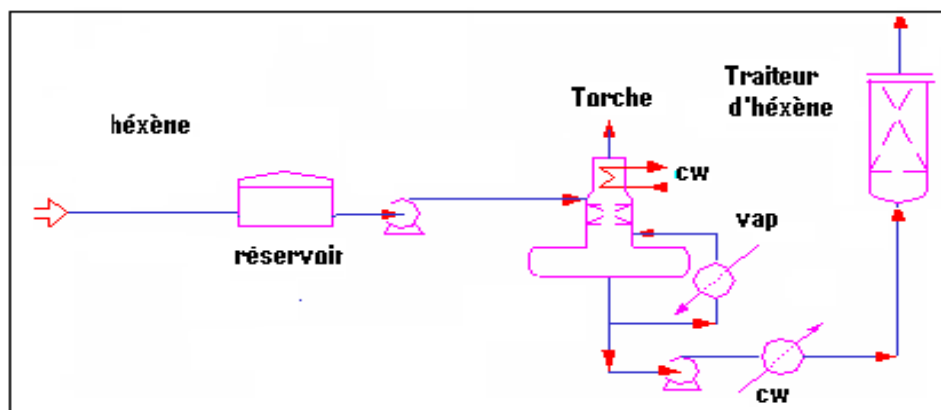


Fig.3.7. Schéma du système de traitement de l'hexane.

#### d. L'Isobutane

L'isobutane frais spécifié pour la réaction peut arriver à l'Usine par la tuyauterie depuis l'installation d'isobutane (GNL). Il est transféré aux réservoirs de stockage d'isobutane frais, 950-462 A/B (PB-B-1009), lesquels sont remplis par contrôle manuel, depuis le site. Cet isobutane est utilisé dans les systèmes d'addition de catalyseurs (PF et XPF), dans le système d'addition de co-catalyseurs, dans le dépôt de charge du scavenger et dans la pompe du réacteur. Il est aussi utilisé comme matière de nettoyage pour éviter d'éventuels bouchons de polymère pouvant boucher les orifices et lignes de petit diamètre.

Avant d'être incorporé à la production, il est soumis à un procédé d'élimination d'eau et de gaz absorbés dans le courant. Pour cela, il s'alimente à la colonne de dégazage d'isobutane frais 950-121 (PB-B-1009) par des pompes d'alimentation d'isobutane au dégazage 670-461 A/B (PB-B-1009). L'isobutane dégazé tombe dans le dépôt d'alimentation d'isobutane frais 950-122 (PB-B-1009) situé dans le fond de la colonne de dégazage (Figure 3.8). A la sortie de la colonne, l'isobutane est séché dans le traiteur d'élimination de l'eau, qui fonctionne par l'adsorption de celle-ci dans les tamis moléculaire.

L'isobutane de recyclage récupéré dans l'usine est pompé depuis le réservoir de stockage d'isobutane de recyclage 950-176 (PB-B-1036) vers les sécheurs d'Isobutane de recyclage 950-125 A/B (PB-B-1010) en moyen des pompes d'isobutane de recyclage au sécheur 670-172 A/B (PB-B-1036). Cet isobutane de recyclage s'alimente aux sécheurs à travers le refroidisseur d'isobutane de recyclage au sécheur, 410-177 A/B (PB-B-1036) dans lequel est éliminée la chaleur générée lors du pompage. Après le refroidisseur, il est séché et purifié dans les sécheurs d'isobutane de recyclage, 950-125 A/B (PB-B-1010). L'isobutane de recyclage, sec et purifié, est utilisé comme solvant dans le réacteur.

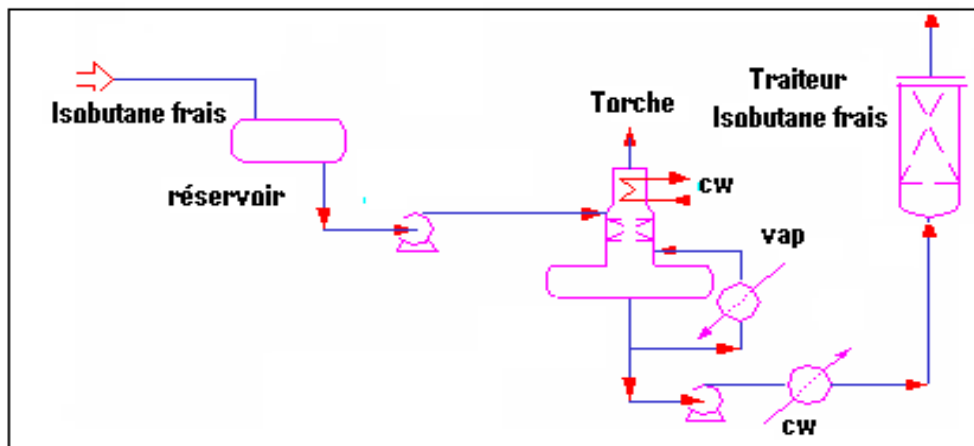


Fig.3.8. Schéma du système de dégazage de l'isobutane

#### e. Le Catalyseur

Le catalyseur de la réaction de polymérisation peut être de deux types selon le produit à fabriquer :

- Le type PF (PHILLIPS) exige un processus préalable d'oxydation sur lit fluidifié en moyen de l'air chaud sec, à des températures qui atteignent 982°C.
- Le type XPF (ZIEGLER) s'alimente au réacteur selon la forme commerciale (sans traitement dans l'unité).

Dans les deux cas, il est dosé selon une proportion appropriée, comme "slurry" (coulis) avec de l'isobutane. Le catalyseur de chrome, avant d'être incorporé au réacteur, doit être activé moyennant réchauffement, par lots, dans un lit fluidifié avec de l'air provenant de l'usine. Le principal objectif de l'activation du catalyseur est d'éliminer l'eau et les volatiles par le contact avec de l'air sec et chaud dans un lit fluide. En plus de l'élimination de l'eau du catalyseur, a lieu le changement de l'état d'oxydation du chrome, de Cr+3 à Cr+6.

Dans le réacteur, en contact avec l'éthylène, la valence du chrome passe de Cr+6 à Cr+2. Le Cr+2 polymérise l'éthylène en polyéthylène. Pour effectuer cette opération, il faut que l'air d'activation se trouve dans des conditions déterminées. Il faut de l'air ayant une température de rosée à pression d'opération de -82°C. Pour cela, l'air provenant du système d'air d'instruments de l'usine traverse l'unité de séchage d'air. A sa sortie, a été disposée une prise d'échantillons, AW-43001 (PB-B-1039), pour analyse de la teneur en humidité AI-43001, par l'analyseur d'humidité AE-43001, avec alarme sur DCS de très haute teneur en humidité.

L'activation proprement dite de chaque lot de catalyseur, est une séquence programmée et contrôlée depuis le DCS. Cependant, la séquence exige la collaboration manuelle pour certaines opérations, la permissivité de l'opérateur pour continuer et le fonctionnement conjointement avec l'activateur du catalyseur d'autres équipements tels que les réchauffeurs, les filtres, etc.

Le réacteur est équipé d'un système d'addition de catalyseur PF et d'un système d'addition de catalyseur XPF. Le catalyseur XPF exige la présence dans le réacteur d'un co-catalyseur de TEA, dans une solution de n-hexane à 8 % en poids de TEA. De même, pour obtenir une bonne productivité du catalyseur PF, il faut additionner au réacteur un co-catalyseur de TEA, dans une solution de n-hexane à 1,5 % en poids de TEA. La solution est mélangée, dans un mélangeur à rouleaux, pendant 24 heures environ. Il est envoyé depuis les cylindres aux dépôts de mélange de coulis XPF, où on lui ajoute de l'isobutane frais (Figure3.9).

Le catalyseur PF est ajouté au réacteur sous forme d'une solution de catalyseur en isobutane frais (boue de catalyseur). Le catalyseur de chrome (PF) déjà activé, est additionné comme une poudre sèche, depuis les trémies de décharge de catalyseur, 950-424 AEO (PB-B-1018), jusqu'aux dépôts de catalyseur 950-142 A/B/C/D (PB-B-1016, PB-B-1017) où il est mélangé avec de l'isobutane frais qui est alimenté par le fond du dépôt. L'alimentation du catalyseur au réacteur s'effectue par les alimentateurs de catalyseur PF, 340-142, A'EH avec un volume de dosage de 35 c.c. Le catalyseur XPF arrive à l'usine dans des dépôts cylindriques, dans une solution d'hexane. La solution est mélangée, dans un mélangeur à rouleaux, pendant 24 heures environ. Il est envoyé depuis les cylindres aux dépôts de mélange de coulis XPF, 950-141 A/B (PB-B-1014) où on lui ajoute de l'isobutane frais. Dans ce cas, le mélange du catalyseur avec l'isobutane est obtenu par agitation 340-141 A/B (PB-B-1014). Le

mélange de catalyseur XPF est pompé au réacteur au moyen des pompes d'alimentation de coulis XPF au réacteur, 670-141 A/B (PB-B-1015).

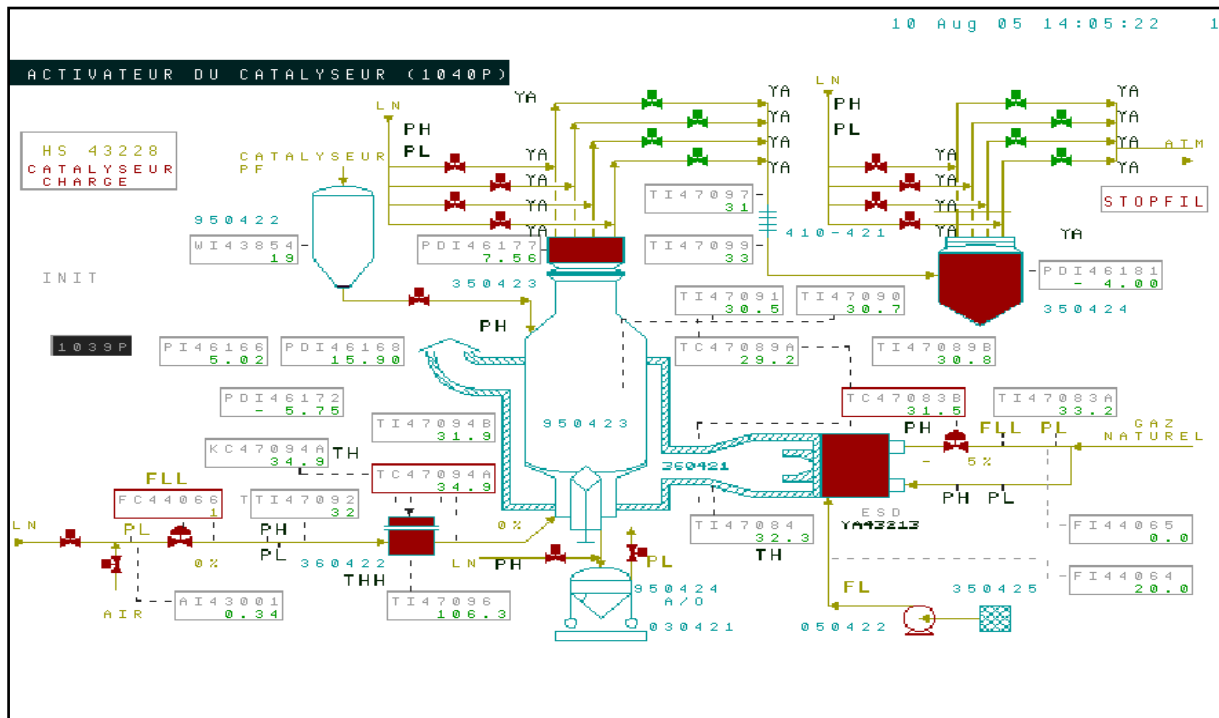


Fig.3.9. Activation du catalyseur

### 3.1.5. La phase de réaction

Après le traitement des matières premières et avant l'injection dans le réacteur il faut chauffer ce dernier par l'eau chaude pour accepte la réaction. La polymérisation a lieu dans le réacteur en opération continue; ce dernier est alimenté par les courants sous traitement, les catalyseurs, co-catalyseurs, isobutane frais, isobutane de recyclage, hydrogène, hexane-1, éthylène et additifs tels qu'antistatique (ASA) et scavenger.

#### 3.1.5.1. Réacteur 950-155 (PB-B-1020, PB-B-1023)

Le réacteur 950-155 est une tuyauterie de diamètre interne de 560 mm en forme de boucle, composé de quatre tronçons verticaux, unis par des tronçons horizontaux. Les tronçons verticaux disposent de chemises calorifugées pour réfrigération. Celles-ci, en acier au carbone de 760 mm de diamètre extérieur, ont des conditions de design respectivement pour la pression et la température de 15 kg/cm<sup>2</sup>g et 142°C.

#### 3.1.5.2. Alimentation au réacteur (PB-B-1019)

On alimente le réacteur par les matières premières qui ont déjà été traitées au niveau de la zone de traitement. L'isobutane de recyclage, l'hydrogène, l'hexane-1 et l'éthylène arrivent au réacteur 950-155 (Figure.3.11) par la ligne principale d'alimentation au réacteur 6"-IB-1030-6C1 (PB-B-1020). L'hexane et l'isobutane de recyclage sont mélangés dans le mélangeur statique d'isobutane/hexane, 340-121 (PB-B-1019). L'hydrogène se mélange avec l'éthylène et s'additionne au courant d'isobutane de recyclage/hexane, de sortie du mélangeur. L'alimentation au réacteur des différents courants s'ajuste en fonction de certaines variables.

Le mélange d'isobutane-éthylène-polyéthylène circule dans le réacteur à travers la pompe du réacteur, 670-151 (PB-B-1020, PB-B-1023).

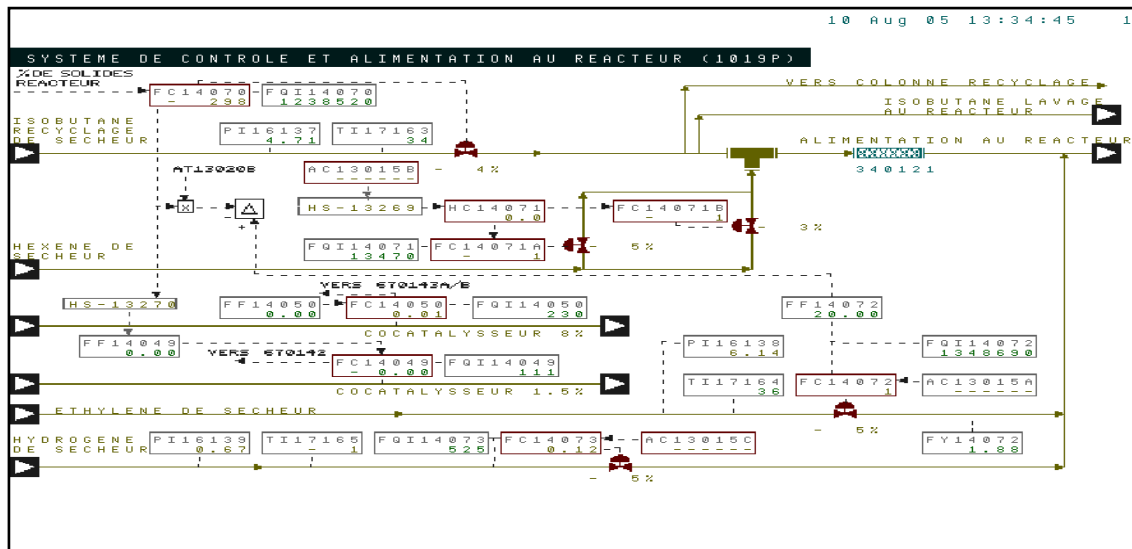


Fig.3.10. Schéma du système d'alimentation du réacteur et du système de contrôle par DCS

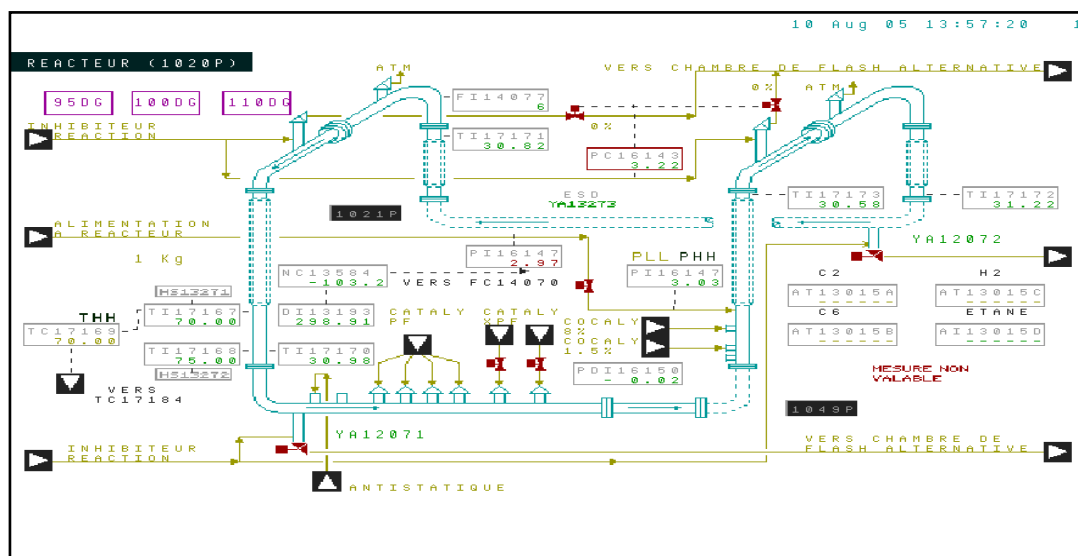


Fig.3.11. Schéma du réacteur et du système de contrôle par DCS

### 3.1.5.3. Système d'additifs et Scavenger au réacteur

Pour diminuer la friction du mélange avec les parois du réacteur et pour diminuer certains poisons lors de la mise en marche du réacteur, on doit additionner deux additif l'ASA et le scavenger respectivement.

#### a. L'addition d'antistatique au réacteur (A.S.A)

L'antistatique pour la réaction, utilisé pour diminuer la friction du mélange avec les parois du réacteur, s'ajoute dans le pot d'addition d'antistatique 950-151. Le remplissage du dépôt avec de l'antistatique se réalise par une connexion de tête prévue dans ce but. Une fois le dépôt chargé, on additionne aussi par la tête l'hexane frais, pour dilution de l'antistatique,

jusqu'à une concentration de 95% en poids d'hexane. L'hexane alimenté se mesure par le rota mètre FI-14035. La sortie d'hexane/antistatique depuis le pot d'addition d'antistatique 950-151 s'effectue par le fond du dépôt, vers le dépôt de mélange d'antistatique 950-152, par pressurisation avec de l'azote à basse pression. On a aussi prévu de l'azote à basse pression pour éliminer l'oxygène ou l'air présent dans la solution d'antistatique stockée dans le pot 950-151. L'azote bouillonne à travers le mélange et s'évente vers la torche.

L'alimentation d'azote au pot d'addition d'antistatique se mesure par le rota mètre FI-14034. Le mélange adéquat de la solution d'hexane/antistatique s'obtient au moyen de l'éducteur d'antistatique au réacteur 160-151 situé au fond du dépôt de mélange d'antistatique 950-152. Le mélange homogénéisé s'écoule par pressurisation par de l'azote à haute pression au dépôt d'alimentation d'antistatique au réacteur 950-153 à partir duquel il sera alimenté au réacteur à travers le filtre d'antistatique au réacteur 350-151 A/B. Le contrôle du débit de la solution d'antistatique au réacteur est réalisé par le contrôleur FIC-14037, avec indication sur DCS et alarme de haut et bas débit. Celui-ci, en fonction du point de consigne, règle l'ouverture et la fermeture de la vanne FV-14037.

#### **b. l'addition de Scavenger au Réacteur**

Le Scavenger (diéthylzinc) reçu dans des bidons métalliques, s'alimente au réacteur depuis le dépôt de chargement de scavenger 950-154. Il est utilisé pour diminuer certains poisons lors de la mise en marche du réacteur. L'opération de remplissage du dépôt de chargement de scavenger 950-154, se réalise manuellement depuis le site, par pressurisation du produit contenu dans le bidon, avec de l'azote de basse pression. L'alimentation d'azote et la sortie du produit sont réalisées par des tuyaux flexibles qui se connectent au bidon et disposés à cet effet. Ceux-ci devront être purgés avec de l'azote, pour déplacer l'air présent, dû au caractère pyrophorique du produit utilisé comme scavenger. Le scavenger qui sort du bidon est transporté au dépôt de charge de scavenger en utilisant de l'isobutane comme moyen de transport. Le débit de celui-ci est mesuré par le rotamètre FI-14038.

#### **3.1.5.4.Solides dans le Réacteur**

La densité du mélange de polymère contenu dans le réacteur en g/cc, se mesure par radiation avec des rayons gamma, moyennant l'instrument DE-13193 (PB-B-1020), avec indication locale et sur DCS. La densité obtenue s'utilise, avec d'autres données, pour déterminer le pourcentage en poids de solides présents dans le réacteur. Ce calcul est fait moyennant DCS et est enregistré et indiqué sur DCS respectivement par NR-13584 et N-13584. Le poids de solides peut se trouver manuellement au moyen de l'abaque. Pour déterminer le pourcentage de solides dans le réacteur, il faut la densité, la température et la concentration d'éthylène du mélange contenu dans celui-ci. Ces mesures sont prises respectivement du mesureur de densité DE-13193 (PB-B-1020), de l'indicateur du contrôleur de température dans le réacteur, TIC-17169 (PB-B-1020) et de l'indicateur de concentration d'éthylène AI-13015A (PB-B-1027).

#### **3.1.5.5.Système de réfrigération du réacteur**

Le système de réfrigération du réacteur est un circuit fermé d'eau traitée, d'eau adoucie avec des additifs chimiques (Figure.3.12). Cette eau traitée arrive à travers une tuyauterie de



même d'un système de "flushing" ou lavage par l'isobutane de recyclage et d'un système de réfrigération selon le plan API-E.

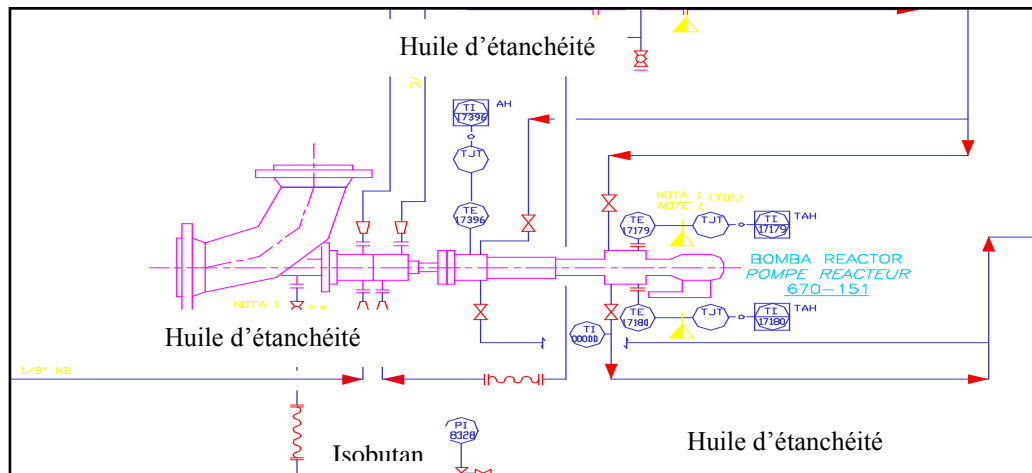


Fig.3. 13. La pompe du réacteur

### 3.1.5.7. Système de décharge du Réacteur (Pattes de décantation)

Le réacteur dispose de six pattes de décantation (Figure .3.14), de tuyauteries de 10" sch. 80, qui partent d'un des tronçons horizontaux du réacteur 950-155. La fonction de la patte de décantation est de concentrer le polymère solide contenu dans le mélange de polyéthylène-isobutane moyennant décantation, avant que le produit soit déchargé à la chambre de flash 950-161. Chaque patte possède à la tête une vanne de blocage et au fond une vanne de décharge de produit PTO. Les vannes de blocage, à boisseau sphérique, identifiées par les vannes YV-12081 et YV-12086 isolent individuellement chacune des pattes de décantation du réacteur. Elles disposent d'une injection continue d'isobutane de lavage sur la partie haute du siège, de sorte que celui-ci entre dans le réacteur. Les vannes de décharge de produit, à boisseau sphérique, identifiées par les vannes YV-12091 et YV-12096 s'ouvrent et se ferment moyennant une séquence programmée sur le PLC; celles-ci ont un cycle suivant une séquence demandée par le contrôleur de pression du réacteur PIC-16147. Quand la vanne correspondante est sélectionnée pour s'ouvrir, elle tourne à 90° passant de la position fermée à la position ouverte et revient se fermer. Cette séquence sera détaillée au point "pression dans le réacteur", décharge de produit. La quantité de produit déchargé de chaque patte est envoyée à la Chambre de flash 950-161 (PB-B-1027) et déterminée par la vitesse de rotation de la vanne de décharge de produit. Le temps que chaque vanne PTO reste ouverte est un paramètre d'opération important, dénommé temps d'ouverture.

### 3.1.5.8. Système de vaporisation et de séchage du polymère

Le polymère déchargé du réacteur est conduit par les lignes de flash réchauffées avec de l'eau, vers la chambre de flash 950-161 (Figure.3.15) où il se sépare de l'isobutane. Il est récupéré par la tête de celle-ci dans le gaz de flash et le polymère est mené par le fond vers la colonne de purge 950-162. Le mélange réduit sa pression de 42,2 kg/cm<sup>2</sup>g (pression normale d'opération dans le réacteur), à 0,37 kg/cm<sup>2</sup>g (pression normale d'opération dans la chambre de flash). Par des lignes de flash, le mélange est réchauffé par de l'eau chaude et on favorise la vaporisation de l'isobutane, l'éthylène et l'hexane présents.



### **3.1.5.9. Purification et récupération du gaz de recyclage**

Le gaz de flash provenant de la tête de la chambre de flash 950-161 va être soumis à un système de récupération de solides, purification et récupération du solvant. Le gaz de flash après avoir traversé le cyclone de fines de la chambre de flash, est envoyé au filtre à manches de la chambre de flash 350-162, et au filtre de garde de gaz de recyclage 350-171 A/B, pour récupérer les solides qu'entraîne le courant.

Une fois les solides récupérés, le gaz est envoyé à un système de purification du gaz à travers le compresseur de gaz de recyclage 160-171 A/B. Après la compression, le courant entre dans la colonne d'isobutane de recyclage 950-173 pour séparer l'isobutane de composants tels que l'éthylène, l'hexane, et autres produits lourds qu'il comporte.

L'extraction latérale de la colonne est de l'isobutane de recyclage récupéré qui est envoyé au réservoir de stockage d'isobutane de recyclage 950-176. Le courant de tête est de l'isobutane riche en éthylène qui est envoyé à l'accumulateur de la colonne de recyclage 950-174 à travers le condenseur de la colonne de recyclage 410-173. Les non condensables sont alimentés à la colonne d'évent d'éthylène 950-175 pour la séparation de l'isobutane. Le courant du fond est envoyé à la colonne des hexaniseuse. On va y récupérer 100 % de l'isobutane et 95 % de l'hexane envoyé. La vapeur de tête de cette colonne est envoyée à l'accumulateur de la des hexaniseuse 950-182 à travers le condenseur de la des hexaniseuse 410-182. Le liquide du fond, le courant d'hexane et d'hexane sont envoyés à la torche.

### **3.1.5.10. Récupération du gaz de purge**

Le gaz provenant du filtre à manches de la colonne de purge 350-164 ou directement depuis la colonne de purge 950-162, dans le cas où il aurait été dévié par la ligne de by-pass du filtre à manches, s'alimente au système de récupération de gaz de purge, à travers le booster de gaz de purge 050-191.

Dans le système de récupération de gaz de purge, l'isobutane est récupéré du courant d'azote et l'azote est recyclé vers la colonne de purge 950-162, pour la réchauffer. le gaz de purge provenant du filtre à manches de la colonne de purge 350-164 à travers le filtre de gaz de purge 350-191 A/B, arrive au séparateur d'aspiration du 1er étage du compresseur de gaz de purge 950-192 à travers le refroidisseur du compresseur, le courant provenant du dépôt d'aspiration du 1er étage du compresseur de gaz de purge est comprimé de 0,73 kg/cm<sup>2</sup>g jusqu'à 36,53 kg/cm<sup>2</sup>g, au moyen du compresseur de gaz de purge 160-192. Le courant de gaz est refroidi avant chaque étage de compression. La décharge finale du compresseur se refroidit dans le refroidisseur final du compresseur de gaz de purge 410-195. Chaque étage possède son propre dépôt d'aspiration. La décharge du compresseur passe au système de séparation d'isobutane/azote du gaz de purge par refroidissement, dans lequel on récupère de l'azote et on l'envoie de nouveau à la colonne de purge.

### **3.1.5.11. Transport pneumatique et de finition**

Une fois la poudre de polymère déchargée de la colonne de purge 950-162 ou de la chambre de flash alternative 950-164, celle-ci entre dans le système de transport pneumatique

et de finition, dans l'aire sèche de l'usine. Le polymère déchargé peut être stocké en tant que poudre dans les silos de poudre 950-211 pour, l'alimentation postérieure à l'extrudeuse (Figure.3.16) ou peut être alimenté directement à l'extrudeuse 250-231. Ces transports se réalisent par transport pneumatique avec de l'azote.

Normalement, la poudre est extrudée sous forme de pellets ou granulés dans l'extrudeuse. La poudre de polymère y est mélangée et fondue; la masse fondue est coupée en pellets d'environ 3,2 mm de diamètre et 2,1 mm de longueur. Le granulé de sortie de l'extrudeuse, après séchage, se décharge dans les silos mélangeurs 950-261, ou dans le silo de produit hors spécification 950-262, moyennant transport pneumatique avec de l'air.

Le granulé est envoyé des silos mélangeurs ou du silo de produit hors spécifications vers les silos de stockage de granulés 950-271, vers les silos de charge de granulés en vrac dans des camions 950-281, ou vers les silos d'alimentation aux lignes d'ensachage 950-292 A/B, par le transport pneumatique avec de l'air. Le procédé de l'unité PEHD est présenté dans la figure 3. 17 qui résume toutes les phases de production (stockage des matières premières, traitement des matières, réactions) [1].

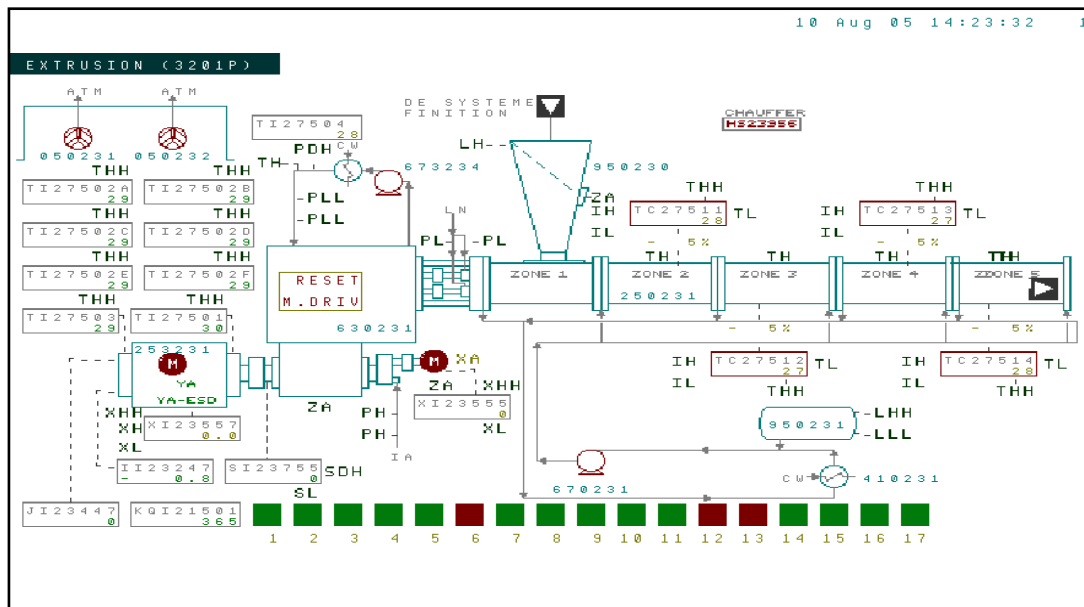


Fig.3.16. Schéma de l'extrusion du PEHD.

### 3.2. Système de sécurité de processus

Le système de production étant sensible et coûteux, il est maintenu sous surveillance continue par le biais d'un système DCS. Ce système se base sur le placement de capteurs, de régulateurs et de transmetteurs liés à la salle de contrôle. Il existe également un deuxième système de protection nommé « INTERLOCK ». Ce système est programmé sur automate programmable (par Grafset).

#### 3.2.1. Identification des risques dans le site CP2K

Les risques d'incendie, d'explosion et les émissions sont les principaux dangers rencontrés au niveau de l'unité "PEHD", et ce, en raison de la quantité de produits

dangereux utilisés dans le processus car certains de ces produits se trouvent souvent à une température extrêmement élevée et sous des pressions élevées.

### 3.2.2. Les sources d'émissions de produits dangereux dans l'unité PEHD

#### 3.2.2.1. Emissions en fonctionnement normal

##### a. Orifices de purge

Les installations au niveau de l'unité PHED comportent deux types de purge :

- A la partie la plus basse, pour évacuer l'eau (les capacités de stockage ....)
- A la partie la plus haute, pour évacuer le gaz (les pipes, les capacités de stockage ...)

Lorsque ces purges sont utilisées elles constituent toujours une émission de produits dangereux, liquide ou gazeux.

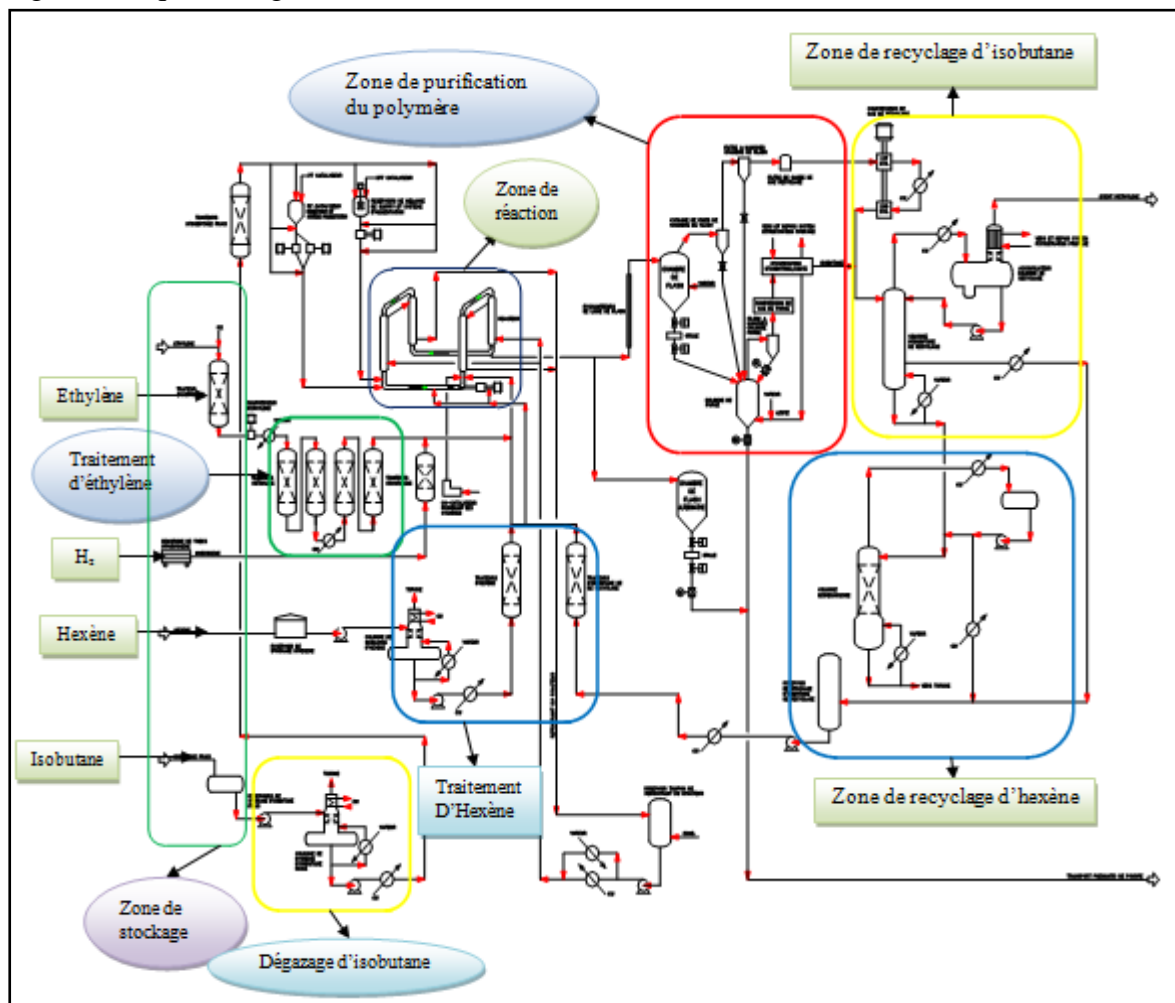


Fig.3. 17. Schéma PFD du procédé de polymérisation

Cependant cette émission est effectuée sous contrôle et ne présente généralement que peu de risques. Pour les récipients sous pression il arrive que la purge soit bouchée. Si l'opérateur n'applique pas les consignes, il risque, en cas de débouchage brutal, de perdre le contrôle de l'opération.

## **b. Les Soupapes**

Les soupapes fonctionnent le plus souvent en phase gazeuse et sont placées en des points élevés. Les soupapes s'ouvrent rarement en fonctionnement normal et ne représentent qu'un risque assez faible. Les émissions des soupapes sont surtout dangereuses lorsque, par suite de circonstances accidentelles, elles émettent des produits liquides ou gazeux (qui sont toxiques pour le cas éthylène).

### **c. Eléments Démontables**

IL existe dans les installations et sur les circuits des éléments qui doivent être démontés dans le cadre des opérations normales (entretien préventif ou curatif), il s'agit des flexibles, de la garniture mécanique statique (joints, brides, vannes, ...etc..) ou de la garniture mécanique dynamique sur les pompes et les compresseurs. Ces démontages s'accompagnent de l'émission d'une quantité plus ou moins importante de produit.

## **3.2.2. Emissions Accidentelles**

### **a. Explosions**

Les explosions peuvent provoquer des émissions de produits multiples par suite des dommages occasionnés aux installations (conduites, pompes, compresseur, réservoirs de stockage, réacteurs ...etc).

### **b. Eclatements ou ruptures**

Les ruptures de tuyauterie et / ou des capacités (réacteurs, réservoirs, etc....) sont des sources d'émissions accidentelles.

### **c. Débordements et épandages**

Ils peuvent être le fait d'une fausse manœuvre aussi bien que de la défaillance du matériel de contrôle et de régulation. Ils peuvent se produire au niveau de la torche, des pompes, des réservoirs.

### **d. Fausses Manœuvres**

Les débordements ou autres émissions de produits peuvent être le fait d'une erreur dans l'estimation des paramètres de remplissage, d'une erreur de vanne ou d'une confusion entre organes de commande (ou touches d'un clavier de contrôle et de commande), comme elles peuvent être le résultat d'une négligence, un oubli ou d'un non respect de la procédure ou tout simplement d'une mauvaise communication entre opérateurs.

## **3.2.3. Dangers liés aux émissions accidentelles**

### **3.2.3.1. Produits gazeux et / ou liquides**

Les dangers présentés par les principaux produits chimiques utilisés au niveau du process PHED, L'éthylène, l'isobutane, l'hydrogène, l'hexane, le catalyseur, le gaz naturel.

### 3.2.3.2. Les causes des explosions et des ruptures

Les différentes causes des explosions ou de ruptures peuvent être classées de la façon suivante :

#### a. Surpressions

##### - Par réaction chimique

Des réactions chimiques sont susceptibles d'engendrer des surpressions dans les réacteurs, les traiteurs et autres.

##### - Par élévation de température

Toute élévation de température entraîne une augmentation de pression, l'élévation de température peut résulter de conditions de fonctionnement anormales, d'une erreur de manœuvre, de la défaillance de matériel de régulation, d'une panne de courant, d'une panne de système de réfrigération ou encore d'un incendie proche (par effet de dominos).

##### - Résistance insuffisante de l'enveloppe

##### - Défaut de conception (construction)

Les spécifications techniques appliquées à la construction des appareils sous pression installés à PHED rendent ce type d'accident extrêmement rare. Cependant le suivi et le contrôle doit être pris en charge d'une manière plus énergique. Aussi les rapports d'inspections établis par le service technique d'inspection et/ou par la sécurité doivent être pris en charge rapidement.

##### - Par perte d'épaisseur

Les phénomènes de corrosion et d'érosion provoquent une perte d'épaisseur plus ou moins rapide des parois. L'érosion –abrasion est due à l'énergie cinétique des particules solides véhiculées dans les effluents des différents produits utilisés dans le process, provoquant la destruction continue de la couche protectrice formée par les produits de corrosion et autres.

##### - Par transformation des matériaux

Par vieillissement, exposition prolongée à certaines températures, à certaines pressions et en présence de certains milieux (acides) les métaux et alliages subissent une transformation de leur structure interne qui modifie leurs propriétés mécaniques (Dureté, élasticité... etc.).

##### - Par surchauffée des parois

Même si elle n'entraîne aucune surpression, une élévation de température importante peut entraîner une rupture ou une explosion par réduction de la résistance mécanique du métal de la paroi.

##### - Défaillance des éléments d'assemblage

Les éléments d'assemblage (garniture mécanique statique et/ou dynamique, accouplements, soudures...etc.) constituent presque toujours des points faibles sur les circuits et les appareils.

### **3.2.4. Les sources d'ignition (Combustion)**

On appelle source d'ignition tout ce qui peut déclencher un phénomène de combustion.

#### **3.2.4.1. Sources d'origine électrique**

##### **a. Installations électriques**

###### **a) En fonction normal**

Certains appareils ou accessoires de distribution comportent des sources d'ignition en fonctionnement normal. Ce sont :

- Les moteurs électriques
- Les disjoncteurs (non ADF)
- Les postes à soudeuse
- Les chalumeaux... etc.

###### **b) Accident**

Les installations électriques peuvent engendrer des sources d'ignition dans les conditions suivantes :

- Rupture d'un conducteur en service, par suite de chocs, d'effets mécaniques anormaux, de déformation importante des éléments supportant les conducteurs.
- Mauvais contact, jonction desserrée, pièces de contact oxydées, conducteurs partiellement sectionnés ;
- Surintensité, demande d'énergie excessive sur un circuit insuffisamment protégé ;
- Défaut d'isolement, étincelle entre conducteur et masse métallique, surcharge due à un courant de défaut;
- Câbles non protégés par rapport à son environnement.

#### **3.2.4.2. Sources d'origine mécanique**

Toutes les formes d'énergie aboutissent, au dernier stade de leur transformation à un dégagement de chaleur et peuvent de ce fait devenir une source d'ignition.

##### **a. Frottements**

Tout frottement absorbe de l'énergie mécanique et la transforme en chaleur. Ceci se produit sur les garnitures des pompes là où sont exercées des pressions énormes particulièrement au niveau des transferts des différents produits entre les sections du système de production lorsqu'une pièce fixe vient accidentellement en contact avec une pièce mobile. L'échauffement peut être suffisant pour enflammer les produits proches.

##### **b. Les chocs**

Les chocs répétés entraînent un échauffement au même titre que les frottements. Les chocs de certains matériaux durs provoquent des étincelles qui sont des minuscules particules incandescentes éjectées au point d'impact.

### **3.3. Les moyens de sécurité installés dans le site PEHD**

Le complexe CP2K est pourvu d'un système anti incendie installé sur toute l'unité et un ensemble d'équipements de protection (fixe et mobile) représenté sur les figures 3.18 et 3.19 :



Fig.3.18. Réseau anti incendie installé dans l'unité CP2K

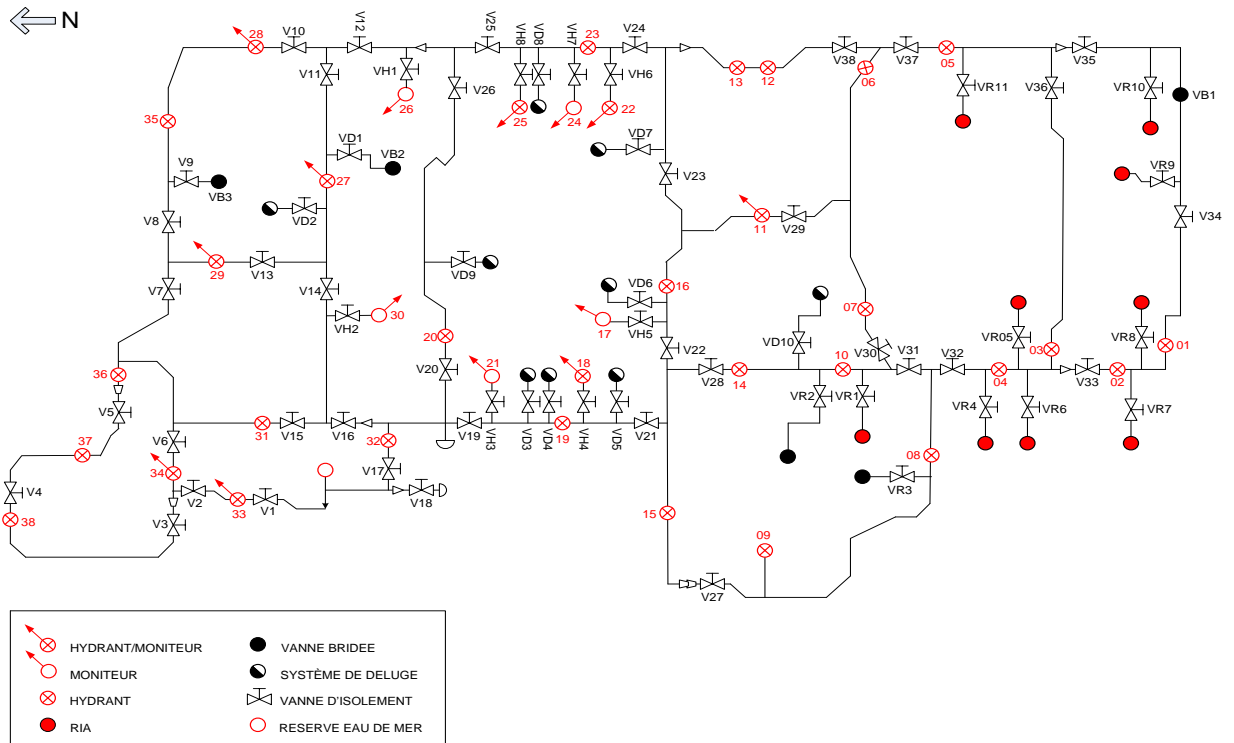


Fig.3.19. Circuit réseau anti incendie

### 3.3.1. Les moyens mobiles

Le tableau ci-dessous présente les moyens mobile de sécurité existant dans l'unité de production de PEHD(CP2K)

Tableau.3.1. Les moyens mobiles de sécurité

NATURE	NOMBRE	LOCALISATION
- Camion à poudre de 2x1000 kg	01	Bâtiment sécurité
- Camion mixte eau/ mousse 6000L/2000L	01	Bâtiment sécurité
- Système à mousse 125L	01	Stockage hexane
- Ambulance médicalisée	01	Bâtiment sécurité
- Bouteilles d'air comprimé	18	Bâtiment sécurité
- Combinaison anti-chaueur	10	Bâtiment sécurité
- Combinaison anti catalyseurs	500	Bâtiment sécurité
- Extincteur tractable poudre	44	Site unité
- Extincteur tractable Co2	10	Sous station 1et 2
- Extincteur portable poudre	200	Site unité, locaux
- Extincteur portable Co2	20	Locaux, camions et site.
- Masques filtrants	30	Bâtiment sécurité
- Masques à gaz	06	Camions
- Visières	40	Bâtiment sécurité
- Voitures touristiques	14	Parc de l'unité
- Fourgons	02	Parc de l'unité

### 3.3.2. Les moyens de sécurité fixes

Dans le tableau ci-dessous nous présentons les moyens de sécurité existant dans l'unité CP2K.

Tableau.3.2. Moyens de sécurité fixe existante dans le CP2K

NATURE	NOMBRE	LOCALISATION
-20 Poteaux anti-incendie pomperiez :	44	Site de l'unité
-Jockey	01	Site de l'unité
- Moto pompe	02	Site de l'unité
- Pompe diesel	01	Site de l'unité
- Détection de (gaz, feu, fumée et température)	400	Site et locaux
- Système sprinkler	14	Site de l'unité
- Système Co2	02	Sous Stations électrique 1 et 2
- Système à poudre	01	Site de l'unité
- Robinets d'incendies armés	30	Locaux
- Réserve d'eau	5400 m <sup>3</sup>	Site de l'unité
- Salle de soin à 02 lits	01	Infirmierie

### 3.3.3. Liste et types d'extincteurs

#### 3.3.3.1. Réseau anti incendie

L'unité est dotée d'un réseau anti incendie (bouclé émaillé) couvrant l'ensemble des structures et des bâtiments de l'usine avec des poteaux, moniteurs, sprinklers et robinets d'incendie armés. A l'aide d'une pompe jockey le réseau eau anti incendie est maintenu en permanence sous une pression de 12 kg/cm<sup>2</sup>.

#### 3.3.3.2. Les pompes de maintien la pression dans le réseau anti incendie

- Pompe jockey : elle a pour le maintien de la pression à 12 kg/cm<sup>2</sup> au niveau du réseau eau anti incendie.
- Motopompes : Nous disposons de 02 pompes électriques avec un débit de 700 m<sup>3</sup>/heure à une pression de 13 kg/ cm<sup>2</sup> avec un système de démarrage automatique. Les deux pompes sont connectées au réseau électrique préférentiel alimentées par le générateur électrique de secours.
- Pompe diesel : Entraînée par un moteur diesel avec un débit de 1500m<sup>3</sup>/heure à 13 bars avec un système de démarrage en manuel et en automatique.

#### 3.3.3.3. Moyens matériels

L'usine PEHD dispose des moyens fixes, mobiles, tractables et portables

- Camion mixte à mousse (eau – émulseur) de capacité respectivement 6000 et 2000 L.
- Camion à poudre de capacité 2000 kg
- Extincteurs tractables à poudre et au CO2 : 70 unités
- Extincteurs portables à poudre et au CO2 : 200 unités
- Ambulance médicalisée.

### 3.3.4. Système automatique d'incendie

#### 3.3.4.1. Système de déluge

C'est un système combiné de détection et d'extinction automatique d'incendie avec de l'eau pulvérisée dont :

- 01 installé au niveau de l'extrudeuse
- 02 installés au niveau du réacteur
- 04 installés au niveau des traiteurs

- 04 installés au niveau des compresseurs
- 03 installés au niveau du stockage d'hexane et isobutane.

#### **3.3.4.2. Système d'extinction automatique au CO2**

Ce système est installé au niveau des sous stations électriques N° 01 et N° 02 afin de les protéger contre les incendies survenus par suite :

- Des courts circuits
- Des défaillances électriques
- Des surcharges électriques

#### **3.3.4.3. Système d'extinction automatique à poudre**

Ce système est installé au niveau de la section de dilution du co-catalyseur TEA (tri-éthyle d'aluminium) car le mélange est très inflammable et pyrophorique à une concentration supérieure à 12%.

#### **3.3.4.4. Bâches à eau**

Le bac principal de stockage d'eau anti incendie est d'une capacité de 3400 m<sup>3</sup>, cette capacité est calculée pour une autonomie de 04 heures d'utilisation dans les conditions optimales, à noter qu'une deuxième capacité de 2005 m<sup>3</sup> d'eau distillée est reliée au système anti incendie (Figure .3.19) et une troisième option dans laquelle notre réseau eau anti incendie est branché au circuit d'eau de mer.

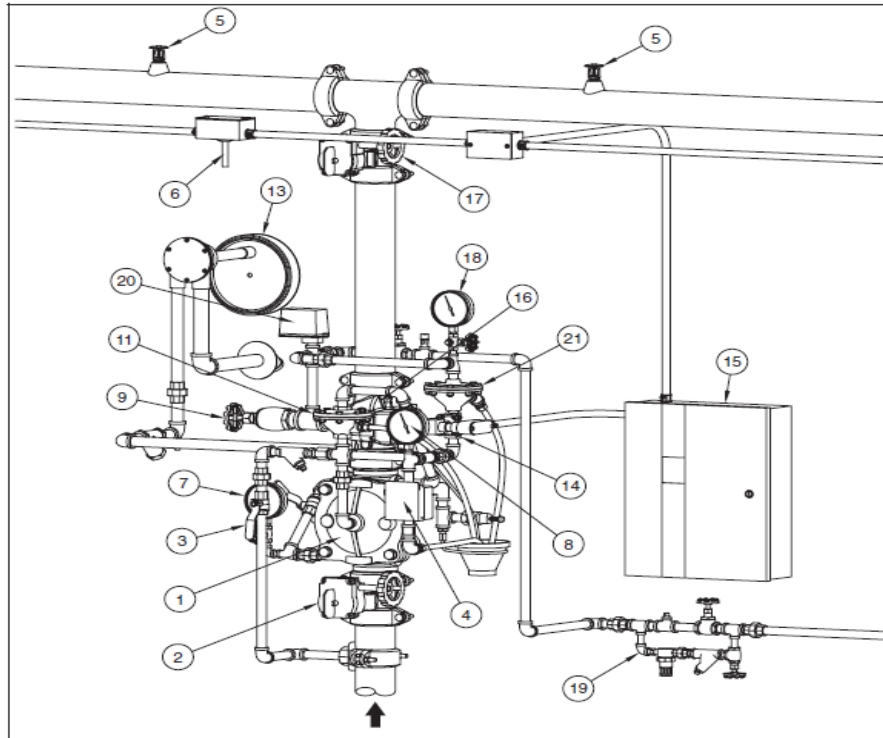
### **3.3.5. Autres systèmes**

#### **3.3.5.1. Système d'extinction manuelle à la mousse**

L'unité à mousse est installée au niveau du bac de stockage d'hexane et cigares d'isobutane

#### **3.3.5.2. Système de détection automatique d'incendie**

- **Système de détection de gaz** : installé à travers les points sensibles de l'unité, les valeurs enregistrées sont indiquées à la salle de contrôle process avec alarme sonore et visuelle. Les normes BS EN 60079-29-2:2007 et CEI 60079-29-2:2007 ainsi que les législations nationales fournissent des recommandations sur l'emplacement des détecteurs de gaz pour obtenir une parfaite couverture. Il est recommandé, pour la personne chargée de la préparation de l'installation, de consulter les pratiques recommandées pour déterminer l'emplacement des détecteurs (Fig 3.21). De manière générale, les emplacements suivants assurent d'excellents résultats:
  - Au-dessous des sources potentielles de fuite pour les gaz plus lourds que l'air (au dessous du bac d'hexane, la pompe d'hexane, du bac d'isobutane et la pompe d'isobutane).
  - Au-dessus des sources potentielles de fuite pour les gaz plus légers que l'air (au dessus du citerne d'hydrogène et la pompe d'hydrogène).
  - À proximité des sources de fuite, sur la trajectoire estimée de la fuite et en fonction du sens du vent dominant et de tout autre facteur susceptible d'avoir une incidence sur la fuite. Entre les sources possibles de fuite et les sources potentielles d'ignition [2].



- |  |  |
|--|--|
| <ul style="list-style-type: none"> <li>1 - Vanne déluge modèle DV-5</li> <li>2 - Vanne principale de barrage (N.O.)</li> <li>3 - Vanne de régulation de l'alimentation de la chambre de la membrane (N.O.)</li> <li>4 - Déclencheur manuel hydraulique local</li> <li>5 - Sprinklers</li> <li>6 - Détecteurs de chaleur, détecteurs de fumée, etc. (Détection incendie)</li> <li>7 - Manomètre de l'alimentation en eau</li> <li>8 - Manomètre de la chambre de la membrane</li> <li>9 - Vanne de vidange du système (N.F.)</li> <li>10 - Vanne de vidange principale (N.F.) (montré à l'arrière de la vanne)</li> <li>11 - Vanne à sécurité positive</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>12 - Pressostat d'alarme (Montré à l'arrière de la vanne)</li> <li>13 - Cloche d'alarme hydraulique (en option)</li> <li>14 - Électrovanne</li> <li>15 - Centrale de déclenchement du poste déluge</li> <li>16 - Clapet anti-retour principal</li> <li>17 - Vanne de sectionnement du système (N.O.)</li> <li>18 - Manomètre de la pression d'air</li> <li>19 - Source automatique d'air/azote</li> <li>20 - Pressostat d'alarme de basse pression</li> <li>21 - Actionneur pneumatique.</li> </ul> |
|--|--|

Fig.3. 20. Système de déluge

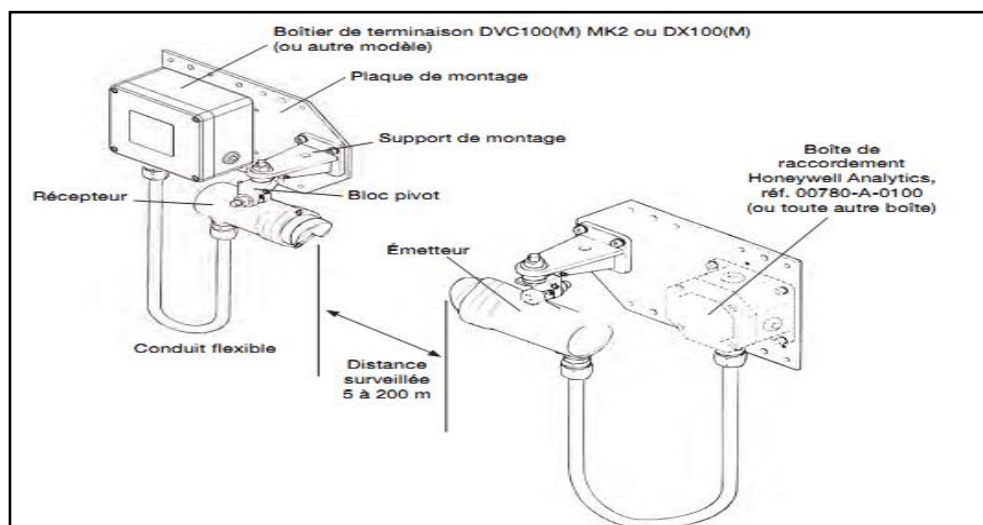


Fig. 3. 21. Système de détection de gaz

Ces détecteurs sont placés comme indiqué sur le tableau.3.3

Tableau.3.3. Identification d'emplacement des détecteurs de gaz dans le CP2K

No	Gaz	Zone		Equipement	Remarque			
1	Isobutane	AR-3-2 AR-3-1 AR-3-5 AR-3-3 AR-5-1 AR-5-2 AR-5-3	Reaction	050-201A/B				
2				670-431A/B				
3				410-153A-C				
4				950-153				
5				P.T.O				
6								
7				950-181				
8				950-173				
9				950-141				
10		AR-5-4	Compresseur d'isobutane de recyclage	950-171				
11				160-171B				
12				160-171A				
13	Propane/Méthane	AR-5-3	Compresseur de propane	160-181				
14	Propane/Méthane	AR-5-6	Compresseur de gaz de purge	160-192				
15	Ethylène							
16		AR-2-1	Compresseur Ethylène	160-101B				
17								
18								
19								
20	AR-2-6	Traiteur d'acétylène jusqu'à le compresseur d'éthylène	160-101A 350-101					
21				160-101A				
22				950-101				
23				AR-2-3	Traiteur d'éthylène	950-103		
24						950-104		
25						950-106		
26						950-107		
27				Isobutane	AR-2-4	Traiteur IBR	950-125	
28				Hexane		Traiteur d'Hexane	950-114	
29	Isobutane	Traiteur IBF	950-124					
30	Hydrogène	Traiteur d'Hydrogène	950-132					
31	Isobutane	AR-2-2	Dégazeur Isobutane Frais	670-121				
32								
33	Hexane		Dégazeur Hexane	670-111				
34								
35	Hydrogène	AR-1-4	Stock d'hydrogène					
36	Isobutane	AR-1-1	Bac de stockage d'isobutane frais	950-462A/B				
37								
38								
39								

40	Hexane	AR-1-2	Bac de stockage d'hexane	950-461	
41	Isobutane	AR-1-1	Isobutane frais jusqu'à	670-461A/B	
42			Dégazeur		
43	Propane/Méthane	AR-1-2	-	670-463A/B	
44	Hexane		Hexane jusqu'à dégazeur	670-463A/B	
45	Propane/Méthane	AR-11-12	Gaz naturel dans WWT		

- **Système de détection de feu** : (détecteurs infrarouge, température ou fumé) marque DEF, ce système est répartis à travers les points sensibles de l'unité, bâtiments, magasin d'ensachage et le sous station électrique 1 et 2. Ce système est relie à la salle de contrôle procès et au système d'extinction automatique pour le site de l'unité et à la salle de contrôle sécurité pour les bâtiments et magasin d'ensachage.
- **Analyseurs en lignes** : Ces analyseurs sont installés sur les circuits de procédé et enregistrent en permanence les informations relatives à la composition et à la concentration des fluides véhiculés, ces informations sont exploités par le personnel de production.
- **Alarmes incendie** : Toutes les zones d'exploitations et locaux sont dotées d'alarme incendie allant du bouton poussoir jusqu'à l'extinction automatique d'incendie et sont reliés à la salle de contrôle sécurité permettant ainsi une intervention dans les meilleurs délais.
- **Équipement anti déflagrant** : Tous les équipements (machines, éclairage ...) se trouvant dans les zones contenant des hydrocarbures sont dotés du système ADF et ce afin d'éviter le contact des conducteurs avec les produits inflammables.
- **Système de mise à la terre** : Tous les équipements électriques sont reliés à la terre pour dissiper (décharge) toute accumulation d'électricité statique. Par exemple le dépotage d'hexane la pompe ne démarré pas avant la connexion du système mise à la terre.
- **Paratonnerres** : Ce système est installé au niveau des hauteurs des différentes structures métalliques de l'unité et bâtiments (en hauteur) afin de décharger les foudres vers terre.

## Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons présenté l'unité de production d'éthylène haute densité (PEHD)- CP2K- Skikda. Cette unité complexe est constituée de trois zones différentes et chaque zone contient plusieurs systèmes et plusieurs produits chimiques dangereux soit inflammables, explosifs ou toxiques. Cette unité est donc une zone à risque, qui nécessite de faire une analyse des risques. Comme l'unité est pétrochimique nous proposons d'appliquer la méthode SADT comme un outil de modélisation et la combinaison de la méthode HAZOP et la méthode AMDEC, et enfin évaluer ces risques en terme de criticité et en terme économique.

## Références

- [1].Manuel opératoire de PHILIPS pour CP2K SKIKDA
- [2].Etude de danger : Société national de la pétrochimique / unité PEHD-SKIKDA. SGS Qualitest Algérie spa. 2008.

# Chapitre 04

## Partie 01 : Analyse des risques dans l'unité CP2K

## **Introduction**

Les industries pétrolières et pétrochimiques ont généralement des systèmes complexes et divers paramètres à contrôler, ceci génère plusieurs type de risques tels que l'explosion et l'incendie, qui provoquent des dommages importants à l'être humain, aux biens et à l'environnement. La science d'analyse des risques qui a émergé dans les dernières décennies pour prévoir la probabilité des accidents, évaluer l'impact de leur conséquences, travaille sur des stratégies visant à prévenir les accidents et amortir les impacts négatifs si un accident qui vient. Procéder à une analyse des risques globale incluant toutes les étapes est coûteux en termes de temps et de personnel à impliquer mais également financièrement. Dans le deuxième chapitre, nous avons présenté les méthodes classiques d'analyse des risques les plus utilisé en détaillant les avantages et les limites de chaque méthode. Cette étude comparative a motivé notre choix d'appliquer la méthode d'analyse fonctionnelle SADT et d'exploiter la méthode HAZOP dans l'analyse dysfonctionnelle puisque cette approche est la plus adaptée aux systèmes pétrochimiques. Par la suite nous exploitons la méthode AMDEC pour compléter notre analyse de l'unité de production de polyéthylène à haute densité (CP2K). Enfin nous quantifions ces risques en termes de criticité par la matrice de criticité et par la simulation des scénarios critiques, et en terme économique par une étude financière de ces risques.

### **4.1. Analyse des risques dans l'unité CP2K**

Dan le cadre de l'analyse des risques dans l'unité CP2K, nous commencerons par sa modélisation en appliquant la méthode d'analyse fonctionnelle SADT, puis nous appliquerons des méthodes dysfonctionnelles et enfin nous évaluerons ces risques en terme économique et de criticité.

#### **4.1.1. Analyse fonctionnelle**

Les méthodes d'analyse fonctionnelle sont indispensables pour réaliser une décomposition fonctionnelle et matérielle d'une installation industrielle en cours de conception ou en fonctionnement. Nous choisissons d'appliquer la méthode SADT car c'est la méthode qui consiste à considérer tout système complexe comme une structure composée de systèmes plus simples en interaction.

##### **4.1.1.1. Application de la méthode SADT à l'unité PEHD**

Dans notre travail nous considérons dans un premier temps la méthode SADT. Pour décomposer le système et déceler les principaux sous-systèmes élémentaires pour les étudier. L'actigramme A0 (figure 4. 1) présente la fonctionnalité principale "Produire le PEHD". Une décomposition de cette fonctionnalité peut révéler, dans l'actigramme A1, trois sous-fonctionnalités "préparer les produits (réactif)", "réagir les produits" et "séparation et conditionnement " (figure 4. 2). Et nous focalisons l'étude à la sous fonctionnalité de réaction, l'actigramme A2 (A2-1, A2-2, A2-3) trois sous fonctionnalité "injecter dans le réacteur", "maintenir les conditions de réaction" et "récupérer les produits de réaction" (figures 4. 3, - 4.5) [1].

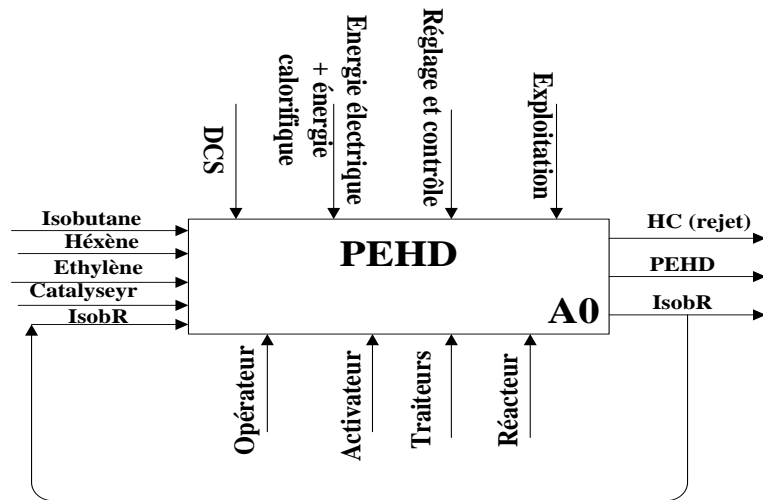


Fig.4. 1. Actigramme A0 : Production du PEHD

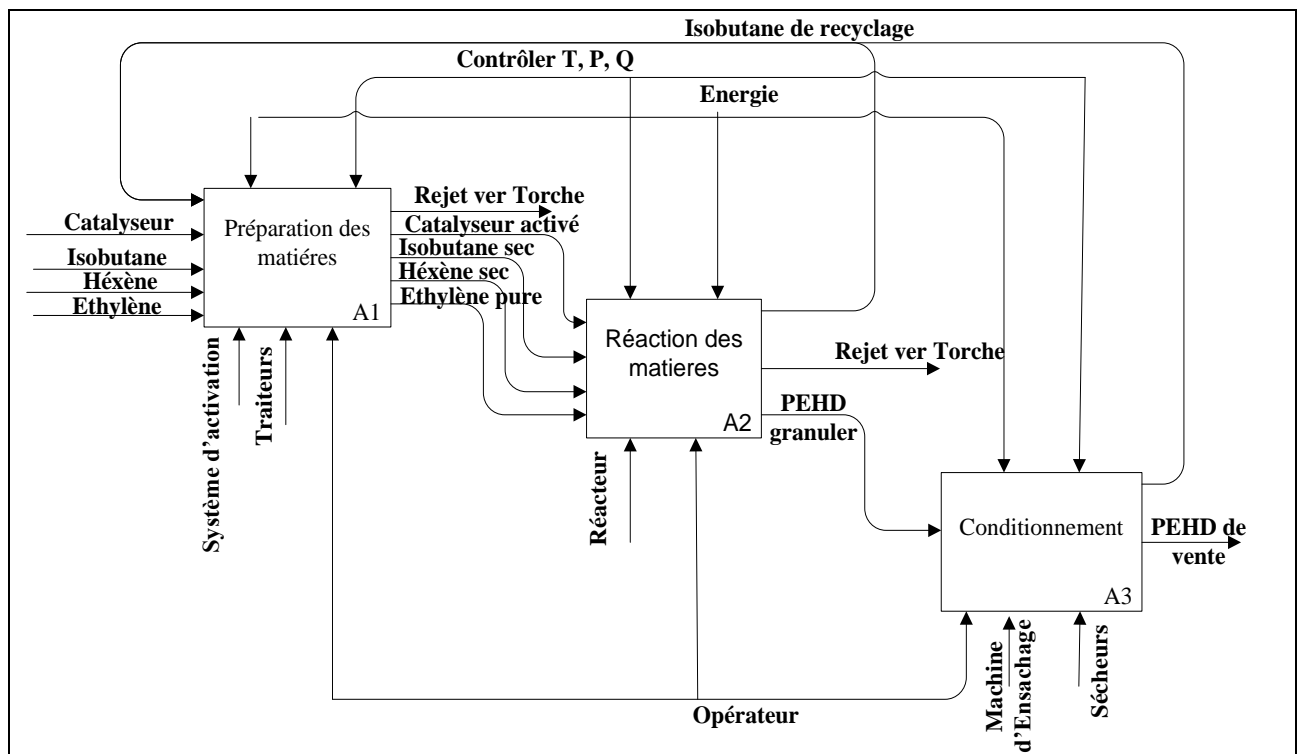


Fig.4. 2. Actigramme A0 détaillé de la production du PEHD

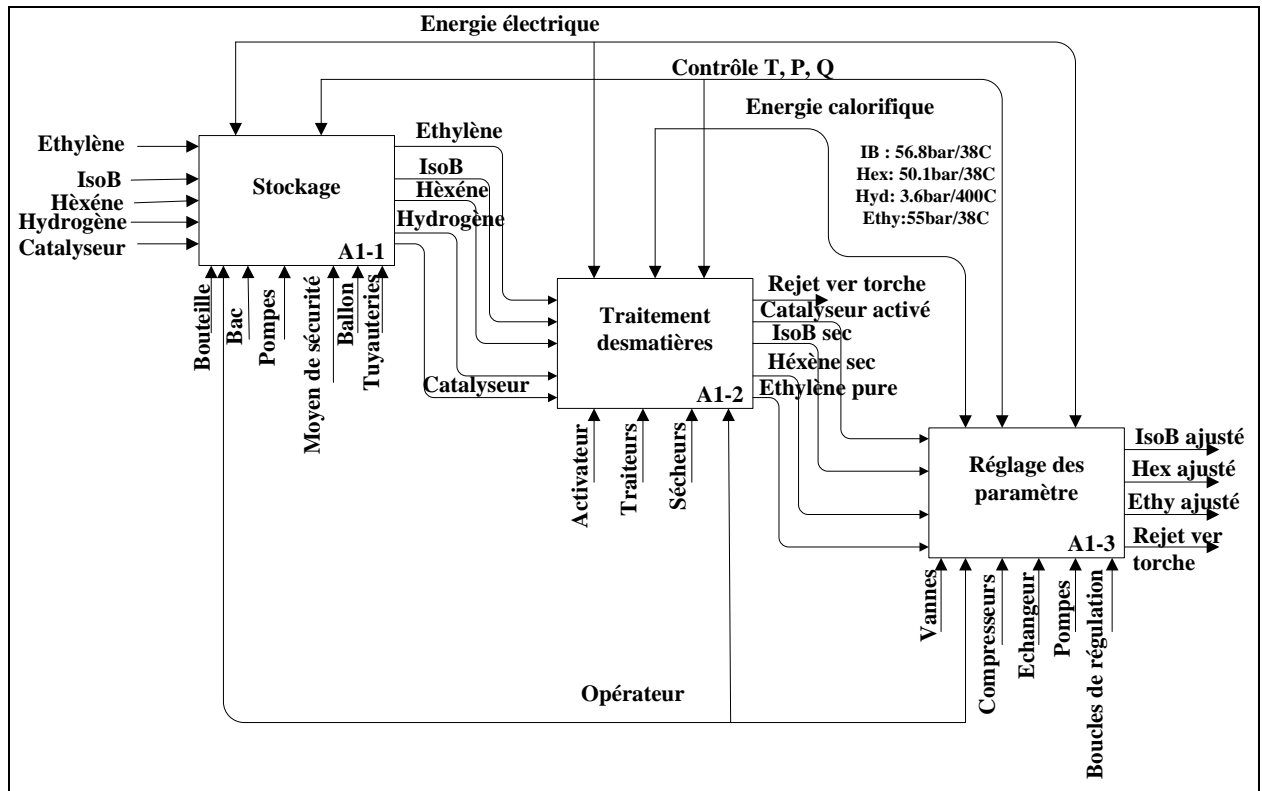


Fig.4. 3. Actigramme A1 : Préparation des produits pour la réaction

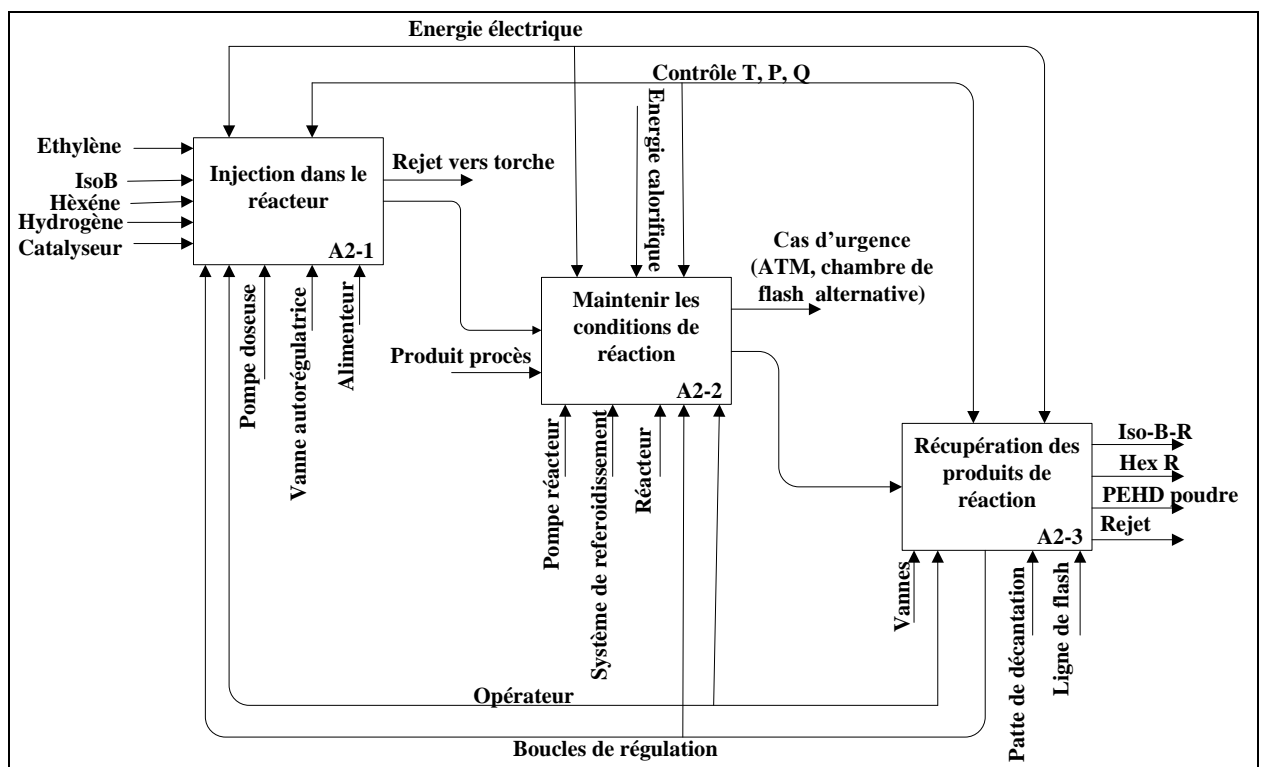


Fig.4. 4. Actigramme A2 : Réaction

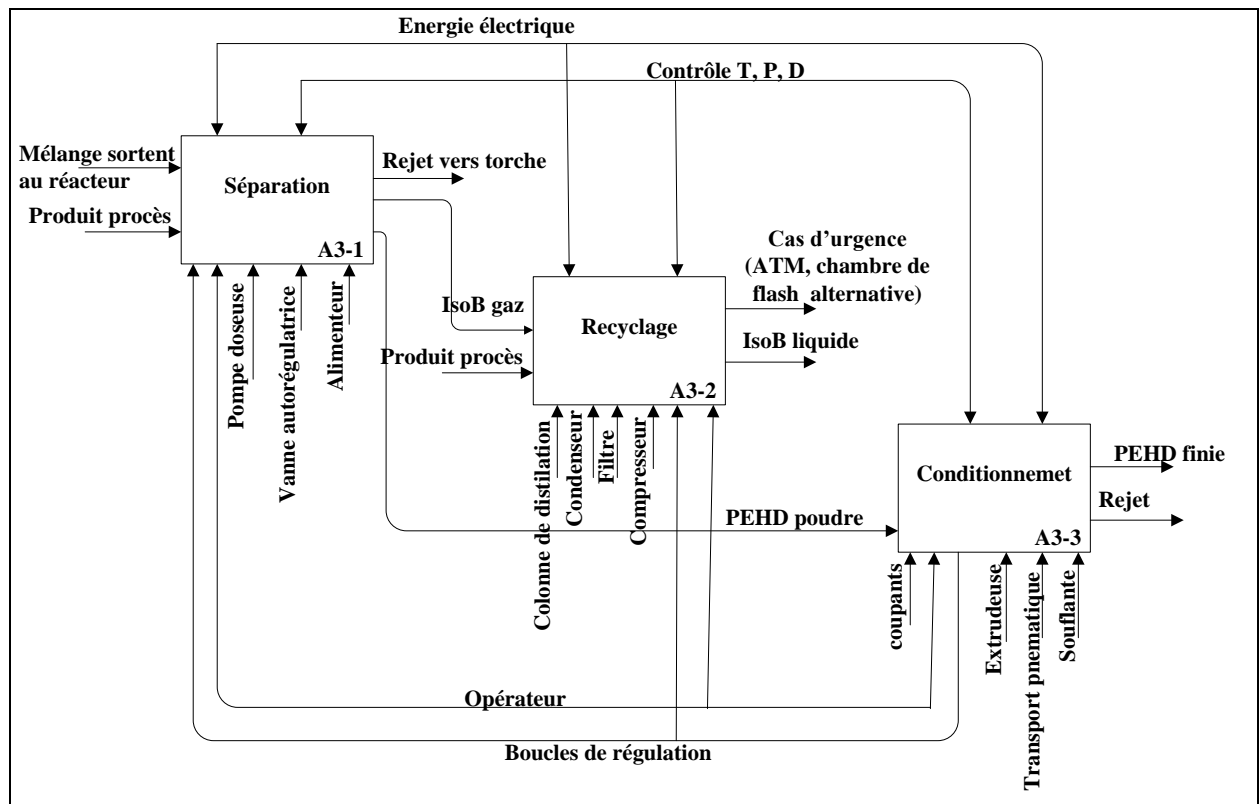


Fig.4. 5. Actigramme A3 Conditionnement et séparation [2]

Nous remarquons que le fonctionnement du système est bien clair avec ses différentes fonctionnalités à ce niveau de décomposition.

#### 4.1.2. Analyse dysfonctionnelle : Application de la méthode HAZOP à l'unité PEHD

##### 4.1.2.1. Description de la zone off-site

La zone off-site se compose de trois zones principales : la zone de stockage, la zone d'activation du catalyseur et la zone de traitement des rejets. Chaque zone contient plusieurs systèmes illustrés dans le tableau ci-dessous [3].

Tableau.4. 1. Identification des systèmes existant dans l'unité de PEHD

Système	Equipement	Composant
SS1 Bac d'Hexane 950-461 [Stockage d'hexane]	La robe [contient le produit (hexane)]	Trou d'home [inspection]
		Event-soupape PSV-46002 [Vanne de respiration pour détente de la pression et casse-vide, tarée à 300 mm H <sub>2</sub> O et -50 mm H <sub>2</sub> O]
		Système de drainage [récupérer les eaux pluviales ver la fosse de drainage]
	Le toit flottant [déplacement sur le produit]	Les événements de purge [assure la respiration]

		Joint d'étanchéité [assure une étanchéité entre les parois du bac. Extrémité du toit flottant]
		Les caissons [Assure la stabilité au dessous de produit]
	Le système de sécurité [protection du bac]	Sprinkler [éclatement a $T \geq 60^{\circ}\text{C}$ ]
		Membrane [Maintien d'eau]
		Tuyauteries [Tuyauterie d'eau et Tuyauterie d'azote]
		Contrôleur de pression PIC-46003 [Contrôle et indique la pression dans le bac sur DCS]
		Indicateur de niveau LI-45001 [indique le niveau dans le bac sur DCS et alarme de haut et faible niveau]
		Détecteur d'hexane [Alarme dans l'armoire de la salle contrôle]
Système split-range [Maintenu la pression dans le bac par PIC-46003 qui commande les vanne PV-46003A et PV-46003B]		
SS2 Bac d'isobutane 950-462 A/B [Stockage d'isobutane frais]	La robe [contient le produit (isobutane)]	Trou d'homme [inspection]
		Event-soupape [assure la respiration du bac PSV]
		Système de drainage [récupérer les eaux pluviales ver la fosse de drainage] La mise a la terre [décharge électrostatique et la foudre]
		Téton de décantation [Recueillir l'eau]
	Le système de sécurité [protégé les bacs]	Sprinkler [éclatement a $T \geq 600\text{C}$ ]
		Membrane [Maintien d'eau]
		Tuyauteries [Tuyauterie d'eau et Tuyauterie d'azote]
		Manomètre PI 68006/PI 68007 [Mesure la pression dans le bac]
		Indicateur de niveau LI-45003 / LI-45007 [indique le niveau dans le bac et signalisation en DCS avec alarme]
		Détecteur d'isobutane [Alarme sonneuse dans l'armoire de la salle contrôle]
		Thermomètre locale TI 49001/49003[Mesure la température dans le bac]
		Soupape de sécurité à la torche PSV46006/46007[Tarage à la

		pression 8.8 Kg/cm <sup>2</sup> g]	
SS5 Système d'activation	Pré-réchauffeur [purification de l'air instrument]	Pano de contrôle [contrôle la température dans le pré-réchauffeur]	
		Détecteur de température [indique la température]	
		Contrôleur de température [contrôlé la température]	
	Réservoir de charge [contient le produit (Catalyseur)]	Tarée [casse vide pour protégée le réservoir]	
		Soupape de sécurité [assure la respiration de réservoir]	
		Vanne de décharge [décharge du catalyseur]	
	Activateur [activation du catalyseur]	Dépôt interne [fluidisation du catalyseur]	
		Dépôt externe [Conservation de la température d'activation]	
		Filtre à air interne [filtrage de l'air d'activation éventé a l'atmosphère]	
		Refroidisseur d'air [refroidissement d'air d'activation avant le passage de celui-ci au filtre externe]	
		Filtre à air externe [filtrage de l'air d'activation (éliminée les particules >= 3µm)]	
		Soupape tarée [casse vide pour protégée l'activateur]	
		Préchauffeur [réchauffée l'air d'activation]	
	Four de l'activateur [maintien de la température d'activation]	Bruleur [allumage du four]	
		soufflante d'air de combustion [alimentation de l'air de combustion]	
		Filtre à air combustion [filtrage du combustible]	
	Circuit gaz nature [alimentation de la chaudière, l'activateur, et le magasin d'ensachage]	Poste détente [détente le gaz]	
		Conduit [transporté le gaz]	
	SS3 Système torche [Brulé tos les gazes refouler par les soupapes de sécurité]	Réservoir de la torche 950- 451[Séparation de l'eau et l'huile]	Deux cloisons [séparer les huiles et l'eau]
			Zone de récupération d'huile [récupéré l'huile]
Pompe 670-451		La pompe [Pompé l'eau de réservoir à la torche]	
La torche 950-452[bruler les rejets gazeux]			

**4.1.2.2. Tableau HAZOP de la zone off-site**

Tableau.4.2. Résultat d'application de l'HAZOP sur la zone off-site

N°	Mot guide	Paramètre	Déviaton	Cause possible	Conséquence	Protection	P	G	Recommandations
1	Plus	Pression dans l'écran flottant du Bac d'hexane	Haute pression	*Fermeture de la vanne PV 46003B *Défaillance du système « Split-range » *Défaillance du capteur de pression * lors du transfert de produit de la citerne vers le bac et la pompe ne s'arrête pas manuellement.	*Elévation de pression dans le Bac 950-461 *Rupture du Bac 950-461 qui peut causer la fuite de gaz et l'explosion	Système « Split-range », PV 46003A/B, PSV 46002(tarée au P =300 mmH2O), PIC 46003(Contrôleur de pression commandé PV46003 A/B), PT 46003(transmetteur de pression)	2	4	Inspection et visite périodique (test d'épreuve) Etalonnage des événements de purge (PSV) Contrôle de la pompe-670-462 de transfert (démarrage/arrêt)
		Pression dans le bac d'isobutane 950-462A/B	Haute pression	* Défaillance de PSV46006 *Défaillance du capteur de pression *vaporisation de produit	*Elévation de pression *Rupture + fuite + Explosion	PSV46006/46007 (Soupape de sécurité a la torche tarée à 8.8Kg/cm²g), PI48006/48007 (indicateur de pression), Vanne by passe	2	4	Inspection et visite périodique (contrôle CND) Etalonnage des événements de purge (PSV)
		Pression dans l'activateur 950-423	Haute pression	* Bouchage de filtre interne et/ou filtre externe *Défaillance des capteurs de pression * excès d'air ou d'azote	Explosion de l'activateur	PSE46175 et PSV46176 (tarée à 0,5 kg/cm² protection de l'activateur), PAH46188 sur DCS (alarme de la pression de rupture du disque de rupture de l'activateur 0.5Kg/cm²g), KY43502/43503/43504/43505(les soupapes installées sur le filtre à air interne350-423 tarée à 1.35Kg/cm²g)	2	4	Inspection et visite selon la fiche technique des équipements Etalonnage des PSV

Contribution à l'automatisation de l'analyse et de l'évaluation des risques dans les sites industriels

2	Pas	Niveau de produit	Bas Niveau (bac d'hexane 950-461)	<ul style="list-style-type: none"> <li>*fissure du bac du à la corrosion</li> <li>*Fatigue métal</li> <li>*Défaillance des indicateurs de niveau</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>*Fuite d'hexane</li> <li>*Emission atmosphérique</li> <li>*Cavite les pompes d'aspiration</li> <li>*déformation du bac</li> <li>*augmentation de volume d'azote + défaillance de la PCV 15288 + PV 46003 A/B et PSV 46002</li> </ul>	<p>LI 45001(Indicateur de niveau), LI45003/45007, LG45002/45006,</p> <p>LALL 45040(Alarme de niveau très bas 0%),</p> <p>Cuvette de rétention,</p> <p>PSV46002 (Casse vide tarée au 300mmH<sub>2</sub>O/-50mm H<sub>2</sub>O), YU42002 (fermeture de la vanne pour l'arrêt du système)</p> <p>Détecteur d'hexane (LIE 2,7% et LES 6,9% alarme sonore dans la salle de contrôle)</p>	2	3	<p>Teste d'épreuve (RDM) selon les fiches technique</p> <p>Inspection et vérification périodique de tous les accessoires du Bac (PSV, PCV, LG ...ect)</p>
			Bas niveau d'isobutane dans le bac950-462A/B	<ul style="list-style-type: none"> <li>*Corrosion</li> <li>*Fatigue métal</li> <li>*Défaillance des indicateurs de niveau</li> </ul> <p>LALL 45003/45007 défaillant</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>*Fuite d'isobutane</li> <li>*Cavite les pompes d'aspiration</li> </ul>	<p>LALL45040 (Alarme de niveau très bas 0%),</p> <p>PSV 46006/46007 (Casse vide tarée au 8.8Kg/cm<sup>2</sup>g), YY42004/YY42006 (L'arrêt d'urgence du système par la fermeture de ces vannes), Détecteur d'isobutane (LIE 1,8% et LES 8,5% alarme sonore dans la salle de contrôle)</p>	1	3	<p>Teste d'épreuve (RDM) chaque 3 ans</p> <p>Inspection et visite périodique des accessoires</p>
			Bas niveau d'eau dans la torche (garde hydraulique ) 950-452	<ul style="list-style-type: none"> <li>*défaillance d'installation</li> <li>* Défaut de l'instrumentation</li> <li>*vieillessement de la tuyauterie</li> <li>* manque d'eau</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>*Retour de flamme</li> <li>*Incendie</li> </ul>	<p>LIC45036 (contrôleur de niveau régler l'ouverture et la fermeture de la vanne LV45036), TL45036 LV45036 (boucle de régulation de niveau (Point de Consigne 32.4m<sup>3</sup>)), LC45055, vanne by passe (en cas un problème dans la vanne automatique</p>	1	3	<p>Inspection et visite périodique.</p> <p>Respecter les dates de la maintenance préventive.</p> <p>Injection des inhibiteurs de corrosion pour les tuyauteries.</p>

Contribution à l'automatisation de l'analyse et de l'évaluation des risques dans les sites industriels

						LY45036)			
	Plu	Niveau de prod	Haut niveau d'hexane dans le bac 950-461	*Défaillance des capteurs de niveau *Faute opératoire (Erreur humaine)	*Elévation de pression  *Emission de produit	LAH 45054(Alarme haute niveau 306,12 m <sup>3</sup> ) LSH (vanne de sécurité haute niveau)	1	3	Inspection et vérification périodique.  Formé les opérateurs.
Haut niveau d'isobutane dans le bac 950-462 A/B			*Défaillance des capteurs de niveau *Défaillances des instruments *Erreur humaine * Encrassement des niveaux a glace	* Elévation de pression *Emission de produit * Explosion	LAHH 45004(Alarme très haute niveau a 85%) LAH45003 (Alarme de niveau haut a 75%), LSHH 45004(vanne de sécurité de très haut niveau), LI45003 (Indicateur de niveau) Vanne by passe	1	3	Vérification et inspection périodique. Respecté les dates de la maintenance préventive. Changé les composants défaillant.	
Haut niveau de produit dans le système torche			*Défaillance des capteurs de niveau  *Erreur humaine  * Encrassement des niveaux a glace	Pompage de la flamme d  E la torche.	LAH45033 (Alarme niveau haut), LAH45056 (Alarme niveau haut), LSH45033 (vanne de sécurité niveau haut), LSH45056 (vanne de sécurité niveau haut)	2	4	Vérification et inspection périodique.  Respecté les dates de la maintenance préventive.  Changé les composants défaillant.	
3	Moins	Température	faible Température dans l'activateur	*Le programme du système d'activation ne fonctionne pas  *Défaillance des capteurs de température *coincement de la vanne d'alimentation de gaz naturel fermé * Bas débit GN de combustion	*Le catalyseur ne s'active pas	TIC47083 (contrôleur de température), TY 47083(Vanne d'alimentation de gaz naturel automatique), TV 47038 (Vanne d'alimentation de gaz), TT 47089 A/B (Transmetteur de température)	1	2	Vérification et inspection périodique.  Respecté les dates de la maintenance préventive.  Changé les composants défaillant.
			Faible température dans le système torche	*Défaillance des capteurs de température *Manque de gaz naturel et d'air usine	*Pollution	TAL-47024, TAL-47025, TAL-47026 (des alarmes de température bas), FIC-44030(règle l'ouverture et la fermeture de la vanne FV-44030 d'alimentation de vapeur)	1	3	Vérification et inspection périodique. Respecté les dates de la maintenance préventive. Changé les composants défaillant.

#### 4.1.2.3. Description de la zone humide

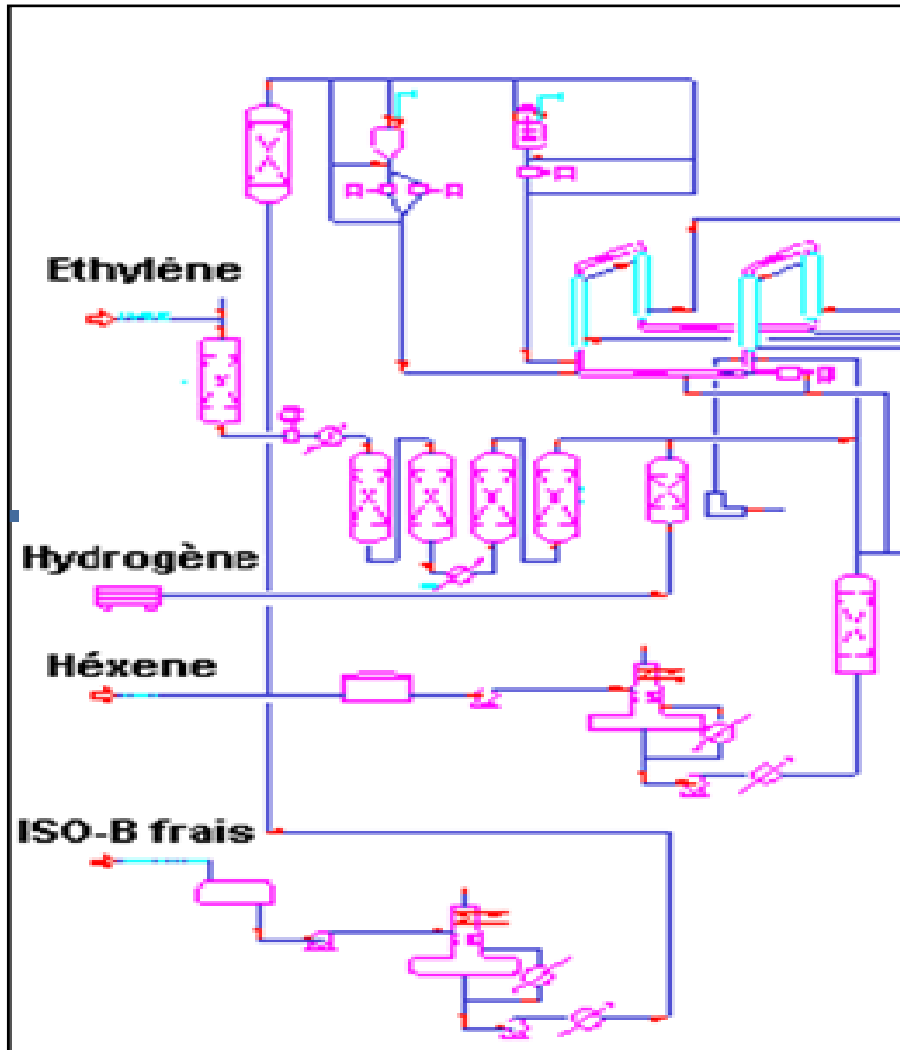


Fig.4. 6. PFD de la zone humide [4]

Après le stockage dans la zone off-site, les matières premières sont exploitées dans le procédé de PEHD à travers la zone de réaction. Cette zone renferme de plusieurs systèmes, les réacteurs de purification des matières premières (Réacteur d'élimination d'acétylène de l'éthylène 950-101, Réacteur d'élimination de O<sub>2</sub> 950-103, Réacteur d'élimination de CO 950-104, Réacteur d'élimination de CO<sub>2</sub> 950-106, Réacteur d'élimination de H<sub>2</sub>O 950-107, colonne de dégazage d'hexane 950-111 et colonne de dégazage d'isobutane 950-121), le réacteur de polymérisation 950-155, le système de vaporisation et de séchage du polymère (la Chambre de flash 950-161, la Colonne de purge 950-162).

#### 4.1.2.4. Application de l'HAZOP sur la zone humide

Tableau.4. 3. Résultats d'application de l'HAZOP sur la zone humide

L'unité	Paramètre	Déviations	Causes possibles	Conséquences	Moyen de sécurité	P	G	Recommandations
<b>Compresseur d'éthylène (160-101)</b>	Pression	Pas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Problème au niveau du CP1K</li> <li>• Fermeture de la vanne YV 42001</li> <li>• Vanne régulatrice (PV16012) défaillante (ouverte complètement)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Compresseur s'arrête</li> <li>• La réaction s'arrête</li> </ul>	PIC 16012, PY16012, PV16012, PALL16303	2	3	
		Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Vanne régulatrice (PV16012) fermé</li> <li>• La vanne PV</li> <li>• Faute opératoire (Erreur humain)</li> <li>• Défaillance des capteurs</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Explosion</li> </ul>	PIC 16012, PY16012, PV16012, PSV tares à 64Kg/ cm <sup>2</sup> g	2	3	
	Débit	Pas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Le compresseur ne débite pas (défaillance mécanique)</li> <li>• Manque de débit en amont</li> <li>• Vanne se ferme YV 42001 ou PV 16002</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Effet sur le compresseur</li> <li>• Rupture de la réaction</li> </ul>	PIC-16012, PV-16012	2	3	
		Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Les mêmes que la pression plus (causes, effets)</li> </ul>					
	Température	plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mauvaise lubrification système en rotation</li> <li>• Défaillance des capteurs de température</li> <li>• Non-conformité d'huile utilisée</li> </ul>	Incendie	TAH17010, TAHH17010, JAHH13417, JAH13417,	2	3	
		Moins	L'éthylène reçu est liquide	Défaillance de l'évaporateur de CP1K				
<b>Les traiteurs (950-101, 950-103, 950-106, 950-107)</b>	Pression	Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Fermeture de la vanne PC 16012</li> <li>• Faute opératoire (E-H)</li> <li>• Capteur défaillant</li> <li>• Colmatage de tamis moléculaire</li> <li>• Bouchage du Filtre</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Explosion</li> <li>Nuage de gaz</li> </ul>	PSV s , PSE s	2	4	

			<ul style="list-style-type: none"> <li>• Fermeture de la vanne FV 14072</li> <li>• Bouchage tronçon alimentation principale du réacteur</li> </ul>					
		Moins	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Fuite</li> <li>• Corrosion de la tuyauterie</li> <li>• Une PSV détarée</li> </ul>	Pollution de l'environnement	Détecteurs de gaz, Alarme sonore dans la salle de contrôle	2	4	
	Température	Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Polymérisation de l'éthylène dans le traiteur 107</li> </ul>	Rupture du traiteur Fusion des supports de catalyseur Colmatage du tamis moléculaire	TAH>140°C, TAHH-17019/17020/17021, TAHH-17010, TAHH-17026/17027/17028, JAH-13417	2	4	
<b>Le réacteur (950-155)</b>	Température	Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Emballement de la réaction</li> <li>• Arrêt de la pompe de refroidissement</li> <li>• Taux d'hexane élevé</li> <li>• Problème dans le système de contrôle en cascade.</li> <li>• Du polymère dépose sur le thermocouple de contrôle de réacteur</li> <li>• Fuite d'un doseur du catalyseur</li> <li>• Faute opératoire (E-H)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Problème de Fouling (encrassement de réacteur)</li> <li>• Bouchage de réacteur</li> <li>• Explosion</li> </ul>	TIC-17169, TI-17173, THH	2	4	
		Moins	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Poisons dans le réacteur</li> <li>• Bouchage d'un doseur de catalyseur</li> <li>• Défaillance dans le système de refroidissements (ouverte plus)</li> <li>• Faute opératoire (E-H)</li> <li>• Trop d'A.S.A (Anti Statique Agent)</li> <li>• Défaillance du système Kill</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Produit hors spécification</li> <li>• Perte de réaction</li> </ul>	TIC-17169, TI-17173,	2	2	
						3	4	

	Pression	Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Bouchage dans les vannes de décantation</li> <li>• Bouchage dans la vanne PTO</li> <li>• Fermeture des vannes de blocage</li> <li>• Faute opératoire (E-H)</li> <li>• Capteur de pression défaillant</li> <li>• Trop d'isobutane</li> <li>• Trop d'éthylène</li> <li>• Un bouchage dans les lignes de flashe.</li> <li>• Bouchage a l'entrée de la chambre de flash</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Explosion</li> <li>• Arrêt de production</li> <li>• Fuite de gaz a l'extérieure</li> <li>• Encrassement du réacteur</li> <li>• Défaillance de la pompe réacteur</li> </ul>	PIC-16147, TP-16147, PSHH-16149 A/B PAHH-16149, PSV-16141 A/PSE-16140 A (P ≥,56.3 kg/cm²g) PSV-16141 B/PSE-16140 B (P ≥59.12 kg/cm²g), PSV-16145 A/PSE-16144 A (P ≥,56.3 kg/cm²g), PSV-16145 B/PSE-16144 B (P ≥59.12 kg/cm²g), YV-12071, YV-12072, Kill système	2	4	
		Moins	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Fermeture de la vanne d'alimentation d'isobutane</li> <li>• Fermeture de la vanne d'alimentation d'éthylène</li> <li>• Arrêt compresseur d'éthylène</li> <li>• Fermeture de la vanne principale d'alimentation</li> <li>• Arrêt de la pompe d'alimentation</li> <li>• Une vanne PTO fuyarde par le siège</li> <li>• Perte du plein liquide **</li> <li>• Ouverture de(s) vanne (s) d'urgence (s)</li> <li>• Défaillance du système Kill</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cavitation de la pompe réacteur</li> <li>• Risque d'encrassement du réacteur</li> <li>• Produit non conforme</li> </ul>	PALL-16148, PIC-16147, TP-16147, PSSL-16148 A/B, YV-12071, YV-12072	2	3	
	Débit d'éthylène	Moins	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Restriction du flux</li> <li>• Fermeture de la vanne d'alimentation d'éthylène</li> <li>• Déclenchement de la pompe d'éthylène au niveau de CP1K</li> <li>• Déclenchement du compresseur d'éthylène</li> <li>• Bouchage d'un traiteur</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Produit hors spécification</li> </ul>	FIC-14072, FQI-14072, AIC-13015A, vanne manuel (by-pass),	3	4	Démarré le deuxième compresseur d'éthylène,
						2	2	Installé des pompes en redondance (stand-by) au niveau de CP1K où le bac de

			<ul style="list-style-type: none"> <li>• Défaillance de la vanne automatique d'éthylène</li> </ul>					stockage d'éthylène,
		Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Vanne automatique ouverte plus d'ouverture normal</li> <li>• Faute opératoire (E-H)</li> <li>• Fausse indication (capteur défaillant)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Pression augmente + T<sup>0</sup> augmente → encrassement</li> <li>• Perte du plein liquide du réacteur</li> <li>• Produit hors spécification</li> </ul>	FIC-14072, FQI-14072, AIC-13015A,	2 2 2	3 3 2	Inspection et visite périodique
		Pas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Manque de produit (cavitation pompe d'éthylène au niveau du CPIK)</li> <li>• Compresseur d'éthylène défaillant</li> <li>• Coupure d'électricité</li> <li>• La vanne d'alimentation bloquée fermé</li> <li>• Bouchage franc au niveau d'un traiteur</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Cavitation de la pompe réacteur</li> <li>• Arrêt de la production</li> </ul>	FIC-14072, FQI-14072, AIC-13015A,	3 4	3 1	Démarré le deuxième compresseur d'éthylène,  Installer des pompes en redondance (stand-by) au niveau de CPIK où le bac de stockage d'éthylène,
	Débit d'isobutane	Moins	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Défaillance de la pompe d'isobutane</li> <li>• Défaillance de la vanne d'alimentation</li> <li>• Fausse indication (capteur défaillant)</li> <li>• Bouchage de la ligne d'entrée du réacteur</li> <li>• Faute opératoire (E-H)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Augmentation de taux de polymère dans le réacteur</li> <li>• → Cavitation de la pompe réacteur</li> <li>• Encrassement</li> <li>• Produit hors spécification</li> </ul>	FIC-14070, deuxième vanne manuel (by-passe), Mesure Gamma gauge	2 2 2	3 3 2	Installé une deuxième pompe en redondance (stand-by) avec la première.  Remise en fonction de mesure Gamma gauge
		Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Défaillance de la vanne d'alimentation</li> <li>• Capteur défaillant</li> <li>• Faute opératoire (E-H)</li> </ul>	Produit non conforme	FIC-14070, FQI-14070, NIC-13584, vanne manuel (by-pass) , Mesure Gamma gauge	2	1	Remise en fonction de mesure Gamma gauge
		pas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Défaillance de la pompe</li> <li>• Défaillance de la vanne d'alimentation (Bloqué fermé 0%)</li> <li>• Coupure d'électricité</li> <li>• Bouchage entrée réacteur</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Encrassement du réacteur</li> </ul>	FIC-14070, FQI-14070, NIC-13584, vanne manuel (by-pass)	3	3	Installé une deuxième pompe en redondance (stand-by) avec la première.  Remise en fonction

								de mesure Gamma gauge
	Débit d'Hexane	Moins	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Vanne d'alimentation défectueuse</li> <li>• Bouchage du sécheur</li> <li>• Faute opératoire (E-H)</li> <li>• Fausse indication</li> <li>• Pompe défectueuse</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Produit non conforme</li> </ul>	FIC-14071, FQI-14071, AIC-13015B, AI-13020 B, FAL-14071, vanne manuel (by-pass)	2	2	Perfectionner le circuit d'alimentation (état des pompes par la maintenance préventive)
		Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Vanne d'alimentation bloquée ouverte</li> <li>• Fausse indication</li> <li>• Faute opératoire (E-H)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Encrassement du réacteur</li> <li>• Produit hors spécification</li> </ul>	FIC-14071, FQI-14071, AIC-13015B, AI-13020 B, vanne manuel (by-pass)	2	3	
		Pas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Pompe défectueuse</li> <li>• Bouchage franc du sécheur</li> <li>• Fermeture de la vanne d'alimentation</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Produit hors spécification</li> </ul>	FIC-14071, FQI-14071, AIC-13015B, AI-13020 B, vanne manuel (by-pass)	2	2	
<b>Système d'addition de catalyseur</b>	Débit	Moins	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Bouchage partiel au niveau du circuit catalyseur</li> <li>• Mauvais dosage du doseur de catalyseur (Doseur défectueux)</li> <li>• Défaillance de la vanne de pressurisation du pot de catalyseur</li> <li>• Fin de catalyseur dans le pot</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Réaction faible</li> <li>• Augmentation de la concentration d'éthylène dans le réacteur</li> <li>• Produit hors spécification</li> </ul>		1	4	
		Plus	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Doseur de catalyseur fuyard</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Emballement de la réaction</li> </ul>		1	4	

### 4.1.3. Evaluation des risques du système par la matrice de criticité

Jusqu'ici nous n'avons pas situé le travail d'analyse par rapport à des objectifs. Dans un premier temps, il est nécessaire de construire un outil qui permet de concrétiser ces objectifs. Celui choisi est la grille gravité x probabilités. Nous négocions les niveaux des deux axes de la grille. Nous construisons des axes à quatre niveaux (nombre pair afin de ne pas se situer à un niveau médian). Dans un deuxième temps, il est nécessaire de faire passer la frontière entre ce qui acceptable et ce qui ne l'est pas. Ceci constitue le deuxième niveau de négociation.

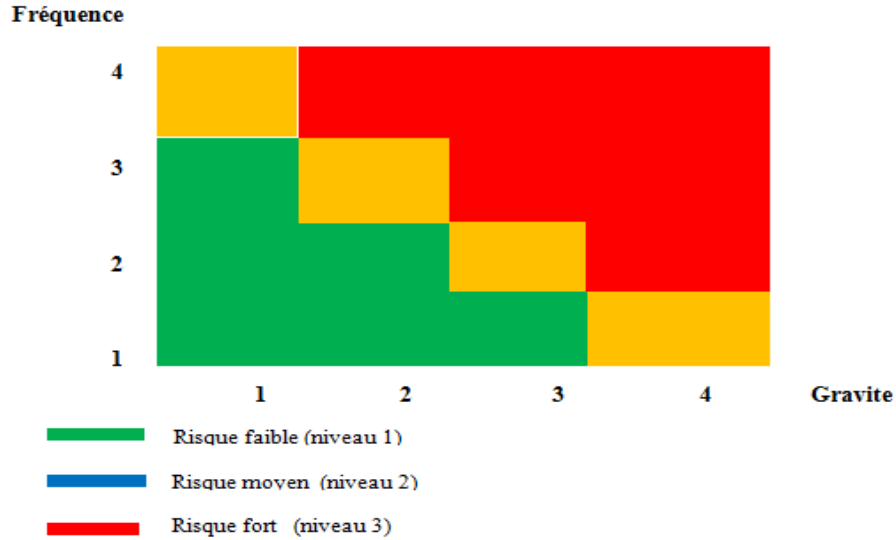


Fig. 4. 7. Grille de Criticité

Le tableau 4.4 résume la situation des scénarios dans les grilles  $G \times F$  et la hiérarchisation de ces derniers.

Tableau.4. 4. Scénarios d'accidents retenus par l'HAZOP

Scenarios	Probabilité(F)	Gravité (G)
<b>Sc1 : Explosion</b>	<b>2</b>	<b>4</b>
<b>Sc2 : Cavitation de la pompe + Déformation des bacs</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
<b>Sc3 : Retour de flamme + incendie</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
<b>Sc4 : Emission de produit</b>	<b>1</b>	<b>3</b>
<b>Sc5 : Pollution (au niveau du système torche)</b>	<b>1</b>	<b>3</b>

<b>Sc6 : Catalyseur n'active pas</b>	<b>1</b>	<b>2</b>
<b>Sc7 : Explosion au niveau du compresseur d'éthylène</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
<b>Sc8 : Incendie au niveau du compresseur d'éthylène</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
<b>Sc9 : Explosion + Nuage de gaz au niveau de traiteurs</b>	<b>2</b>	<b>4</b>
<b>Sc10 : Explosion + incendie au niveau de traiteurs</b>	<b>2</b>	<b>4</b>
<b>Sc11 : Explosion + incendie au niveau de réacteur</b>	<b>2</b>	<b>4</b>
<b>Sc12 : Encrassement du réacteur</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
<b>Sc13 : Intoxication au niveau d'addition de catalyseur</b>	<b>1</b>	<b>4</b>
<b>Sc14 : Incendie au niveau d'addition de catalyseur</b>	<b>1</b>	<b>4</b>

On peut ainsi situer les scénarios dans la grille  $G \times F$  afin de voir s'ils sont dans le domaine de l'acceptabilité ou de l'inacceptabilité.

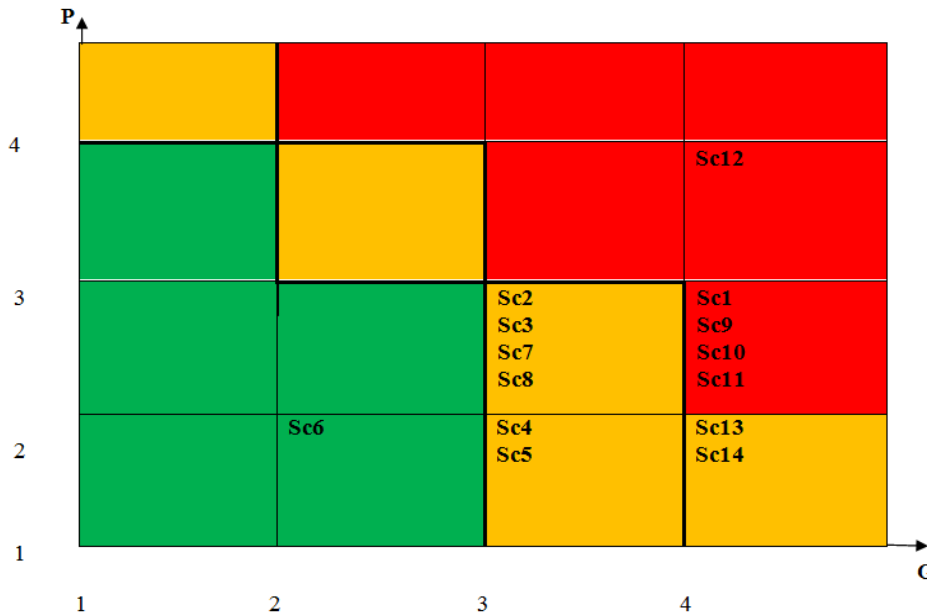


Fig.4. 8. Classification des scénarios dans la Grille de Criticité

#### 4.1.4. Analyse des résultats

D'après les différents scénarios résultant de l'analyse HAZOP, nous remarquons que le système le plus critique dans l'unité CP2K est le réacteur 950-155, et les scénarios les plus critiques sont : Sc1, Sc9, Sc10, Sc11, Sc12, Sc13, Sc14. Tous les scénarios critiques sont liés au réacteur 950-155. Les scénarios accidentels les plus critiques retenus des résultats de l'application de la méthode HAZOP au réacteur sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau.4. 5. Scénario critique retenus de l'étude HAZOP.

N <sup>o</sup>	Scénario	Causes	Description	Criticité
01	Encrassement du réacteur	Pas d'isobutane	Solidification du contenu du réacteur (PEHD), et colmatage des lignes d'entrée et instrument y compris la pompe du réacteur. Un arrêt de production au minimum de 06 mois.	Sc12
		Pas d'éthylène		
02	Explosion + Incendie	Trop de température	Elévation brusque et incontrôlée de la température qui induit à une élévation de la pression dans le réacteur, ou bien de pression sans ou avec élévation de température plus incapacité de refroidissement ni Kill système, et bouchage de PSV avec des blocs polymère (défaut de lavage), conduisant à l'éclatement de la garniture de la pompe réacteur et déversement du contenu de réacteur à très haute pression qui donne une explosion énorme avec incendie.	Sc1+Sc9+Sc10 + Sc11 + Sc12
		Trop de pression	Destruction de plus 60% du bâtiment réacteur avec arrêt de production de minimum 15 mois.	

Suivant le tableau ci-dessus on observe que l'encrassement du réacteur est le scénario le plus grave et le plus redoutable puis l'explosion et l'incendie, la première cause de l'encrassement du réacteur est la pompe d'isobutane de recyclage. Pour cela nous avons proposé une analyse AMDEC appliquée à cette pompe pour améliorer sa fiabilité.

#### 4.1.5. Application de la méthode AMDEC à la pompe d'isobutane de recyclage 670-172 B

Avant d'appliquer la méthode AMDEC sur la pompe d'isobutane, nous décrivons cette pompe avec sa fonctionnalité et ces composants puis nous appliquons la méthode AMDEC.

##### 4.1.5.1. Description de la pompe d'isobutane de recyclage 670-172 B

La pompe d'alimentation d'isobutane de recyclage au sécheur est centrifuge à grande vitesse, marque SUNDYNE, fonctionnant à 12.290 rpm, actionnée par moteur électrique. La pompe dont le corps est en acier au carbone et les internes sont en acier inoxydable,

possèdent des conditions de design pour la pression et la température respectivement de 69,3 kg/cm<sup>2</sup> et 70°C. La pompe dispose d'un système de réfrigération conformément au Plan API-B, d'un système de lubrification moyennant huile légère et d'un système de balayage selon API-52. Cette pompe fournit un débit de 32,6 m<sup>3</sup>/h, à une pression de refoulement de 58,8 kg/cm<sup>2</sup>. Le débit minimum de la pompe 670-172 B est maintenu par le contrôleur de débit FIC-14216, avec signalisation sur DCS et alarmes de haute et bas débit. Ce contrôleur possède une indication de débit sur DCS, avec alarme de haut et faible débit. Le point de consigne de ce contrôleur maintient la vanne FV-14216 de recirculation d'isobutane de recyclage vers le réservoir 950-176, à une ouverture telle qu'on puisse exiger à tout moment, un débit minimum d'isobutane de 22,8 m<sup>3</sup>/h. Dans le cas où la 670-172B se trouverait en marche, on maintient son débit minimum moyennant le contrôleur de débit FIC-14230 avec signalisation sur DCS et alarmes de haut et faible débit. Le point de consigne de ce contrôleur maintient la vanne FV-14230 de recirculation d'isobutane de recyclage au Réservoir 950-176, avec une ouverture telle qu'on puisse exiger à tout moment à la pompe, le débit minimum d'isobutane de 22,8 m<sup>3</sup>/h. A l'impulsion de chacune des pompes il y a un manomètre PI-18226 pour la 670-172A et PI-18227 pour la 670-172B. On prévoit pour chacune des pompes une ligne d'évent, avec vanne manuelle normalement fermée, pour le retour du produit au Réservoir 950-176.

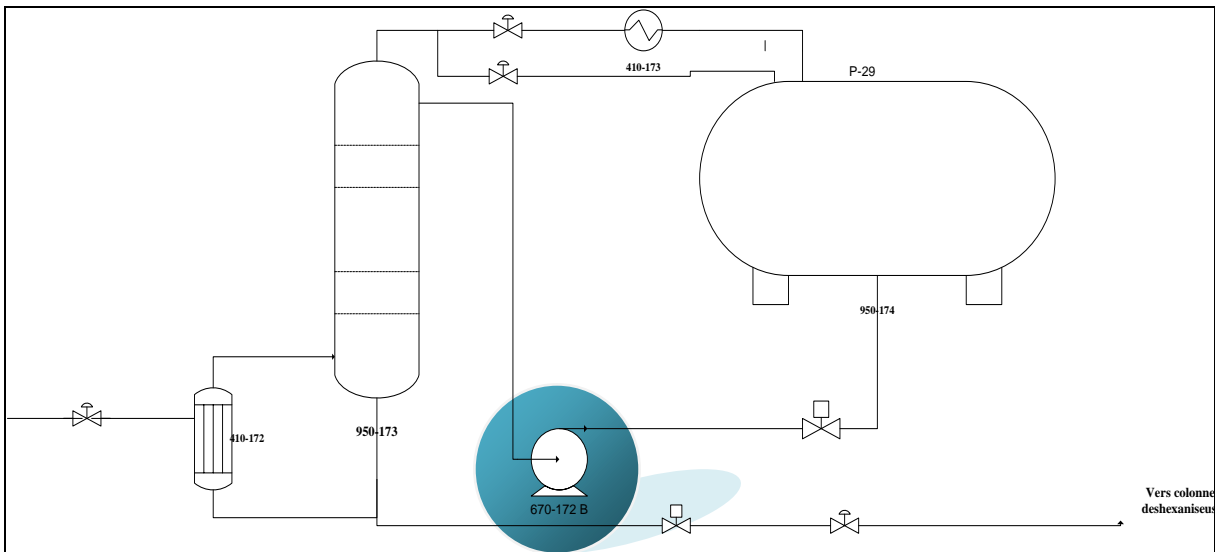


Fig.4. 9. PFD Colonne isobutane de recyclage

#### 4.1.5.2. Application de la méthode AMDEC sur la pompe 670-172 B

Cette pompe est un élément principal dans l'unité PEHD (CP2K), car l'isobutane de recyclage joue un rôle primordial pour la production de PEHD (Poly Ethylène Haute Densité), il est utilisé comme un solvant dans la réaction, outil de sécurité et système de lavage pour protéger le réacteur, d'où l'importance de la pompe. Afin d'assurer le bon fonctionnement de cette pompe nous avons proposé une étude préventive appliquée à cet équipement, en

exploitant la méthode AMDEC. Avant l'application de la méthode AMDEC on a vu l'historique de cette pompe dans l'année 2013, puis nous avons calculé les indicateurs de sûreté de fonctionnement de cette pompe.

#### 4.1.5.3. Historique de la pompe 670-172

En date du 31-07-2013, la défaillance de la pompe d'isobutane a causé un arrêt de production qui a duré presque 06 mois. Le tableau suivant présente les temps de fonctionnement de cette pompe pour l'année 2013.

Tableau.4. 6 Historique de la pompe d'isobutane de recyclage de l'année 2013.

Mois	Jan	Fév.	Mar	Avr	Mai	Juin	Juillet	Aout	Sept	Oct	Nov
TBF	744	672	744	720	744	720	744	720	0	0	13min
TTR	0	0	0	0	0	0	0	24	720	744	719,48

#### 4.1.5.4. Etude FMD de la pompe 670-172

Dans notre application nous avons focalisé notre étude au premier temps sur le calcul de la fiabilité (Reliability en anglais), la maintenabilité (Maintenability en anglais) et la disponibilité (Availability en anglais) de la pompe d'iso butane de recyclage 670-172 et cela à l'aide de l'étude FMD. Pour calculer les paramètres FMD nous utilisons la loi exponentielle, et nous supposons que le taux de défaillance et le taux de réparation soient constants. D'après les données réelles obtenues de l'industrie sur l'historique des pannes et les interventions sur les pompes concernant la pompe 670-172 (Fig 4.9), les paramètres de la sûreté de fonctionnement (MTBF, MTTR, le taux de défaillances  $\lambda$  et le taux de réparation  $\mu$ ) sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau.4.7. les paramètres de la Sdf de la pompe d'isobutane de recyclage

	MTBF (h)	MTTR (h)	$\lambda$ (déf/h)	$\mu$ (rép/h)	D∞%
<b>P 670-172</b>	<b>1161.6</b>	<b>590.4</b>	<b><math>8.64 \cdot 10^{-5}</math></b>	<b><math>1.69 \cdot 10^{-3}</math></b>	<b>0,66</b>

La figure 4. 10 présente l'allure de fiabilité de la pompe d'isobutane de recyclage, cette pompe n'est pas fiable, car sa fiabilité diminue avec le temps jusqu'à presque 0 à 275 h.

La figure 4. 11 présente l'allure du maintenabilité de la pompe d'isobutane de recyclage, sa maintenabilité augmente en fonction du temps car cette pompe tombe en panne fréquemment.

La figure 4. 12 présente la courbe de disponibilité, on constate que la pompe n'est pas disponible sur un intervalle de temps très important.

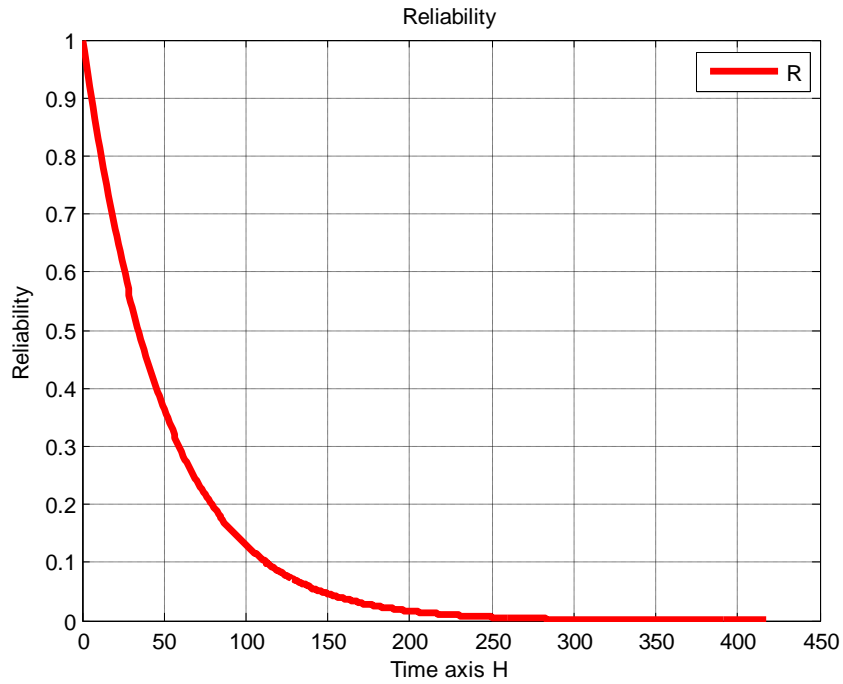


Fig. 4.10. Allure de la fiabilité de la pompe 670-172

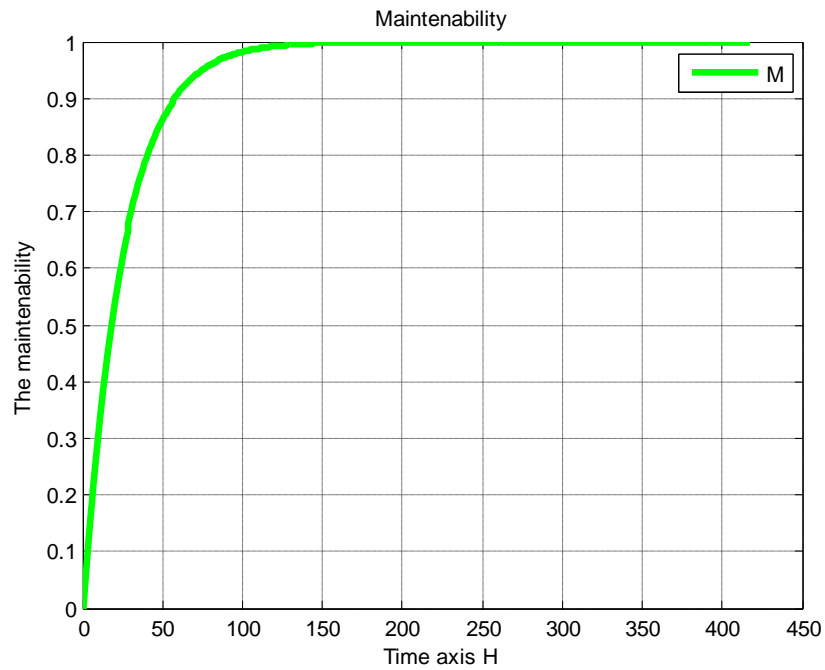


Fig.4. 11. Allure de la maintenabilité de la pompe 670-172

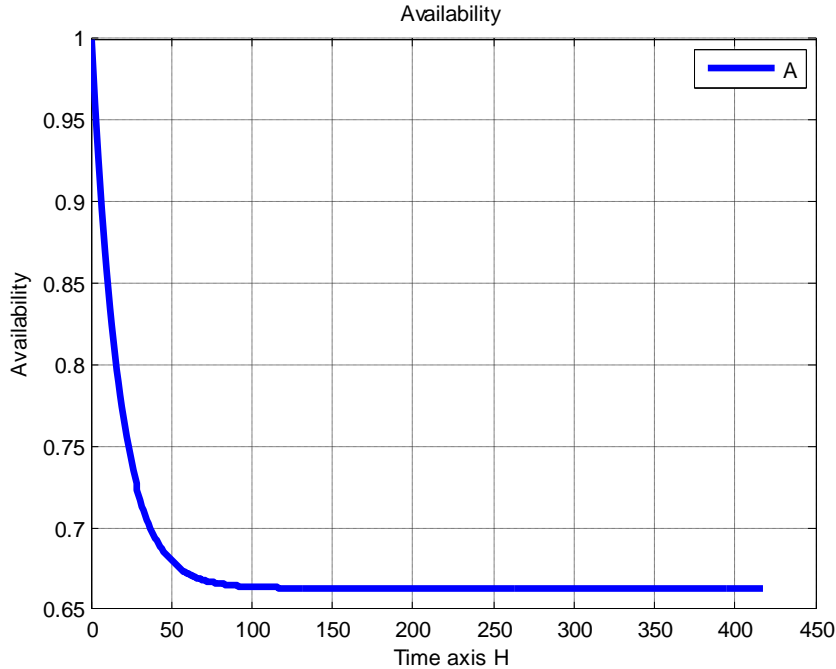


Fig.4. 12. Allure de la disponibilité de la pompe 670-172

#### 4.1.5.5. Analyse fonctionnelle

Nous utilisons la méthode SADT pour décomposer le système et déceler les principaux sous-systèmes élémentaires pour les étudier. L'actigramme A0 (figure 4. 13) présente la fonctionnalité principale "Déplacer l'isobutane de recyclage". Une décomposition de cette fonctionnalité peut révéler, dans l'actigramme A0 détaillé, trois sous-fonctionnalités "Transformer l'énergie électrique en énergie mécanique ", "Transmettre l'énergie mécanique" et "Déplacer l'isobutane de recyclage" (figure 4. 14)

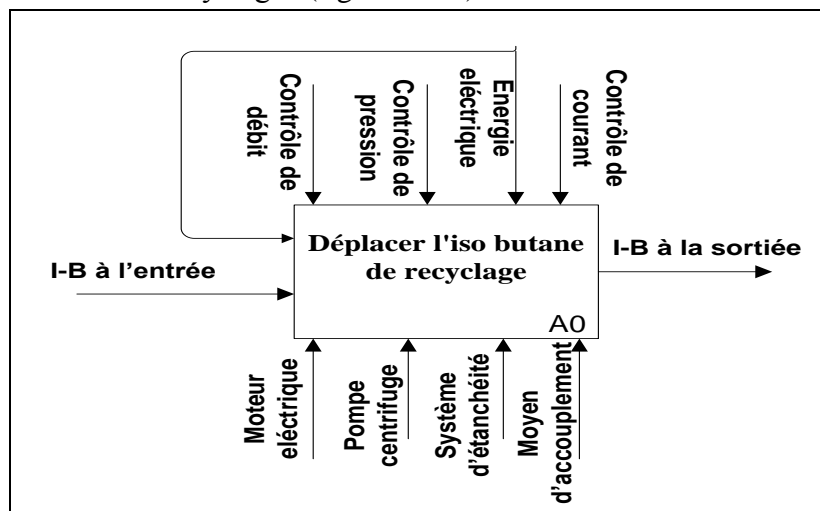


Fig.4. 13. Actigramme SADT A0 de la pompe d'isobutane de recyclage

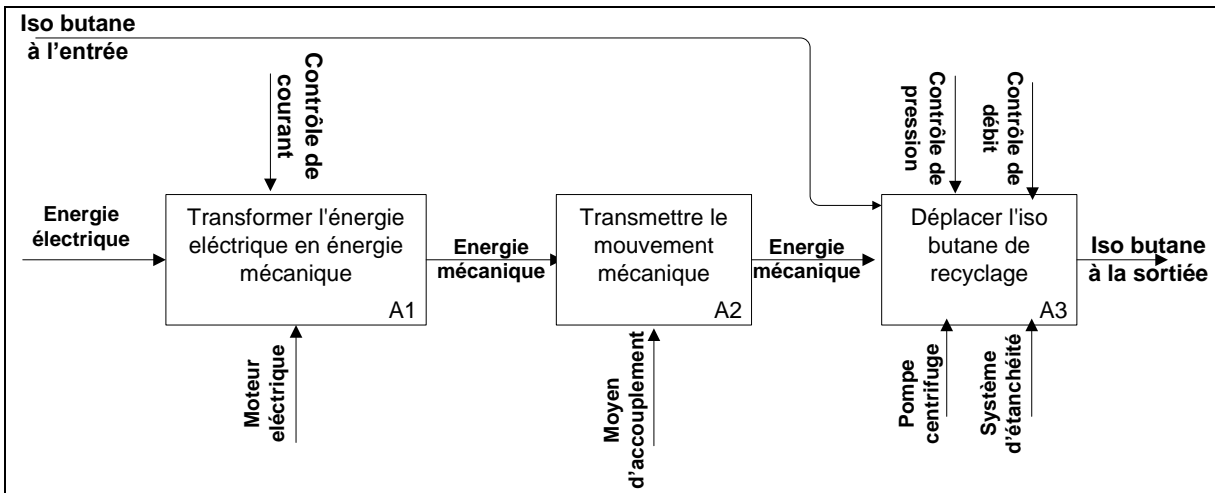


Fig.4.14. Actigramme A0 détaillé de déplacer l'isobutane de recyclage

Nous remarquons que le fonctionnement du système est bien clair avec ses différentes fonctionnalités à ce niveau de décomposition.

#### 4.1.5.6. Application de la méthode AMDEC à la pompe d'iso butane de recyclage

L'application de l'AMDEC sur la pompe est résumée dans le tableau suivant :

Tableau. 4.8. Résultats d'application d'AMDEC sur la pompe d'isobutane de recyclage

Sous-système : pompe									
Sous-système	Fonction	Mode de défaillance	Cause de défaillance	Effet	Détection	Criticité			Action à engager
						F	G	C	
Rotor	Assure le mouvement de rotation et transforme l'énergie mécanique appliquée à l'arbre de la machine en énergie cinétique.	Rupture d'arbre	- Travail en surcharge - corrosion. - désalignement. - Défaut de lubrification.	- Vibration de la pompe - la pompe fonctionne mais ne fournit pas de débit. - cavitation	- Visuel - Faible débit - bruit	1	3	3	- contrôler l'usure de l'arbre - contrôler l'état de corrosion - nettoyer l'arbre - effectuer les vidange nécessaire - Ouvrir et nettoyer la pompe.
		déformation d'arbre	- Travail en surcharge. - désalignement. - Puissance absorbée par la pompe excessive	- Surchauffe et grippage de la pompe - La pompe vibre ou est bruyante. - La pompe ne fonctionne pas	- Visuel - bruit - échauffement	1	3	3	- examiner les pièces fragile - contrôler l'état de corrosion - nettoyer l'arbre. - Vérifier que les faux ronds d'arbre sont dans les limites acceptables. - Contrôler l'étanchéité d'arbre
		- Blocage des roulements - déformation des roulements - desserrage des roulements - cassure des roulements	- Défaut lubrification. - Mauvais montage. - Charge anormale sur le rotor. - peut-être desserré. - la contamination. - type incorrect de Roulement.	- La pompe fonctionne main ne fournit pas de liquide. - débit insuffisant. - La pompe vibre ou est bruyante.	- Faible débit - Visuel - Bruit	1	2	2	- effectuer les vidange nécessaire - vérifier les pièces fragiles - Remplacer les roulements endommagés.

		- Blocage de la roue - cassure de la roue	- Cavitation - Pièce rotative frottant sur une pièce fixe à l'intérieur. - Absence de lubrification des roulements. la pompe n'est pas immergé	- Débit insuffisant - Pression de refoulement insuffisante. - vibration de la pompe - des vibrations.	- visuel - Faible débit	1	2	2	- Démontez la roue et la nettoyez. - vérifiez la méthode de montage, l'endommagement possibles ou l'état de propreté pendant le montage
<b>Corps de la pompe</b>		- cassure de diffuseur - Déformation de diffuseur	- Cavitation - Surchauffe - érosion	- Débit insuffisant - vibration - fuite	- Fuite - Visuel - faible débit	1	2	2	- vérifier la méthode de montage, l'endommagement possibles ou l'état de propreté pendant le montage - démonter le diffuseur et le nettoyer
		- Corrosion - érosion	- La caractéristique du produit pompé - milieu extérieur - fuite	- Mauvaise fonctionnement de la pompe - la pompe est bruyante.		1	2	2	- Changer le joint de corps. - contrôler les joints de bride.
		- Cassure de la volute - usure de la volute	- Cavitation - haut débit - érosion - corrosion - Vibration	- Fuite excessive - Mauvaise fonctionnement de la pompe - Fuite du corps de pompe.	- Fuite - Visuel - Vibration - Bruit	1	3	3	- Opération de ressuage sur le corps de pompe. - Remplacement du corps de la pompe fissuré.
<b>paliers</b>	- Guider et supporter le rotor	- Usure des paliers - cassure de paliers - Echauffement	- Travail en surcharge - l'arbre courbé - fatigue	- Vibration - Bruyante	- Visuel - Bruit - capteur de température (TG)	1	3	3	- vidange et remplissage d'huile des paliers - Echange standard des paliers de la pompe. - rajout d'une nouvelle ligne de refroidissement.
<b>garniture d'étanchéité</b>	- réduire ou éliminer les fuites	- usure de la garniture	- Faible durée de vie de la garniture. - Garniture mécanique mal installé - fatigue	- échauffement - fuite	- Fuite d'huile	2	4	8	- vérifier ou réparer l'étanchéité
<b>système de refroidissement</b>	- Refroidir le système	- bouchage du circuit liquide de refroidissement - fuite	- température très basse - vieillissement - érosion - corrosion	- échauffement - vaporisation du liquide pompé - cavitation - augmentation de pression - vibration	- visuel - capteur de pression (PG) - capteur de température (TG) - bruit	2	4	8	- Nettoyage du circuit de refroidissement de la pompe - Réglage de niveau de liquide de refroidissement

Après l'application de la méthode AMDEC sur la pompe d'iso butane de recyclage, nous extrayons les scénarios et les actions correctives suivants:

Tableau.4.9. Les scénarios critiques retenus de l'analyse AMDEC

L'élément	C	Action corrective
Garniture d'étanchéité	8	- Changer la garniture
Système de refroidissement	8	- Nettoyage du circuit de refroidissement de la pompe. - Réglage de niveau de liquide de refroidissement.

#### 4.1.6. Simulation des scénarios critiques

La simulation des scénarios nous permet de déduire l'impact de ces accidents. Pour simuler ces scénarios nous utilisons le logiciel ALOHA (Aerial Locations of Hazardous Atmospher). ALOHA est un logiciel qui modélise la dispersion atmosphérique de divers produits chimiques et estime leurs concentrations à différentes distances de la source de rejet. Après la simulation nous obtenons les résultats illustrés sur les figures 4.15- 4.24.

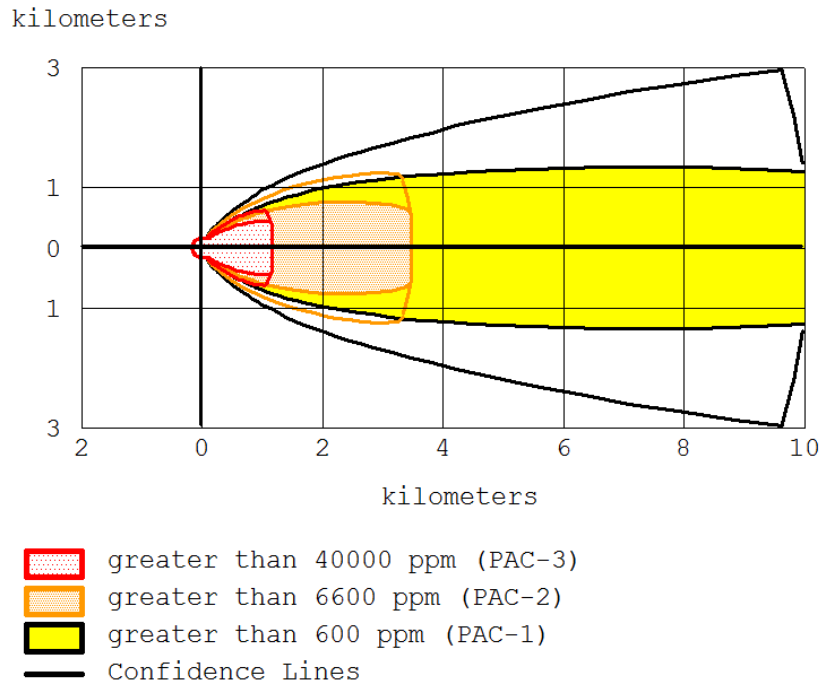


Fig.4. 15. Concentration du polluant en ppm dans les régions touchées (simulation d'explosion de réacteur).

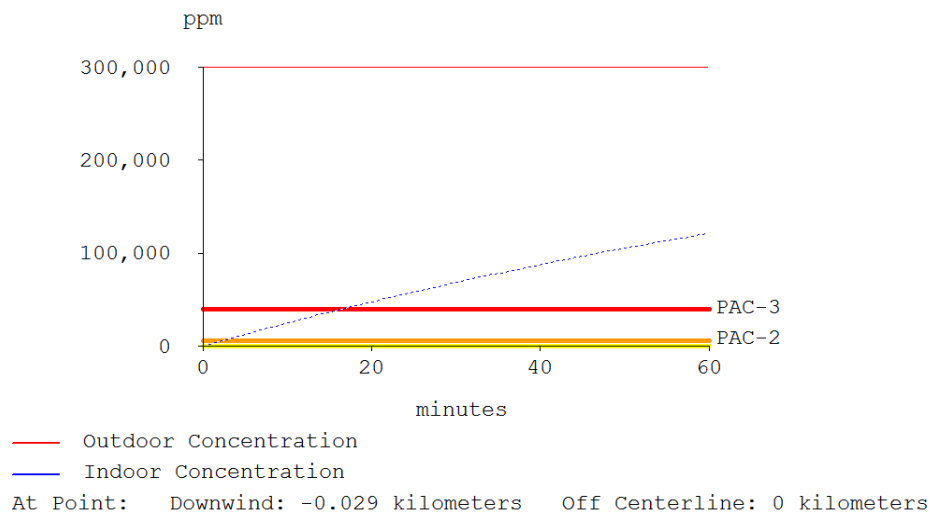


Fig.4. 16. Concentration du polluant au point (0 Km, 0 Km)

Les figures.4.15-4.19 présentent les zones menacées par la pollution due à l'éthylène qui peut atteindre une concentration maximale de 300000 ppm sur une distance de 1.18 Km de la source, puis diminuer à 40000 ppm sur une distance de 3.44K m et atteindre les 6000ppm sur les dix kilomètres qui suivent.

Les figures 4. 16- 4. 19 illustrent aussi le déplacement du nuage suite à un relâchement accidentel. Il présente les concentrations estimées d'éthylène (en ppm) dans l'air extérieur en fonction du temps (de 1 à 60 minutes).

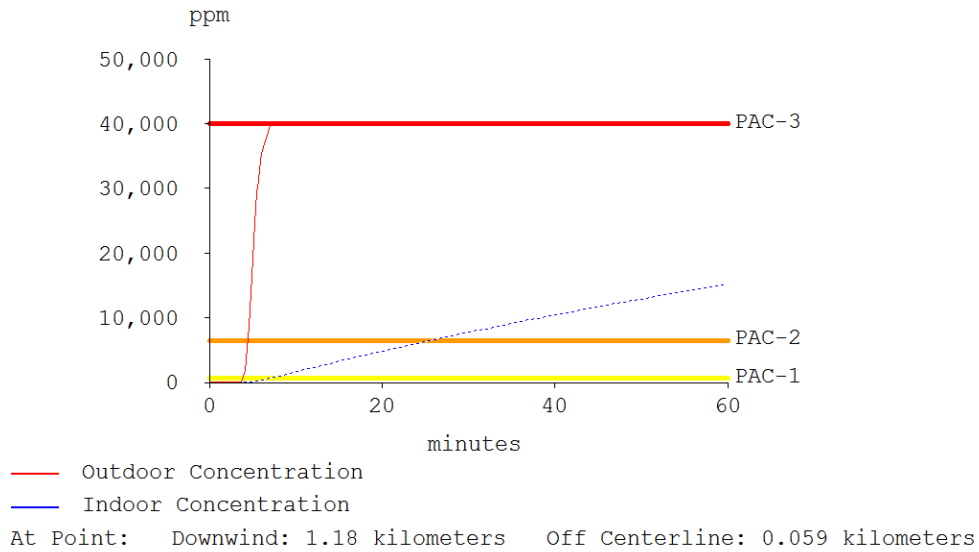


Fig.4. 17. Concentration du polluant au point (1.18 Km, 0 Km)

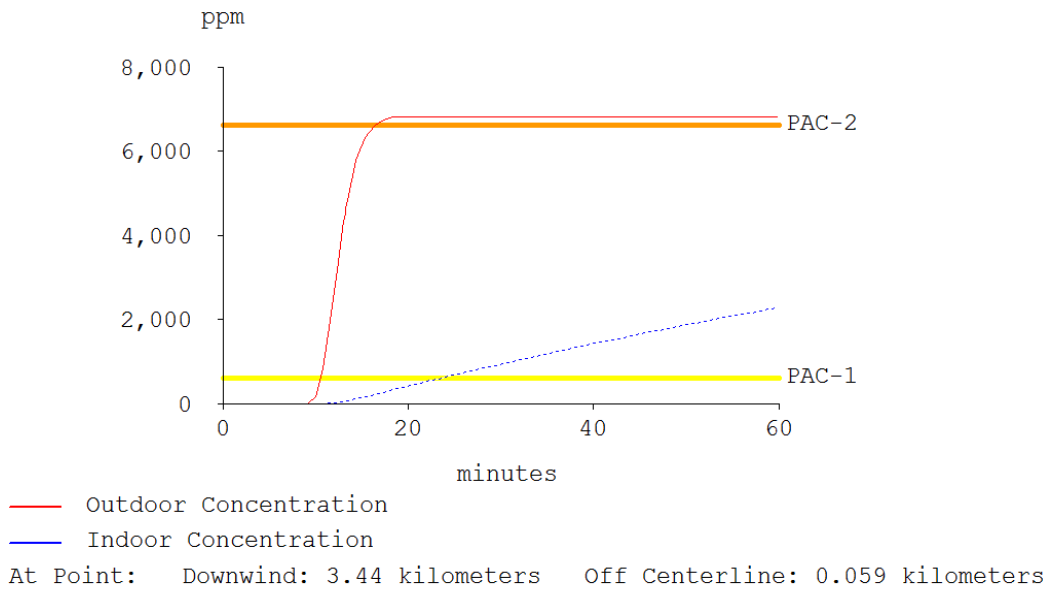


Fig.4.18. Concentration du polluant au point (3.44 Km, 0m)

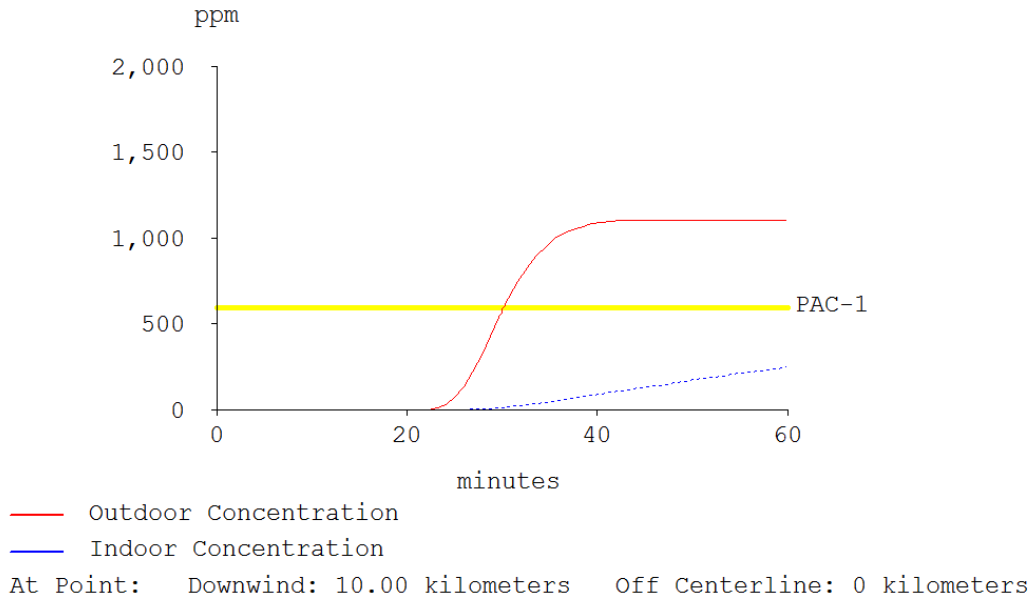


Fig.4.19. Concentration du polluant au point (10 Km, 0m)

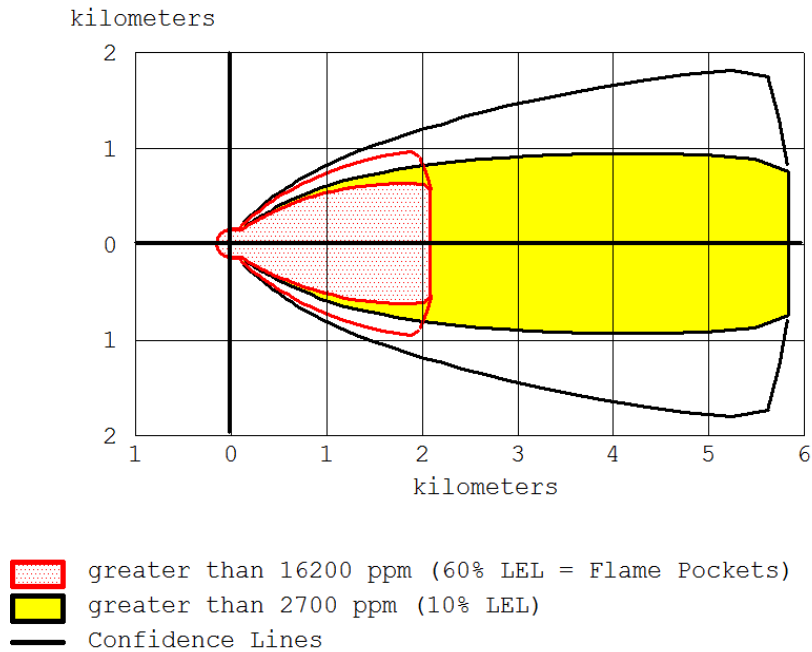


Fig.4.20. Dispersion d'inflammabilité suivant l'explosion du réacteur

Les figures 4.20 - 4.23 présentent les deux zones menacées par la pollution par la matière d'inflammabilité qui peut atteindre une concentration maximale de 300000 ppm sur une distance de 2 Km de la source, puis diminuer à 16000 ppm (60% LEL) sur une distance de 8.81 Km pour atteindre les 3000 ppm (10% LEL) sur les cinq kilomètres qui suivent.

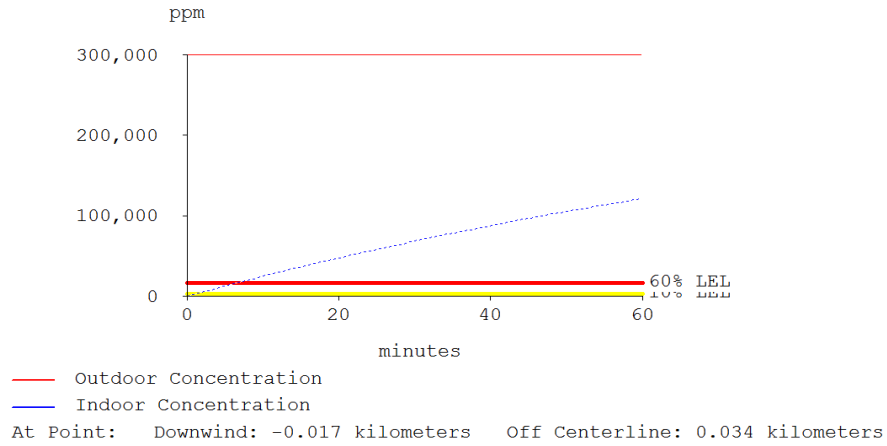


Fig.4.21. La concentration de la matière inflammable au centre d'explosion

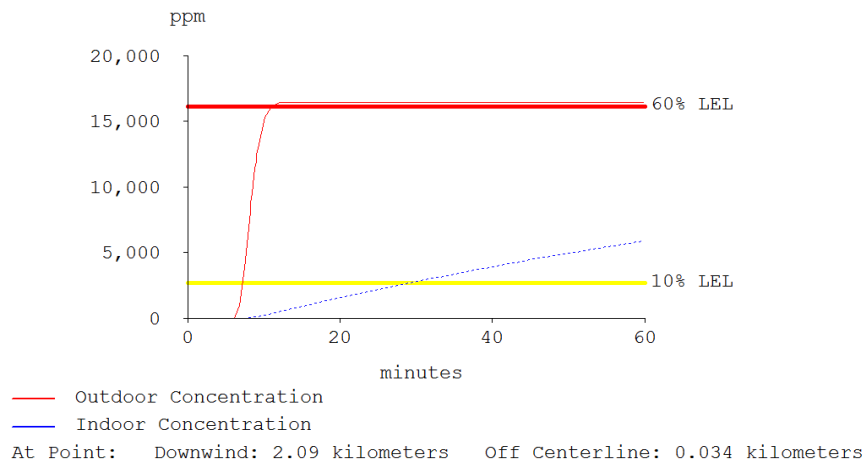


Fig.4. 22. La concentration de la matière inflammable dans la zone 2

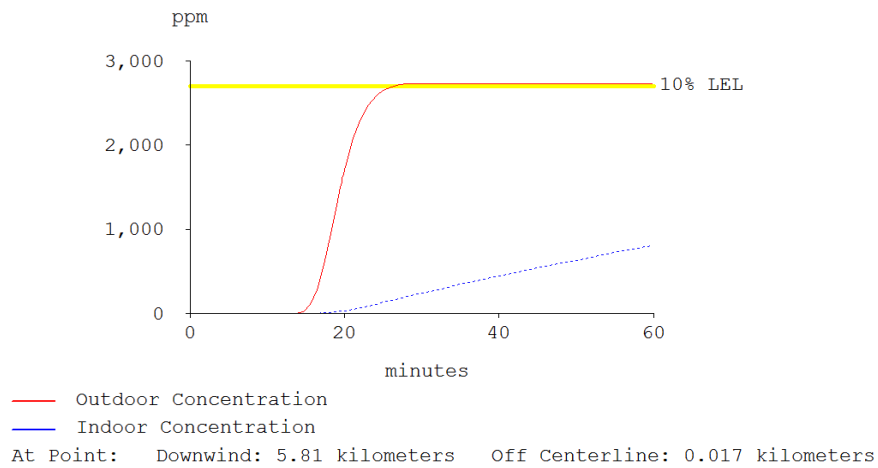


Fig.4. 23. La concentration de la matière inflammable dans la fin de la zone 2

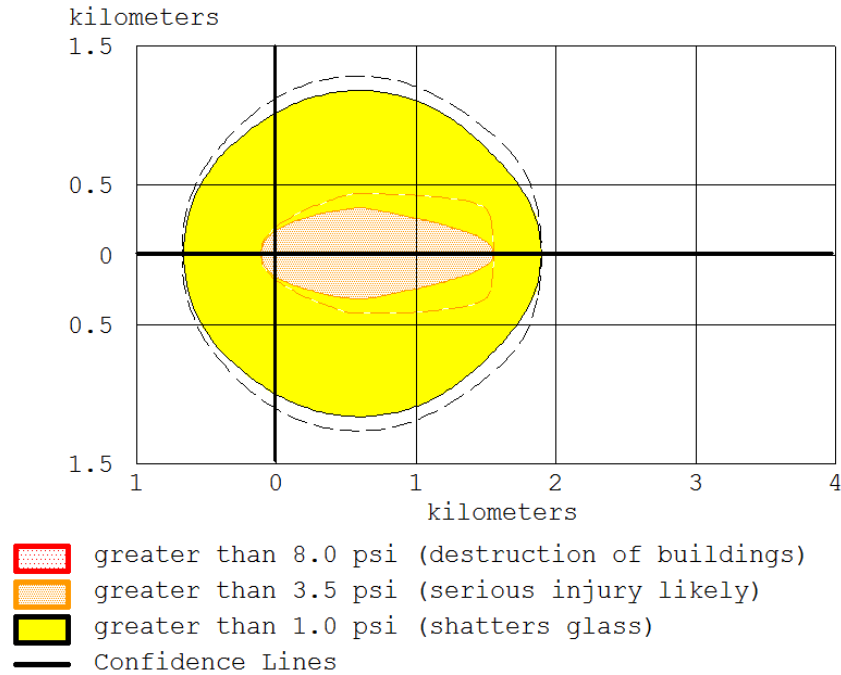


Fig.4. 24. L'effet de surpression suivant l'explosion du réacteur

La figure 4. 24 présente une modélisation des menaces thermiques sur les régions avoisinantes, et illustre les différentes régions à différents niveaux de surpression dus à l'onde de pression du phénomène de Boilover, cette surpression a atteint 3.5 PSI sur un périmètre de 1.55 Km (zone orange) ce qui a provoqué des atteintes sérieuses au niveau des biens et de l'être humain. Alors que la zone jaune avait un taux de surpression égale à 1PSI et à ce niveau les atteintes se limitent aux destructions des verres.

#### 4.2. Analyse économique des risques industriels

Dans cette partie nous mettrons en évidence la gravité des scénarios extraits par l'HAZOP. Dans cet objectif, nous devons déterminer le coût de la facture des risques encourus et ce à partir des scénarios extraits dans les analyses faites précédemment. Les différents équipements et installations pouvant être touchés, dans ces scénarios sont présentés dans le tableau 4.10. Les coûts de ces installations sont résumés dans les figures 4.25- 4.26.

Tableau.4. 10. Coût des installations se trouvant dans le rayon d'impact touchée par les deux scénarios

N°	Scénario	N°	Equipements peuvent être endommagés	Nbr	Date Acquis	Tx actu	Tx corrigé	Valeur Acquis (× 10 <sup>3</sup> \$)	Valeur actuelle (× 10 <sup>3</sup> \$)	Val à neuf (× 10 <sup>3</sup> \$)	Tx Fiable	Valeur Marchande (× 10 <sup>3</sup> \$)
01	Encrassement du réacteur	01	Pompe du réacteur	01	2000	2,4	1,17142857	339,5	814,80	954,48	0,7188	686,08
		02	Patte de décantation	06	1998	2,93	1,10851852	66	193,38	214,36	0,7845	168,17
		03	Instrumentation entrante dans le réacteur : Vanne, détecteurs, mesure, soupape...etc	-	2000	2,4	1,08888889	500 Par Estimation	1200	1306,66	0,6125	800,33
02	Explosion + Incendie	01	Bascule cylindre catalyseur 8%	01	2000	2,4	1,08888889	11,6	27,84	30,31	0,6125	18,57
		02	Bascule cylindre catalyseur 1.5%	01	2000	2,4	1,08888889	5,9	14,16		0,6125	9,44
		03	Bascule cylindre XPF catalyseur	02	2000	2,4	1,17142857	8,3	19,92	15,42	0,7845	18,31
		04	Booster gaz de recyclage	01	2000	2,4	1,17142857	20,2	48,48	23,33	0,7845	44,55
		05	Compresseur éthylène	02	2000	2,4	1,17142857	1500,3	3600,72	56,79	0,7845	3309,01
		06	Educteur anti statique au réacteur	01	1999	2,72	1,17142857	2,5	6,00	4218	0,7845	5,51
		07	Compresseur gaz de recyclage	02	1999	2,72	1,17142857	2474,9	6731,73	7,03	0,7845	6307,07
		08	Compresseur de propane	01	1999	2,72	1,17142857	354	962,88	8039,61	0,7845	902,14
		09	Compresseur de gaz de purge	01	2000	2,4	1,17142857	1177,5	3202,2	1149,95	0,7845	3000,76
		10	Pont roulant inférieur réacteur	01	2000	2,4	1,17142857	8	19,20	3825,61	0,7845	17,64
		11	Monorail tête de réacteur	02	2000	2,4	1,17142857	8	19,20	22,49	0,7845	17,64
		12	Monorail économiseur propane	01	2000	2,4	1,17142857	8	19,20	22,49	0,7845	17,64
		13	Monorail refroidisseur isobutane de recyclage	01	2000	2,4	1,17142857	8	19,20	22,49	0,7845	17,64
		14	Monorail condenseur colonne de recyclage	01	2000	2,4	1,17142857	8	19,20	22,49	0,7845	17,64
		15	Monorail refroidisseur latérale colonne de recyclage	01	2000	2,4	1,17142857	8	19,20	22,49	0,7845	17,64
		16	Monte charge de réacteur	01	2000	2,4	1,17142857	117,3	281,52	329,78	0,7845	258,71
		17	Mélangeur statique hexane	01	2001	2,31	1,16500000	5,8	13,40	15,61	0,7845	12,25
		18	Mélangeur statique hexane isobutane de recyclage	01	2001	2,31	1,08555556	4,2	9,70	10,53	0,6125	6,45
		19	Mélangeur coulis XPF	02	2001	2,31	1,08555556	32,3	74,61	81,00	0,6125	49,61
		20	Mélangeur à rouleaux bidon XPF	01	2001	2,31	1,08555556	2,7	6,24	6,77	0,6125	4,15

Contribution à l'automatisation de l'analyse et de l'évaluation des risques dans les sites industriels

21	Mélangeur statique réfrigèrent réacteur	01	2001	2,31	1,08555556	20	46,20	50,15	0,6125	30,72
22	Vanne relative colonne de purge	02	2000	2,4	1,17142857	110,3	264,72	310,10	0,7845	243,27
23	Vanne rotative filtre à manche colonne de purge	01	2000	2,4	1,17142857	21,4	51,36	60,16	0,7845	47,20
24	Filtre d'aspiration compresseur d'éthylène	01	1999	2,72	1,08555556	84,3	229,29	248,91	0,7845	195,27
25	Vanne rotative chambre de flash alternative	01	2000	2,4	1,17142857	49,5	118,80	139,17	0,7845	109,18
26	Filtre d'hexane au réacteur	01	2000	2,4	1,08888889	3,4	8,16	8,89	0,6125	5,44
27	Filtre d'isobutane de recyclage au réacteur	01	2000	2,4	1,17142857	6,5	15,60	18,27	0,7845	14,34
28	Filtre d'hydrogène au réacteur	01	2000	2,4	1,17142857	5	12	14,05	0,6125	8,61
29	Filtre coulis XPF	02	2000	2,4	1,08888889	21,1	50,64	55,14	0,6125	33,77
30	Cyclones catalyseur PF	04	2000	2,4	1,08888889	68,3	163,92	178,49	0,6125	109,33
31	Filtre catalyseur PF	02	2000	2,4	1,08888889	8	19,20	20,91	0,6125	12,81
32	Filtre trémie collectrice catalyseur	02	2000	2,4	1,08888889	8	19,20	20,91	0,6125	12,81
33	Filtre antistatique au réacteur	02	2000	2,4	1,17142857	8	19,20	22,49	0,7845	17,64
34	Filtre condensat système de réfrigération	02	2000	2,4	1,08888889	12,7	30,48	33,18	0,6125	20,32
35	Cyclone de fines chambre de flash	01	2000	2,4	1,08888889	62,6	150,24	163,59	0,6125	100,20
36	Filtre à manche colonne de flash	01	2000	2,4	1,08888889	188,4	452,16	492,35	0,6125	301,57
37	Filtre à manche colonne de purge	01	2000	2,4	1,08888889	45,1	108,24	117,86	0,6125	72,19
38	Filtre de garde gaz de recyclage	02	2000	2,4	1,08888889	19,4	46,56	50,70	0,6125	31,05
39	Filtre gaz de purge	02	2000	2,4	1,08888889	21,6	51,84	56,45	0,6125	34,57
40	Réchauffeur éthylène	01	1998	2,93	1,10851852	47	131,17	152,65	0,6125	93,5
41	Refroidisseur éthylène entrée sécheurs	01	1998	2,93	1,10851852	50	146,5	162,39	0,6125	99,46
42	Condenseur colonne dégazage hexane-1	01	2000	2,4	1,08888889	16	38,4	41,81	0,6125	25,61
43	Rebouilleur colonne dégazage hexane-1	01	1998	2,93	1,10851852	13,9	40,72	45,14	0,6125	27,65
44	Refroidisseur hexane-1 au sécheur	01	1998	2,93	1,10851852	21,5	62,99	69,83	0,6125	42,77
45	Condenseur colonne dégazage isobutane frais	01	2000	2,4	1,08888889	15,6	37,44	40,76	0,6125	24,97

Contribution à l'automatisation de l'analyse et de l'évaluation des risques dans les sites industriels

46	Rebouilleur colonne dégazage isobutane frais	01	1998	2,93	1,10851852	12,5	36,62	40,6	0,6125	24,86
47	Refroidisseur isobutane frais aux sècheurs	01	1998	2,93	1,10851852	22,7	66,51	73,72	0,6125	32,42
48	Refroidisseur isobutane régénération sècheurs	01	1998	2,93	1,10851852	16,3	47,75	52,94	0,6125	32,42
49	Refroidisseur réfrigérant réacteur	03	1998	2,93	1,10851852	150	439,50	487,19	0,6125	298,41
50	Rebouilleur colonne de recyclage	01	1998	2,93	1,10851852	27,7	81,16	89,97	0,6125	55,11
51	Condenseur colonne de recyclage	01	2000	2,4	1,08888889	70,8	169,92	185,02	0,6125	113,33
52	Condenseur colonne évent éthylène	01	2000	2,4	1,08888889	52,4	125,76	136,93	0,6125	83,87
53	Economiseur propane réfrigération	01	2000	2,4	1,08888889	25,4	60,96	66,37	0,6125	40,65
54	Refroidisseur isobutane recyclage aux sècheurs	02	1998	2,93	1,10851852	49,9	146,20	162,07	0,6125	99,26
55	Rebouilleur des hexaneuses	01	1998	2,93	1,10851852	13,9	40,72	45,14	0,6125	27,65
56	Condenseur des hexaneuse	01	2000	2,4	1,08888889	23	55,2	60,1	0,6125	36,80
57	Refroidisseur extra latéral colonne recyclage	01	1998	2,93	1,10851852	33,9	99,33	110,11	0,6125	67,44
58	Condenseur propane	01	2000	2,4	1,08888889	67,7	162,48	176,92	0,6125	108,37
59	Refroidisseur huile compresseur propane	01	1998	2,93	1,10851852	47,2	138,30	167,24	0,83	138,81
60	Refroidisseur gaz purge sortie booster	01	1998	2,93	1,10851852	223,8	655,73	792,96	0,83	658,16
61	Echangeur de charge compresseur azote purge	01	1998	2,93	1,10851852	24,5	71,78	79,57	0,6125	48,73
62	Echangeur de charge fond sépara final comp purge	01	1998	2,93	1,10851852	23,1	67,68	75,02	0,6125	45,94
63	Condenseur gaz de purge	02	2000	2,4	1,08888889	41,7	100,08	108,97	0,6125	66,74
64	Réchauffeur azote gaz purge	01	1998	2,93	1,10851852	23	67,39	74,7	0,6125	45,75
65	Pompe d'hexane aux sècheurs	02	2000	2,4	1,17142857	104,5	250,8	293,79	0,6125	169,94
66	Pompe isobutane frais aux sècheurs	02	2000	2,4	1,17142857	148,6	356,64	417,77	0,6125	255,88
67	Pompe d'alimentation slury XPF au réacteur	02	2000	2,4	1,17142857	64,4	154,56	181,06	0,83	150,28
68	Pompe catalyseur 1,5%	01	2000	2,4	1,17142857	6,9	16,56	18,03	0,6125	11,04
69	Pompe catalyseur 8%	02	2000	2,4	1,08888889	20,6	49,44	53,83	0,6125	32,97
70	Pompe du réacteur	01	2000	2,4	1,17142857	339,5	814,80	954,48	0,7188	686,08
71	Pompe de réfrigération du réacteur	01	2000	2,4	1,17142857	150	360,00	421,71	0,7188	330,83

Contribution à l'automatisation de l'analyse et de l'évaluation des risques dans les sites industriels

72	Pompe de condensat colonne de purge	02	2000	2,4	1,08888889	113,1	271,44	295,57	0,6125	181,04
73	Pompe de reflux colonne de recyclage	02	2000	2,4	1,08888889	33,7	80,88	88,07	0,6125	53,94
74	Pompe d'isobutane de recyclage aux sécheurs	02	2000	2,4	1,08888889	157,8	378,72	412,38	0,6125	252,59
75	Pompe reflux des hexaneuse	02	2000	2,4	1,08888889	30,6	73,44	79,96	0,6125	48,98
76	Pompe d'alimentation d'isobutane au dégazage	02	2000	2,4	1,08888889	88,6	212,64	231,54	0,6125	141,81
77	Réacteur d'élimination d'acétylène d'éthylène	01	1998	2,93	1,20928571	45,3	132,72	160,5	0,6125	98,31
78	Réacteur d'élimination d'O2 d'éthylène	02	1998	2,93	1,10851852	189,5	555,23	615,48	0,6125	376,98
79	Réacteur d'élimination de CO d'éthylène	02	1998	2,93	1,10851852	189,5	555,23	615,48	0,6125	376,98
80	Séparateur de refroidissement éthylène au réacteur	01	1998	2,93	1,10851852	27,3	79,98	88,66	0,6125	54,3
81	Réacteur d'élimination de CO2 d'éthylène	02	1998	2,93	1,10851852	261	764,73	847,71	0,6125	519,22
82	Sécheurs d'éthylène	02	1998	2,93	1,10851852	237,1	694,7	770,09	0,6125	471,68
83	Colonne de dégazage d'éthylène	01	1998	2,93	1,10851852	27,1	79,40	88,1	0,6125	53,91
84	Colonne de dégazage d'isobutane frais	01	1998	2,93	1,10851852	23,8	69,73	77,3	0,6125	47,34
85	Sécheur d'isobutane de recyclage	02	2000	2,4	1,08888889	200,2	480,48	523,19	0,6125	320,45
86	Réservoir de mélange de couliss XPF	02	1999	2,72	1,19428571	59,9	162,93	194,58	0,7845	152,65
87	Réservoir de catalyseur PF	04	1999	2,72	1,19428571	83,2	226,30	270,27	0,7845	212,03
88	Trémie collectrice catalyseur	01	1999	2,72	1,19428571	30,6	83,23	99,40	0,7845	77,98
89	Pot de garde du catalyseur	01	2000	2,4	1,17142857	7,2	17,28	20,24	0,7845	15,88
90	Réservoir d'inhibiteur de réaction	02	1999	2,72	1,10074074	6,3	17,14	18,86	0,6125	11,55
91	Pot d'addition antistatique	01	2000	2,4	1,17142857	3,3	7,92	9,28	0,7845	7,28
92	Réservoir de mélange d'antistatique	01	1999	3,72	1,26571429	5,9	21,95	27,78	0,7845	21,79
93	Réservoir d'alimentation antistatique au réacteur	01	1999	3,72	1,13777778	6,4	23,81	27,09	0,9125	16,59
94	Réservoir de charge de scavenger	01	1999	3,72	1,13777778	3,6	13,39	15,24	0,6125	9,33
95	<b>Le réacteur</b>	<b>01</b>	<b>1998</b>	<b>2,93</b>	<b>1,20928571</b>	<b>1679,3</b>	<b>4920,35</b>	<b>5950,11</b>	<b>0,7845</b>	<b>4667,86</b>
96	Chambre de flash	01	2000	2,4	1,17142857	221,8	532,32	623,57	0,7845	489,19
97	Colonne de purge	01	2000	2,4	1,08888889	136	326,40	355,41	0,6125	217,69

Contribution à l'automatisation de l'analyse et de l'évaluation des risques dans les sites industriels

98	Chambre de flash alternative	01	2000	2,4	1,08888889	204	489,60	533,12	0,6125	326,54
99	Colonne isobutane de recyclage	01	2000	2,4	1,08888889	179,1	429,84	468,05	0,6125	286,68
100	Accumulateur colonne isobutane de recyclage	01	2000	2,4	1,08888889	32,5	78,00	84,93	0,6125	52,02
101	Colonne évent éthylène	01	1998	2,93	1,10851852	24,9	72,95	80,87	0,6125	49,53
102	Réservoir de stockage d'isobutane de recyclage	01	1999	3,72	1,13777778	194,3	722,80	822,38	0,6125	503,71
103	Colonne deshexeneuse	01	1999	3,72	1,13777778	69,3	257,79	293,31	0,6125	179,65
104	Accumulateur deshexeneuse	01	1999	3,72	1,13777778	13,1	48,73	55,44	0,6125	33,96
105	Réservoir exp réfrigérant colonne recyclage	01	1999	3,73	1,13777778	29,4	109,36	124,43	0,6125	76,21
106	Accumulateur de propane	01	2000	2,4	1,08888889	22	52,80	57,49	0,6125	35,21
107	Réservoir expansion refréneras gaz de purge	01	2000	2,4	1,08888889	38,6	92,64	100,87	0,6125	61,78
108	Séparateur d'aspiration compresseur propane	01	2000	2,4	1,08888889	22	52,49	54,49	0,6125	35,21
109	Séparateur huile compresseur propane	01	2000	2,4	1,08888889	10,3	24,72	26,91	0,6125	16,48
110	Séparateur initial gaz de purge	01	2000	2,4	1,08888889	11,8	28,32	30,84	0,6125	18,89
111	Séparateur final gaz de purge	01	2000	2,4	1,08888889	12,2	29,28	31,88	0,6125	19,53
112	Soufflante de poudre	04	2000	2,4	1,08888889	762,3	1829,52	1992,14	0,6125	1220,19
113	Refroidisseur soufflante de poudre	02	1998	3,93	1,14555556	68	267,24	306,14	0,6125	187,51
114	Filtre d'aspiration soufflante de poudre	03	2000	2,4	1,08888889	88,5	212,40	231,28	0,6125	141,66
115	Filtre de décharge soufflante de poudre	03	2000	2,4	1,08888889	43	103,20	112,37	0,6125	68,83
116	Instrumentation du système réacteur	-	2000	2,4	1,08888889	3000	7200,00	7840,00	0,6125	4802,00
							<b>44950,43</b>	<b>51597,49</b>		<b>36454,03</b>

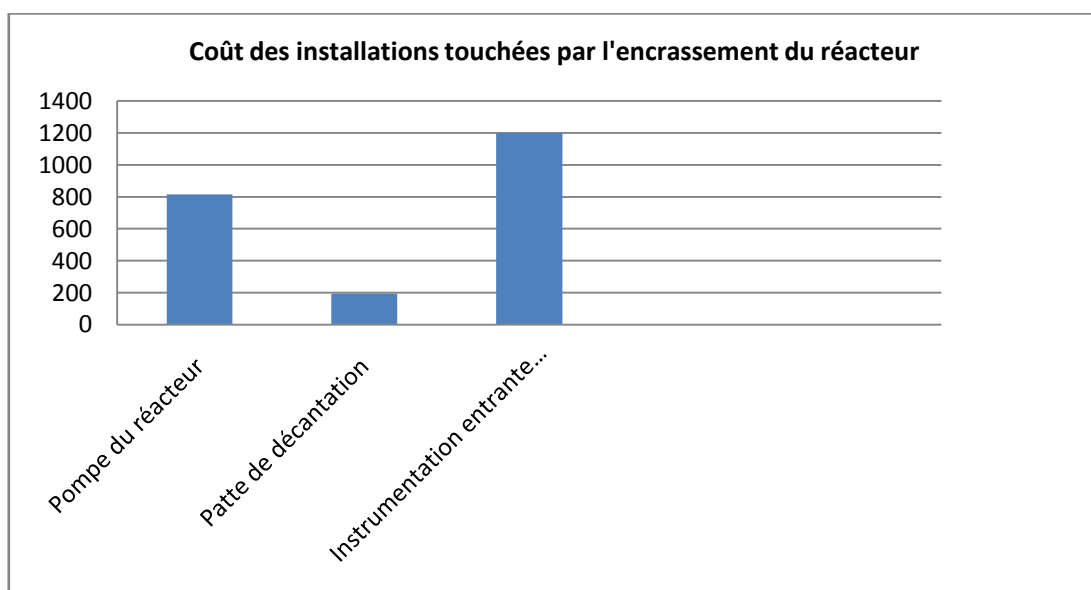


Fig.4.25. Le coût des installations touchées par l'encrassement du réacteur

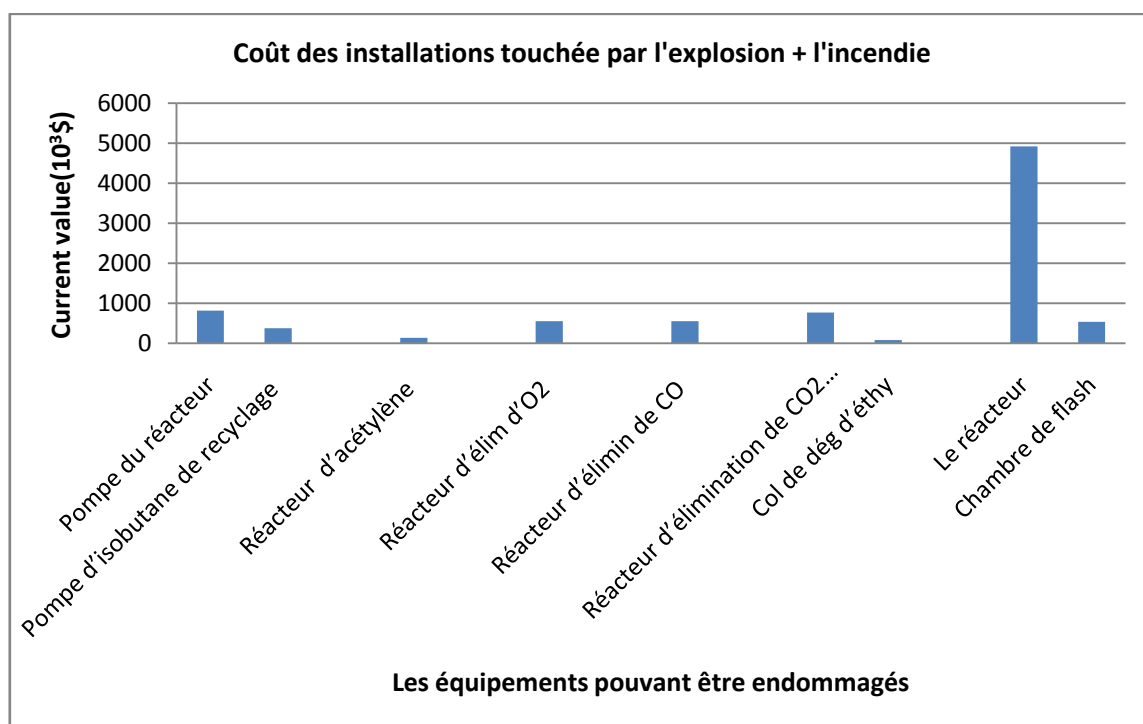


Fig.4.26. Le coût des installations touchées par l'explosion et l'incendie

#### 4.2.1. Coûts des honoraires (main d'œuvre)

Cette rubrique de coûts est celle qui concerne l'ensemble des interventions nécessaires pour la réparation et la remise en place des installations après le sinistre. L'évaluation de ces coûts n'est exacte en aucun cas, car ils dépendent du marché, et de la disponibilité.

Tableau. 4. 11. Estimation des coûts des honoraires de réparation des installations

N°	Scénario	Coût estimatif des honoraires de/ des sous-traitances pour réparation des installations (× 10 <sup>3</sup> \$)
01	Encrassement du réacteur	1000
02	Explosion + incendie au niveau du bâtiment réacteur	4000

#### 4.2.2. Pertes d'exploitations pendant l'arrêt de la production

La perte d'exploitation constitue un risque important qu'encourt l'entreprise en cas de sinistre. Elle est une perte indirecte ou conséquentielle du dommage direct aux biens. Il va de soi que la perte doit être traduite en termes de dommages directs pour pouvoir être couverte par l'assurance de perte d'exploitation.

Le coût moyen d'un arrêt de production est calculé selon une simulation du manque à gagner durant cet arrêt. Il ne prend pas en compte la situation comptable du moment, car elle présente un déficit de gain.

Le coût des pertes dépend du coût de la production du moment, et avec une marge de gain supposée de 33% sur les ventes.

Aussi la perte d'exploitation « P »/24 H est déterminée selon les données concrètes du complexe et qui sont les suivantes :

- La durée moyenne de production dans l'année est de 333 jours « T »,
- La cadence d'exploitation est de 08 Tonnes/H « D »,
- Le coût moyen de production par unité de PEHD est de 160 000 DA « C1 »,
- Le bénéfice moyen sur vente est de 33% le coût de production « C2 »,
- La production moyenne journalière « Q »
- La parité \$/DA.

La perte d'exploitation est aussi donnée par [5] :

$$Q = \frac{D \times 24 \times T}{365} = \frac{8 \times 24 \times 333}{365} = 175,16 \text{ Tonnes/jour}$$

$$P = (C1 \times C2) \times Q = (160\,000 \times 0,33) \times 175,16$$

$$P = 9248448 \text{ DA/jour} \rightarrow P = 124979,03 \text{ \$ /jour}$$

Le tableau suivant résume les résultats de cette rubrique :

Tableau. 4.12. Coût des pertes d'exploitation

N°	Scénario	Nombre de jour d'arrêt	Coût de l'arrêt (( $\times 10^3$ \$))
01	Encrassement du réacteur	180	22496,22
02	Explosion + incendie au niveau du bâtiment réacteur	455	56865,45

#### 4.2.3. Récapitulatif des coûts directs

Le coût total direct du risque (TCR) évalué est résumé dans le tableau 4.13

Tableau.4.13 Le coût total direct du risque (TCR)

Désignation du coût	Coûts Scénario 01			Coût Scénario 02
Nombre des décès prévisible	01			10
Coût des pertes humaines	800			8000
Proportion de dommage	N°1 :0,3	N° 2 : 1	N°3 : 0,4	0,6
Coût des dommages matériels	1023,36			30958,49
Coûts des honoraires (main d'œuvre)	1000			4000
Jours d'arrêt de production	180			455
Les pertes d'exploitations pendant l'arrêt de la production	22496,22			56865,45
Coût total direct du risque	25 319,58			99 823,94

#### 4.2.4. Le Coût total du risque

Le coût total du risque est la somme du coût total direct et du coût total indirect [6], il est donné par le tableau suivant :

Tableau.4. 14. Coût total du risque

N°	Scénario	TCR ( $\times 10^3$ \$)
<b>01</b>	Encrassement du réacteur	46 334 ,83
<b>02</b>	Explosion + incendie au niveau du bâtiment réacteur	182 677,81

#### 4.2.5. Coûts directs et indirects de la prévention

Comme nous l'avons déjà précisé, dans notre cas, il s'agit du coût des recommandations dégagées à la deuxième partie de ce chapitre. Le tableau suivant résume les résultats de cette rubrique :

Tableau 4. 15. Coûts directs et indirects des recommandations préventives

N°	Scénario	Recommandation	Matériel/ équipements	Qte	neuf(× 10 <sup>3</sup> \$)	Coût de la pièce de rechange	Coût de mont age (× 10 <sup>3</sup> \$)	Jour d'arrêt	Coût de l'arrêt (× 10 <sup>3</sup> \$)		
01	Encrassement du réacteur	Remplacement d'équipements/ achat à neuf	Pompe d'isobutane	02	412,38	-	-	3	374,93		
			Indicateur de débit FT	01	5	-	3,5	3	374,93		
			Pompe d'éthylène	02	501,20	-	-	1	124,97		
		Maintenance et remise en fonctionnement	Compresseur d'éthylène à 30%	01	-	673,78	40	0	0		
			Chaudière à 40%	01	-	800,00	50	0	0		
			Group	01	-	392,02	30	0	0		
			électrogène 02MW à 10%								
						918,58	1865,8	123,5		874,83	
		02	Explosion + incendie au niveau du bâtiment réacteur	Remplacement d'équipements/ achat à neuf	Pompe d'isobutane	02	412,38	-	-	3	374,93
					Indicateur de débit FT	01	5	-	3,5	3	374,93
Maintenance et remise en fonctionnement	Motopompe du circuit anti incendie à 20%			01	-	101,13	6	0	0		
	Group électrogène 02MW à 10%			01	-	392,02	30	0	0		
						417,38	493,15	39,5		749,86	

Notons que le coût total de la prévention est  $3782,71 \times 10^3 \$$  pour le premier scénario, et  $1699,89 \times 10^3 \$$  pour le deuxième scénario.

Soulignons également que ces coûts  $3782,71 \times 10^3 \$$  et  $1699,89 \times 10^3 \$$  sont valables dans le cas où des actions correctives sont menées. Dans le cas contraire ces coûts augmentent et seront l'ordre de  $46334,83 \times 10^3 \$$  et  $182677,81 \times 10^3 \$$ .

On s'aperçoit directement de l'immensité de l'écart entre les deux balances. Entre un risque qui est techniquement jugé critique, et économiquement de très lourde facture dite insupportable pour l'entreprise, et une démonstration d'actions de prévention financièrement admissibles, qui réduisent le risque à un niveau acceptable, et ce pour une production sécurisée et à enjeux protégés.

### **Conclusion**

Dans cette partie consacrée à l'étude des risques dans le complexe CP2K- Skikda, nous avons élaboré une étude prédictive englobant l'analyse fonctionnelle décrivant le procédé, et une modélisation SADT, l'analyse dysfonctionnelle englobant une analyse préliminaire (APR) puis l'application de la méthode HAZOP qui a traité au mieux les dysfonctionnements de l'unité CP2K. Le résultat a été d'identifier les scénarios accidentels les plus redoutables en matière de criticité, et les recommandations qui en découlent. Enfin nous avons construit une analyse de l'incidence économique du risque industriel, avec une démonstration des différents coûts directs et indirects du risque et de la prévention qui lui est nécessaire.

Les résultats obtenus après notre analyse mettent en évidence les risques menaçant l'unité considérée, l'importance et la gravité de ces risques se traduisent entre autre par une facture très élevée.

Cependant ces méthodes d'analyse consomment beaucoup de temps et sont souvent sujettes à des erreurs. Pour assurer une meilleure prise en charge des risques et une anticipation assez importante sur les possibilités d'accident il est impératif d'automatiser le procédé d'analyse et d'évaluation des risques. Cette problématique constitue l'objet de la deuxième partie de ce chapitre.

# Chapitre 04

Partie 02 :

Automatisation de

l'analyse et de

l'évaluation des

risques : cas de l'unité

CP2K

Les méthodes d'analyse traditionnelles utilisées dans l'unité CP2K et détaillées dans la première partie de ce chapitre consomment beaucoup de temps et sont souvent sujettes à des erreurs. Pour assurer une meilleure prise en charge des risques et une anticipation assez importante sur les possibilités d'accident il est impératif d'automatiser et de numériser le procédé d'analyse et d'évaluation des risques par la création des outils numériques ou automatisés qui permettent de minimiser le temps de traitement, l'erreur humaine mais également de fournir des résultats d'étude disponibles en ligne pour assister l'opérateur dans la prise de décision. Dans ce contexte il existe plusieurs travaux ayant donné lieu à des outils automatisés, citons TORAP[7], PROFA II [8], Automating analysis HAZOP [9],... ect. Dans cette partie nous présentons l'état de l'art des approches automatisées d'analyse des risques, puis nous présentons notre outil TORANAS.

TORANAS repose sur l'analyse, l'évaluation des risques et offre les recommandations nécessaires. L'analyse incluse au TORANAS repose sur la combinaison de deux méthodes d'analyse : HAZOP et AMDEC. Cet outil permettra à l'opérateur de localiser effectivement le problème et de déterminer l'influence de chaque critère d'évaluation aura sur le processus d'aide à la décision et sur la sécurité des systèmes.

#### **4.3.Etat de l'art des approches automatisées d'analyse des risques**

Les méthodes d'analyse de risque classiques consomment beaucoup de temps et présentent souvent des erreurs. Il existe quelques travaux de recherche présentant des outils automatisés pour l'analyse et l'évaluation des risques dans le monde tels que: TORAP [11], HAZOP experts [12], PROFAT-II [8], PHASuite [13], Functional HAZOP assistant [14], Automatisation des études HAZOP utilisant D-higraphs [15]. Dans [10] C. Jeerawongsuntorn propose une approche automatisée développée sous une interface homme-machine en utilisant l'étude HAZOP pour identifier toutes les déviations dans la production de biodiesel. Mais, cette méthode ne peut pas localiser exactement les défaillances, ni simuler les scénarios des accidents alors qu'il est important de prévoir le taux de libération de matières dangereuses, le degré de dispersion, et le taux d'évaporation, dans des techniques et des méthodologies d'analyse des risques dans les industries de procédés chimiques. Dans [11], F. I. Khan et S. A. Abbasi ont développé l'outil "TORAP" qui procède à une évaluation rapide et quantitative des risques appliquée au cas d'une raffinerie de pétrole typique, et quantifie les conséquences des scénarios d'accidents telles que le BLEVE, VCE, UVCE, mais sans proposer des recommandations aidant les opérateurs à prendre une décision pour protéger le système.

Dans [12] L. Zhao propose un système intelligent basé sur un modèle de process continu pour HAZOP (HAZOPEXpert), Ce système intelligent orienté objet basé sur un modèle constitué de deux bases de connaissances différentes: connaissances générales des process et connaissances spécifiques des process. Cette approche ne comporte ni l'analyse fonctionnelle, ni la simulation des scénarios d'accident ni la localisation des défaillances. Ceci est également le cas pour la méthode PHASuite.

F.I. Khan et S.A. Abbasi ont développé le logiciel « L'arbre de défaillance probabiliste (en anglais PRObabilistic Fault Tree ou PROFAT) [8]. Cet algorithme permet la représentation de l'arbre de défaillances en termes de matrice booléenne, utilisant l'algèbre de Boole. Mais cette approche ne peut être appliqué pour un système complexe et n'est pas capable d'évaluer les risques.

Notre outil proposé pour l'analyse et l'évaluation des risques (Toranas) est développé pour permettre une analyse plus globale des risques (fonctionnelle et dysfonctionnelle), la simulation des accidents et l'estimation des dommages potentiels dans les industries pétrochimiques. Les analyses HAZOP et AMDEC faites par une équipe d'ingénieurs dans la phase de conception et ses résultats avec recommandation générées sont implémentés dans notre outil qui aide l'opérateur pendant la phase d'exploitation pour prendre la bonne décision. Le logiciel a été développé sous la forme d'une interface graphique utilisant l'outil Matlab comme un outil de codage. Notre approche comprend l'identification des déviations et des modes de défaillance et la localisation de leurs causes. TORANAS permet aussi et surtout de réduire les erreurs humaines et assiste l'opérateur dans la prise d'une bonne et plus sûre décision. Notre cas d'étude étant l'unité de production du polyéthylène haute densité (PEHD) (CP2K-Skikda usine pétrochimique).

#### **4.4.TORANAS (Tool for Risk Analysis and Assessment proposed approach): Outil pour l'analyse et l'évaluation des risques proposé**

L'approche proposée comporte la combinaison des méthodes HAZOP et AMDEC automatisées pour l'analyse des risques et pour l'évaluation des conséquences d'accidents en exploitant le modèle de Sadosky pour calculer l'onde de choc de l'explosion [16] et les paramètres moyens de chaque conséquence (rayon d'impact d'explosion ou de feu, intensité de surpression,... etc.). Les deux techniques automatisées sont employées pour soutenir le processus d'aide à la décision. Dans ce cadre, le processus de TORANAS implique de créer deux modèles d'évaluation. Le premier modèle est évalué par la matrice de criticité extraite à partir de l'analyse HAZOP et l'analyse AMDEC par le niveau de criticité mis en application et la seconde par le modèle de scénarios d'accidents extrait à partir de l'effet de distance (l'effet domino) et de l'onde de choc.

##### **4.4.1. La conception du TORANAS**

TORANAS se compose de quatre éléments importants (fig 4.27) :

- description et définition du système
- identification des risques
- évaluation des risques
- l'aide à décision.

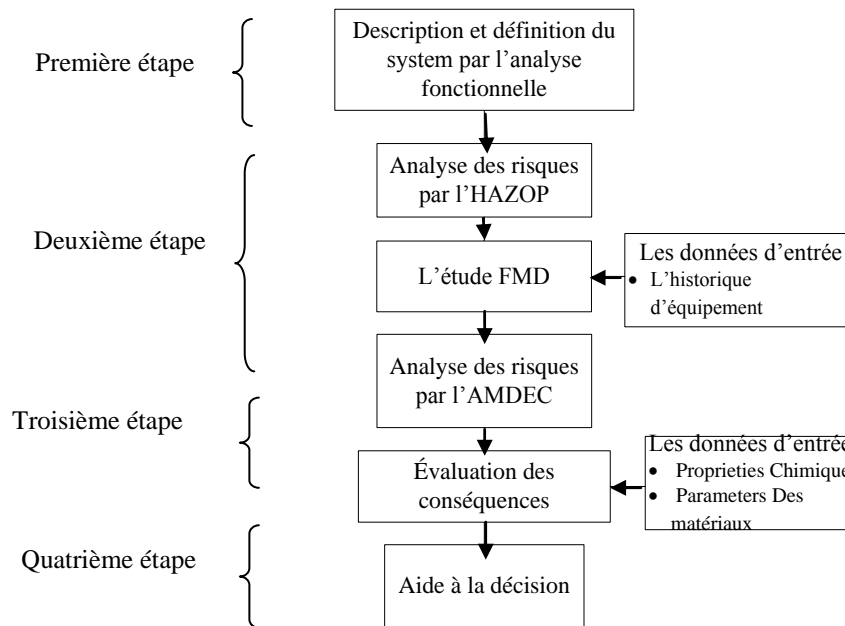


Fig.4.27. Organigramme de TORANAS

- Description et définition du système :** Le but de la première phase est de déterminer le système avec tous les équipements et les paramètres de fonctionnement par une décomposition du système global en sous-systèmes, généralement l'analyse HAZOP est faite avec le P&ID. Nous utilisons un arbre structural pour identifier tous les équipements qui composent le système.
- Identification des risques :** Dans cette étape nous procédons pour l'identification et la localisation des risques. L'étude HAZOP est procédée pour identifier les déviations, leurs causes et leurs conséquences à l'usine. Par la suite, l'analyse AMDEC localisera le problème en identifiant tous les modes de défaillance, leurs causes et leurs conséquences dans les éléments et les composants de chaque sous-système.
- L'étude FMD :** La troisième étape aide à identifier l'état des machines rotatives et permet d'aider l'opérateur à prévenir les accidents et les défaillances.. Elle inclut un calcul des indicateurs de la sûreté de fonctionnement (la fiabilité R, la maintenabilité M, la disponibilité A, le temps moyen de bon fonctionnement MTBF, le temps moyenne de réparation, le taux de défaillance  $\lambda$  et le taux de réparation  $\mu$ ). Les informations et les données fournis permettent de soutenir le processus décisionnel à affecter par les conséquences des types d'accidents possibles. Comme préalable à cette étape, il faut entrer l'historique de chaque composant.
- Évaluation de conséquence :** Cette troisième étape aide à identifier les scénarios d'accidents. Nous devons introduire les propriétés chimiques des matériaux et leurs paramètres. Cette étape inclut une évaluation des secteurs géographiques pouvant être affectés par les conséquences des types d'accidents possibles. Nous utilisons le modèle de Sadvosky [16] pour simuler les différents scénarios d'accidents. Cette étape aide l'opérateur à prévenir les accidents et permet d'amortir tous les impacts négatifs.
- Aide à la décision :** Après l'analyse et l'évaluation des risques par TORANAS, l'opérateur pourra localiser effectivement le problème et déterminer combien l'influence de chaque

critère d'évaluation aura sur le processus d'aide à la décision et sur la sécurité des systèmes considérés.

#### 4.4.2. Application

Les effets de la température, de la pression et du débit sur le réacteur de PEHD sont déterminés, et les paramètres de condition pour chaque cas sont choisis. Quand nous avons une déviation dans un paramètre, l'analyse HAZOP et AMDEC est exécutée. L'analyse montrera le niveau de criticité du risque. Une interface homme-machine est construite pour actionner automatiquement le procédé d'analyse et d'évaluation des risques dans l'unité PEHD en utilisant les méthodes HAZOP et AMDEC. Ceci aide à diminuer les risques et à augmenter la production aussi bien que la fiabilité du procédé.

Notre approche d'analyse inclut la modélisation de l'usine de PEHD « CP2K » par l'analyse fonctionnelle et l'analyse dysfonctionnelle. Elle peut être divisée en deux parties. La première partie est consacrée à une analyse fonctionnelle par la décomposition de l'usine en trois zones, chaque zone contient de nombreux équipements et installations, alors que l'analyse des risques est exécutée dans la deuxième partie. La décomposition de l'usine CP2K est représentée par une interface graphique développée sous Matlab. L'analyse des risques est faite par la combinaison de l'HAZOP et l'AMDEC. Les résultats d'analyse sont affichés sur l'interface graphique [17].

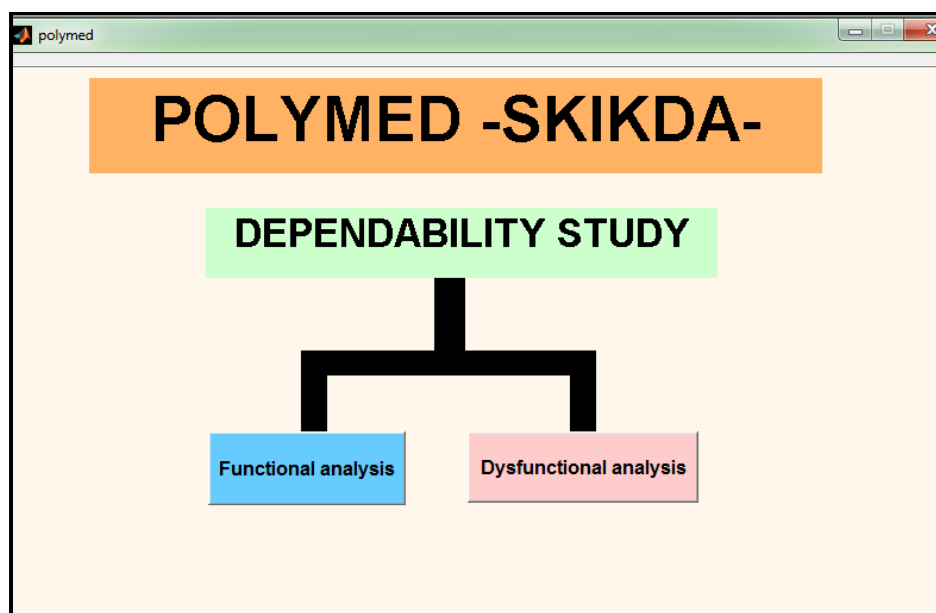


Fig.4.28. Fenêtre d'accueil de l'interface graphique

L'étude HAZOP est utilisée pour identifier toutes les déviations, leurs causes et leurs conséquences dans les nœuds de l'installation, alors que l'analyse AMDEC est appliquée pour identifier tous les modes de défaillance, les causes et les conséquences dans chaque équipement.

Notre interface graphique développée contient deux modules : l'analyse fonctionnelle et l'analyse dysfonctionnelle. La figure 4.28 représente la fenêtre d'accueil de l'interface. Il se compose de 2 parties.

- La partie 1 c'est le bouton analyse fonctionnelle.

- La partie 2 c'est le bouton, analyse dysfonctionnel.

#### 4.4.2.1. Analyse fonctionnelle de l'unité CP2K par TORANAS

Lorsque l'utilisateur clique sur le bouton « analyse fonctionnelle » (fig.4.28), le logiciel TORANAS affichera la description de l'unité et sa décomposition (zones, unité, équipements, composants... etc.). Cette analyse décrit la fonctionnalité de l'unité et identifie tous les paramètres de fonctionnement (fig 4.29- 4.32).

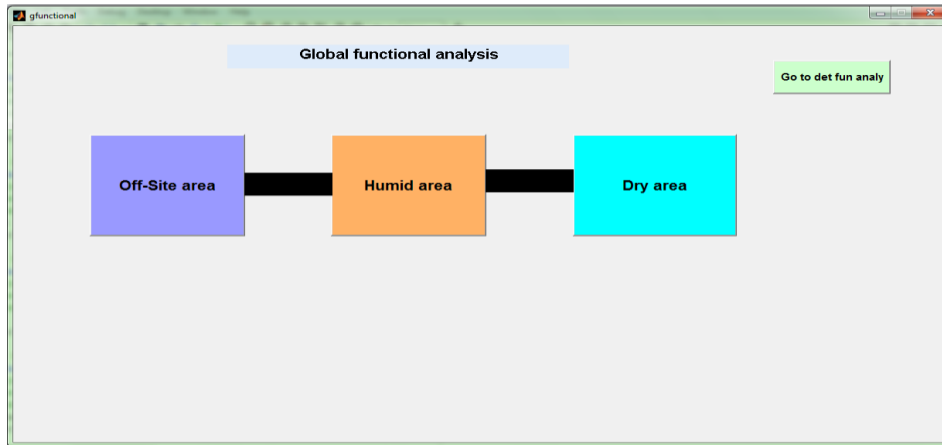


Fig.4. 29. Analyse fonctionnelle

La figure 4.29 représente l'analyse fonctionnelle. Elle contient les trois zones de l'usine PEHD. Chaque zone est présentée par un bouton qui montre tous les composants et les équipements existants dans cette zone (les figures 4.30 - 4.32 donnent les résultats pour la zone off site, la zone humide et la zone de séchage respectivement).

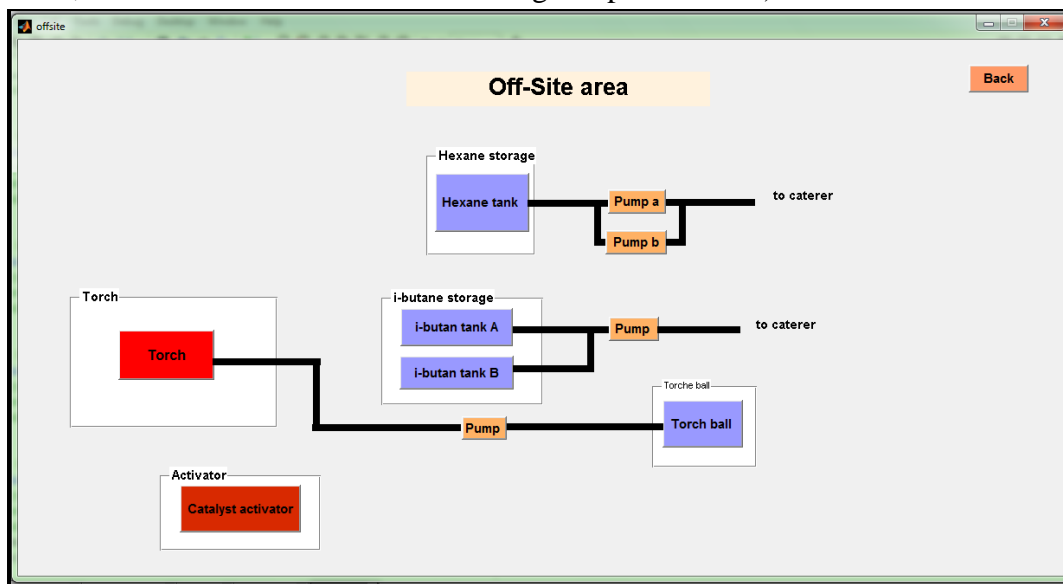


Fig.4.30. Interface de l'analyse fonctionnelle de la zone Off-site-

Par exemple, dans la figure 4.30 nous pouvons voir la décomposition de la zone off-site: les bacs de stockage, le système torche, l'activateur du catalyseur, les pompes et les compresseurs. Si l'utilisateur clique sur le bouton compresseur il verra s'afficher la décomposition de cet équipement: compresseur, moteur et auxiliaire de lubrification (Fig.4.35). S'il clique sur le bouton « compressor » il verra afficher le résultat de l'analyse

AMDEC comprenant l'identification des modes de défaillances qui peuvent se produire dans l'unité, leurs causes et leurs conséquences (Figure 4.36).

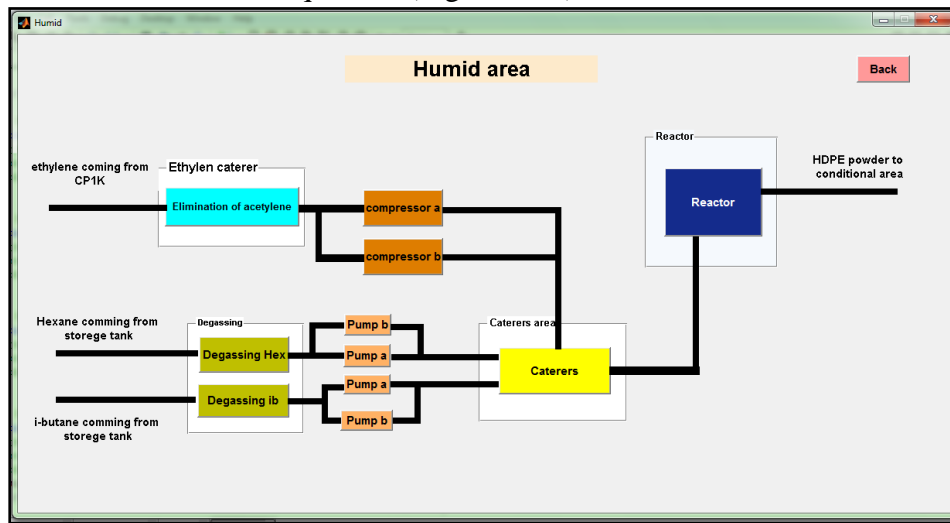


Fig.4. 31. Interface de l'analyse fonctionnelle de la zone humide

Cliquer sur le bouton « Go to det fun analysis » (fig 4. 29) permet d'afficher la modélisation de l'unité CP2K (fig 4.33). Cette fenêtre inclut plusieurs boutons, lorsque l'utilisateur ou l'opérateur clique sur n'importe quel bouton il verra les propriétés de ce composant dans le module « Property ». La température étant un paramètre important dans notre process, la gravité du risque de la déviation de la température est divisée en quatre niveaux. Le niveau 1 est déterminé lorsque la température supérieure à 110°C ou inférieur à 85°C. Le taux de réaction sera perdu si la température est inférieur à 85°C. En plus le problème de fouling apparait lorsque la température dépasse le 110°C. La réaction sera non complète car le taux d'agent antistatique est élevé dans le réacteur, donc le produit est hors spécification. Le niveau 4 est atteint lorsque la température sera supérieure à 142°C, cette situation est critique. Elle peut causer une incendie ou/et une explosion dans l'usine. TORANAS est conçu pour aider l'opérateur afin d'assurer le contrôle de l'opération quand le niveau de gravité est supérieur à 2.

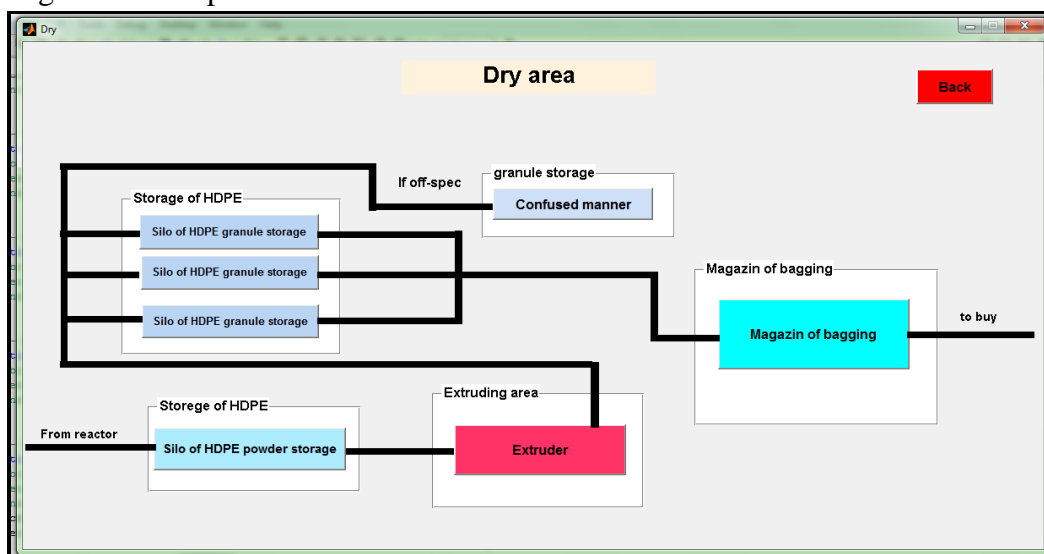


Fig.4.32. Interface de l'analyse fonctionnelle de la zone de séchage

La pression est un paramètre d'importance capital dans le process. Dans le processus de fabrication de polyéthylène haute densité de Philips, la condition de fonctionnement est 42-44 kg/cm<sup>2</sup>. Le niveau de gravité pour la pression est défini en tant que 1, 2, 3 et 4. Lorsque la pression est supérieure à 44 kg/cm<sup>2</sup> ou inférieure à 42 kg/cm<sup>2</sup>, elle est classifiée comme niveau 1 de gravité. Dans le réacteur de PEHD, le réacteur peut résister une pression maximale 56.3Kg/cm<sup>2</sup>. Si la pression dans le réacteur est supérieure à 56.3kg/cm<sup>2</sup>, le réacteur se rompra. Cette situation est indiquée comme niveau 4 et engendre l'arrêt de l'usine ou une explosion. Les conditions de fonctionnement pour le processus de Philips du PEHD sont récapitulées dans le module propriété « Property » (fig 4. 33).

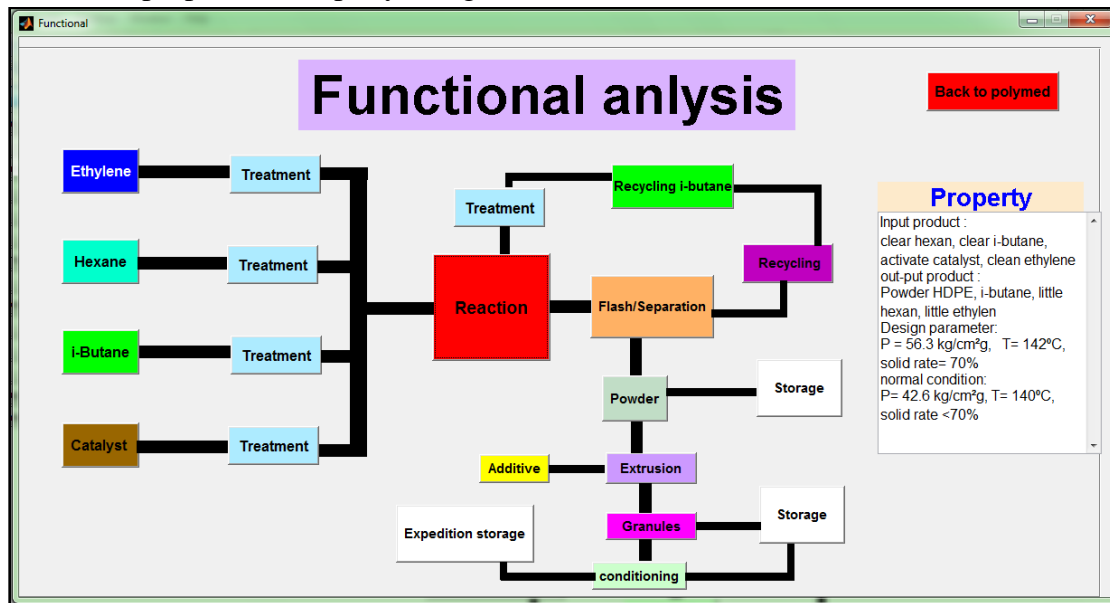


Fig.4.33. Interface du modèle de process

#### 4.4.2.2. Identification des risques

Lorsque l'opérateur clique sur le bouton « analyse dysfonctionnelle » (fig.4.29), il verra s'afficher le résultat de l'analyse HAZOP qui comprenant l'identification des événements dangereux ce qui peut se produire dans le process. Les mots guide sont présentés pour généré les paramètres de process. Lorsque les mots guide sont appliqués aux paramètres de chaque unité du process, leurs déviations sont considérées. On propose le résultat de l'analyse HAZOP dans un tableau de sûreté (la figure 4. 34).

Les résultats de l'analyse HAZOP peut être vues par cliquer sur le bouton “Dysfunctional analysis” (figure 4. 29) ou par cliquer sur n'importe quel bouton comme par exemple le bouton « Hexan tank» (figure 4. 31). Les résultats de l'analyse HAZOP sont affichés sur la figure 4. 34. Lorsque nous choisissons -la zone en cochant la case zone « Area » sur la case de pointage (zone Off-site ou la zone humide) – le système en cliquant sur le menu instantané de « système », - les paramètres en cliquant sur le bouton de choix « parameter » -les mots clés en cliquant sur le bouton de choix « Key words », nous obtenons les résultats d'analyse HAZOP, les causes, les conséquences et la criticité de la déviation, sont montrées par clic sur le bouton « Run ». Dans cette situation, si la pression dans le réservoir d'hexane est plus haute que la condition de fonctionnement, ou si le split-range installé dans le toit flottant du réservoir est défaillant, cela causera une augmentation de pression dans le réservoir ou un

risque d'explosion (niveaux de criticité 2 et 4, respectivement). Les recommandations proposées peuvent être vues en cliquant sur le bouton « recommandations ».

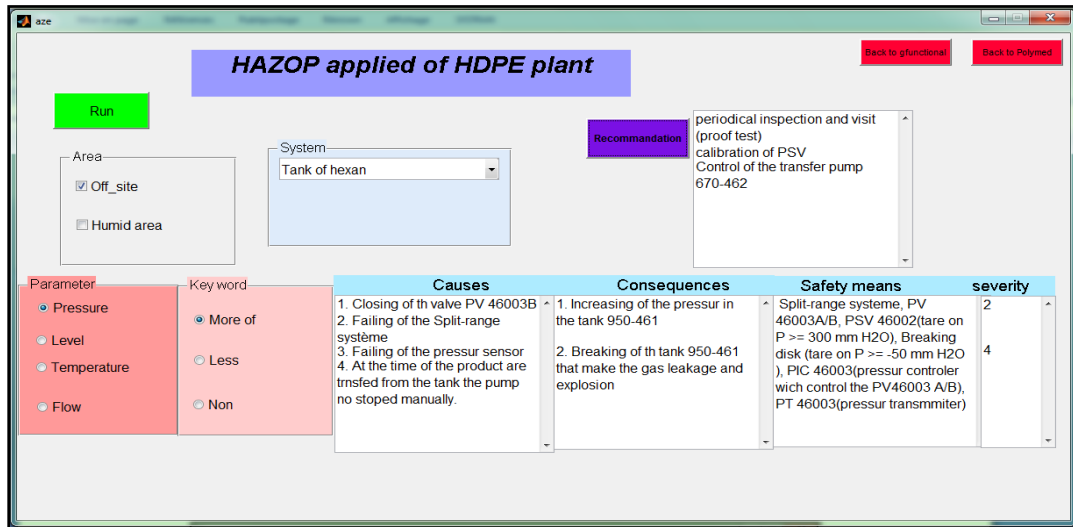


Fig.4.34. Analyse dysfonctionnelle HAZOP

#### 4.4.2.3.Exemple d'application : cas du compresseur éthylène

Le menu mis à l'écran par son activation « éléments » montre tous les composants existants dans le système, si on choisissant un composant donnera les résultats de l'analyse AMDEC concernant ce composant. La figure 4. 36 présente le résultat de l'analyse AMDEC lorsque la pression augmente dans le réacteur à cause de l'augmentation du débit d'éthylène. Ce débit augmente si le compresseur est défaillant, ou bien les conditions d'exploitation sont inadéquats à cause de mauvais fonctionnement des instruments (capteur, boucles de régulation, soupapes. .etc.). Afin de localiser le problème (identifier où est le problème exactement ou dans quelle partie) nous utilisons l'analyse AMDEC. Par clic sur le bouton « compresseur » (fig 4. 30) s'affiche la décomposition du compresseur d'éthylène (fig 4. 35) si on re clique sur l'un de ses composants s'affichera le résultat de l'analyse AMDEC de ce composant (fig 4. 36). Le but de l'application de l'analyse AMDEC après l'analyse HAZOP est d'identifier et de localiser le problème dans le compresseur, et pour augmenter et accomplir les recommandations nécessaires. Les résultats de l'analyse par la combinaison des deux méthodes permettront à l'utilisateur (l'opérateur) de localiser effectivement le problème et de déterminer l'influence de chaque critère d'évaluation sur le processus d'aide à la décision et sur la sécurité du système.

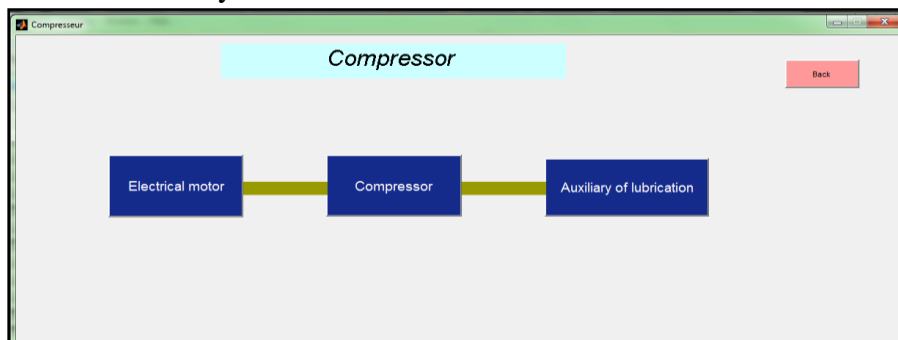


Fig.4. 35. Analyse fonctionnelle du compresseur d'éthylène

Failure mode	Causes	Consequences	P	S	Recommendation
1. Shearing	1.1. Fatigue 1.2. Repeated bending	1. Abnormal noise + Vibration and stop of the compressor	2	2	1. Change in the periods recommended
2. Deformation	2.1.Bad lubrication 2.2.Misalignment	2.1 Vibration 2.2. Compressor shutdown			2.1. Ensure a flow of lubrication especially at startup 2.2. Periodic verification of level between the motor
3. Vibration	3.1. misalignment 3.2. Poor lubrication 3.3. Oaf 3.4. Wear bearing	3.1. Friction at the landing			

Fig.4. 36. Analyse dysfonctionnelle AMDEC

#### 4.4.2.4. Etude FMD des équipements

La figure 4. 37 représente les résultats de l'étude FMD (MTBF, MTTR,  $\mu$ ,  $\lambda$ , R, M, A), il se compose de quatre parties:

- Le module historique d'équipement contient le temps de fonctionnement de composants du système et de dysfonctionnement (fonction et panne)
- Le module des temps spécifiques concerne les paramètres TBF, TTR, MTBF, MTTR,  $\lambda$ ,  $\mu$ .

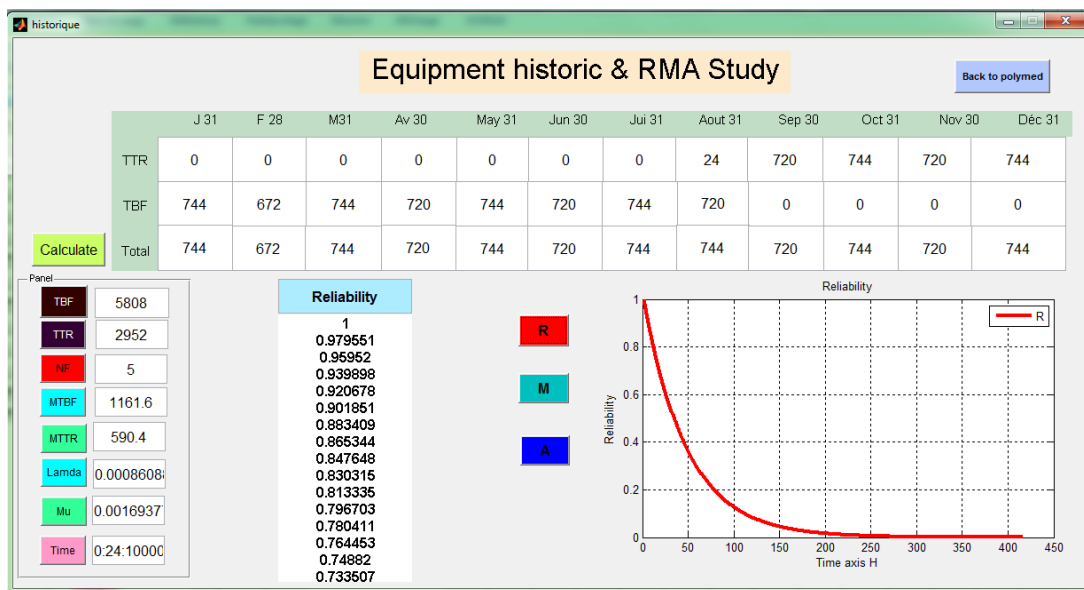


Fig.4. 37. Calcul de la fiabilité de la pompe d'iso butane

Le module FMD (RMA en anglais) affiche les valeurs des paramètres FMD. Lorsque nous cliquons sur le bouton « R » s'affichera la valeur de la fiabilité (fig 4. 37), lorsque nous cliquons sur le bouton « M » s'affiche alors la valeur de maintenabilité (fig 4. 38) et lorsque nous cliquons sur le bouton « A » s'affichera la valeur de disponibilité (fig 4. 39).

Les axes FMD tracent les courbes de la fiabilité, de la maintenabilité ou de la disponibilité lorsque nous cliquons sur le bouton relatif à chaque partie.

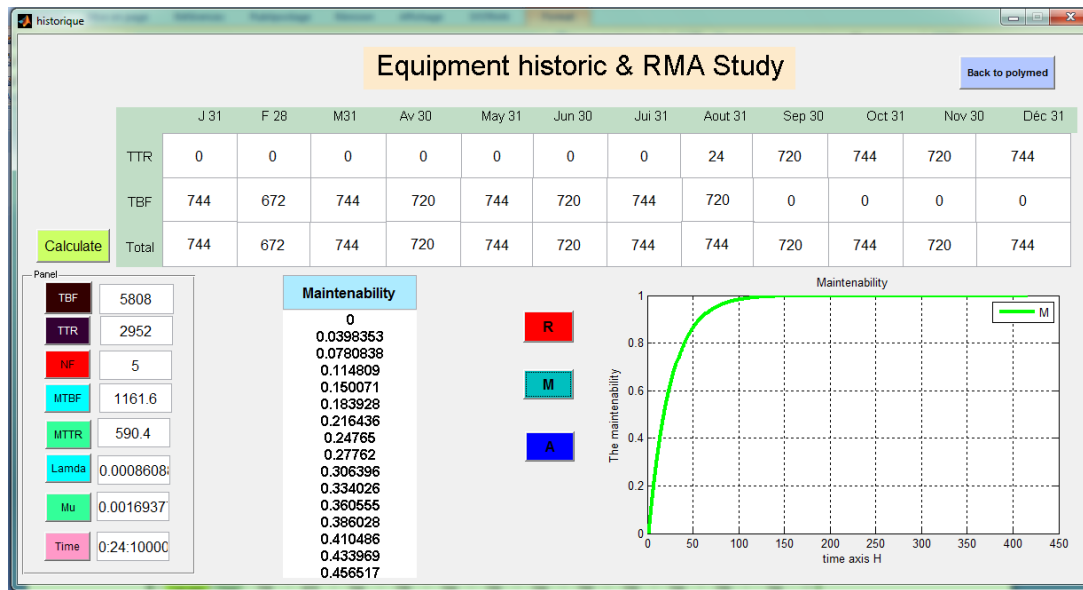


Fig.4. 38. Calcul et traçage de la maintenabilité de la pompe I-B

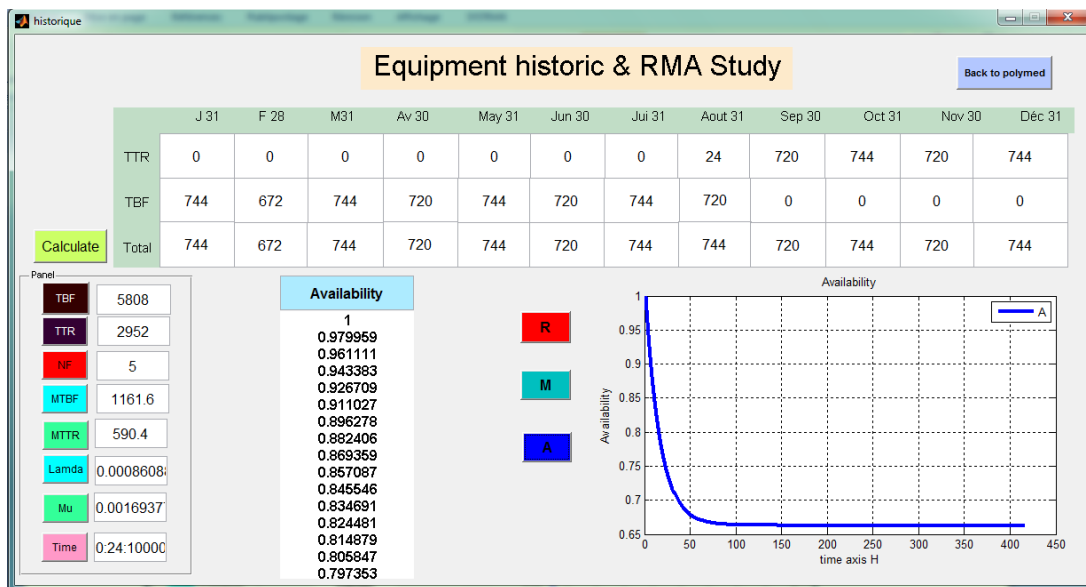


Fig.4. 39. Calcul et traçage de la disponibilité de la pompe I-B

#### 4.4.2.5. Evaluation des conséquences

La figure 4.40 donne les résultats de l'évaluation des conséquences (le rayonnement thermique et la surpression), il se compose de six parties :

- Le module Produit : il comporte les trois produits principaux (éthylène, hexane, isobutane).
- Le module d'entrée : il considère les données d'entrée (la masse de produit M, équivalent de TNT Kt, rayon R).
- Le module de surpression : il considère les valeurs de rayon d'impact d'explosion de 170 mbar et de 50 mbar.
- Le module d'effet thermique : il présente les valeurs de distance de l'effet thermiques de 5 Kw/m<sup>2</sup> et de 3 Kw/m<sup>2</sup>
- Les paramètres de la boule de feu (Fireball en anglais) : ils concernent la taille, le rayon et la durée de la boule de feu.

- La fenêtre affichant les courbes relatives aux scénarios : L'intensité du rayonnement thermique est maximale au centre du feu et diminue avec la distance. La courbe présentée sur la figure 4. 40 montre les différents niveaux du rayonnement thermique de réservoir d'éthylène tandis que les zones d'impact sont montrées dans le tableau suivant:

Tableau. 4. 16. Les zones menacées par le rayonnement thermique

Zone 1	Zone 2
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Elle s'étend du centre de la cuvette sur un rayon de plus de 2894 m</li> <li>• Risque de fatalité très probable pour les personnes se trouvant dans ce rayon si elles ne sont pas évacuées dans les 40 seconds qui suivent le déclenchement du feu.</li> <li>• Dommage très probable pour le réseau anti incendie du bac</li> <li>• Déformation ou explosion du réservoir de voisinage (effet domino)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Elle s'étend au-delà de la Zone 1 et le dépasse de 3168m.</li> <li>• L'ensemble des personnes se trouvant dans cette zone seront exposées à des douleurs après <b>12 s</b>, la formation de cloques après <b>30 s</b> et flux minimum létal pour <b>60 s</b>.</li> <li>• Tous les bacs avoisinants sont touchés.</li> </ul>

Les effets de surpression après l'ignition du nuage de vapeur sont présentés comme suit:

- La première zone correspond à la surpression supérieure ou égale à 0,170 bar causant la destruction des bâtiments. Son rayon dépasse 773 m.
- La deuxième zone correspond à la surpression supérieure ou égale à 0,05 bar. À cette pression nous avons des blessures graves et probables. Son rayon dépasse 1571m. Les personnes situées dans cette zone peuvent subir des blessures graves.

Lorsque nous cliquons sur le bouton « DP » nous pouvons voir l'intensité de surpression en fonction de la distance (fig 4. 41) la pression est plus haute au centre d'explosion ( $dp \approx 7,8 \times 10^8 \text{ bar}$ ) et elle diminue avec la distance jusqu'à  $dp = 0$  à  $R \approx 6 \text{ m}$ .

En cliquant sur le bouton « U » verrons s'afficher la vitesse de l'onde de choc (fig 4. 42). Cette vitesse est maximum au centre d'explosion ( $V \approx 9 \times 10^6 \text{ km/sec}$ ) et elle diminue avec la distance.

Lorsque nous cliquons sur le bouton « T » nous obtenons la courbe qui représente la température sur le front de choc (fig 4. 43). La température est maximum ( $T \approx 3.6 \times 10^{10} \text{ K}$ ) à une distance  $R \approx 1.5 \text{ m}$  du centre d'explosion et elle diminue avec la distance jusqu'à  $T = 0 \text{ K}$  à  $R \approx 6 \text{ m}$ .

Les différents résultats des conséquences (paramètres de BLEVE) sont récapitulés dans le tableau 4.17 [18].

Tableau 4. 17. La sortie de l'interface graphique pour le scénario d'accident (BLEVE) dans le bac de stockage d'éthylène

Les paramètres BLEVE	Valeurs
• La distance de surpression correspondant au seuil de létalité (170 mbar)	• 773.54 m
• La distance de surpression correspondant au seuil d'effet significatif (50 mbar)	• 1752.54 m
• La distance de l'effet thermique correspondant au seuil de létalité (5kw/m <sup>2</sup> )	• 2894.81 m
• La distance de l'effet thermique correspondant au seuil d'effet significatif (3kw/m <sup>2</sup> )	• 3168.40 m
• Rayon de la boule de feu	• 602.26 m
• La hauteur au centre de la boule de feu	• 602.26 m
• La durée de la boule de feu	• 55.70 s
• L'énergie de la boule de feu	• 8135008976.67 W

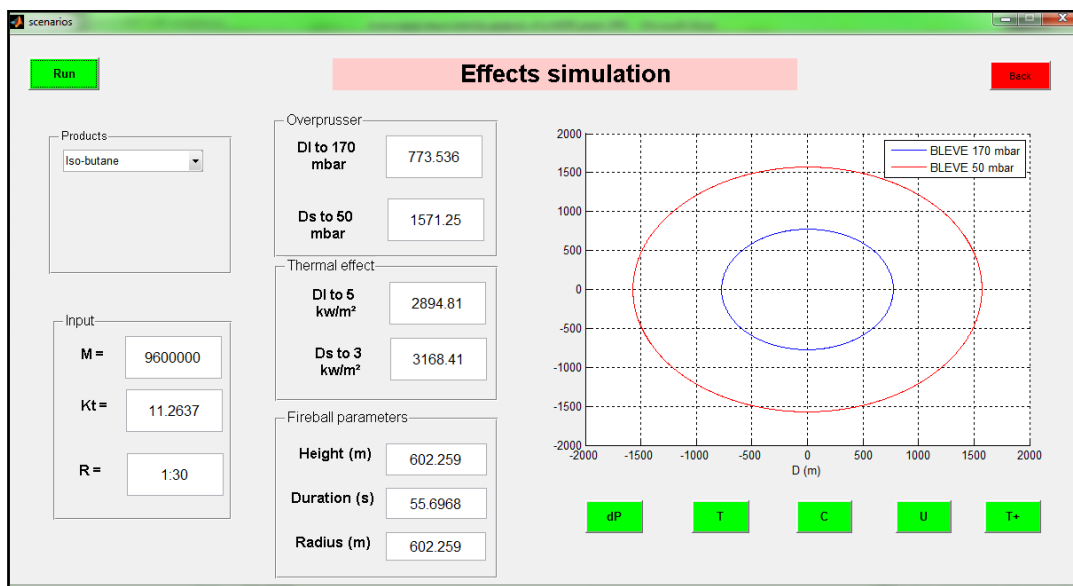


Fig.4. 40.Interface Graphique –BLEVE- rayon d'impact, surpression et effet thermique d'explosion

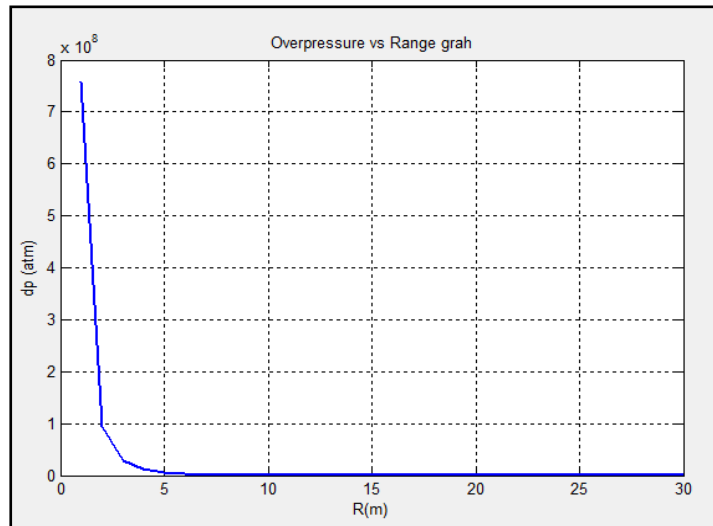


Fig.4. 41. Intensité de surpression en fonction de la distance

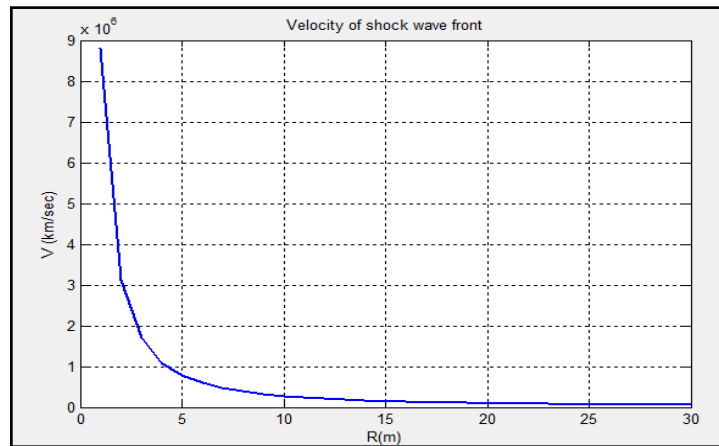


Fig.4. 42. Vitesse de l'onde de choc en fonction de la distance

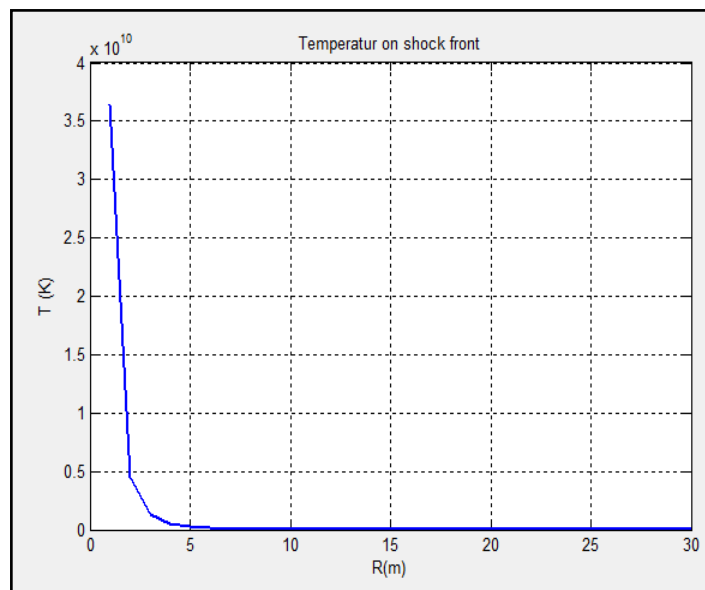


Fig.4. 43. Température sur le front de choc en fonction de la distance

## **Conclusion**

Dans cette partie, nous avons présenté une approche automatisée de l'analyse et de l'évaluation des risques pour l'implémentation dans des industries pétrochimiques. Cette approche a été développée sous forme d'une interface graphique, et permet l'analyse la sûreté de fonctionnement des principaux systèmes installés dans l'usine. Notre approche inclut l'analyse dysfonctionnelle par la combinaison des deux méthodes HAZOP et AMDEC, et de l'évaluation des scénarios d'accidents. Cette analyse met en évidence les différentes déviations des paramètres de fonctionnement sur n'importe quel système dans l'usine (pression, débit, et température). Les causes possibles de ces déviations, leurs conséquences et les actions préventives sont identifiées et présentées dans l'interface pour l'utilisateur (l'opérateur).

La contribution principale de notre approche proposée est que, en plus de la combinaison des deux méthodes d'analyse HAZOP et AMDEC –ce qui optimise l'évaluation des risques-, elle permet de diminuer considérablement le temps nécessaire à l'identification des risques par rapport à l'analyse manuelle. L'utilisation d'une interface graphique qui exécute l'analyse en ligne est également un atout considérable pour notre approche. Les résultats de l'analyse automatisée et de l'évaluation par la combinaison des méthodes HAZOP et AMDEC permettront à l'opérateur de localiser effectivement le problème, d'évaluer l'influence de chaque scénario sur le process et l'aideront à la décision quant à la préservation de la sécurité des systèmes.

## Références

- [1] El-A. Mechhoud, M. Rouainia, “Dependability analysis of HDPE reactor”, 7 th International Symposium on Hydrocarbon and Chemistry Boumerdes- Algeria. 2014.
- [2] ETUDE DE DANGERS : SOCIETE NATIONALE DE LA PETROCHIMIE / UNITE PEHD-SKIKDA. SGS Qualitest Algérie spa. 2008.
- [3] Manuel opératoire de PHILIPS pour CP2K SKIKDA
- [4] E-A. Mechhoud, M. Rouainia, “Application de la méthode HAZOP su le réacteur PEHD”, 9ème Congrès Francophone de Génie des Procédés, Agadir- Maroc. 2014.
- [5] N. Marcellis-Warin, Ingrid PEIGNIER & Bernard SINCAIR-DESGANE ; Rapport de projet- Ministère de la sécurité Publique du Québec. Analyse économique du risque Management program. 2002.
- [6] V. Meunie, E. Mardsen. Institut pour une culture et sécurité Industriel ICI Toulouse. L'Analyse coût- bénéfice guide métrologique. 2009
- [7] I. Khan, S. A. Abbasi. TORAP—a new tool for conducting rapid risk assessment inpetroleum refineries and petrochemical industries. Journal of Loss Prevention in the Process Industries 12, pp 299–313. 1999
- [8] I. Khan, S. Abbasi. Analytical simulation and PROFAT II: a new methodology and a computer automated tool for fault tree analysis in chemical process industries. Journal of Hazardous Materials, 1–27. 2000.
- [9] I. Khan, S. Abbasi. Rapid risk assessment of a fertilizer industry using recently developed computer-automated tool TORAP. Journal of Loss Prevention in the Process Industries. 413–427. 2001.
- [10] C. Jeerawongsuntorn, N. Sainyamsatit, T. Srinophakun. Integration of safety instrumented system with automated HAZOP analysis: An application for continuous biodiesel production. Loss Prevention in the Process Industries, pp 412-419. 2011
- [11] V. Venkatasubramanian, J. Zhao, S. Viswanathan. Intelligent systems for HAZOP analysis of complex process plants. Computers & Chemical Engineering, 24(9-10), 2291–2302. 2000.
- [12] C. Zhao, M. Bhushan, V. Venkatasubramanian. PHASuite: An automated HAZOP analysis tool for chemical processes. Part I. Knowledge engineering framework. Process Safety and Environmental Protection, 83(6), 509–532. 2005
- [13] N. L. Rossing, M. Lind, N. Jensen, S. B. Jørgensen. A functional HAZOP methodology. Computers & Chemical Engineering, 34(2), 244–253. 2010.
- [14] C. Zhao, M. Bhushan, V. Venkatasubramanian. PHASUITE: AN AUTOMATED HAZOP ANALYSIS TOOL FOR CHEMICAL PROCESSES. Trans IChemE, Part B. Process Safety and Environmental Protection, 83(B6), pp 509–532. 2005.
- [15] M. Rodríguez, J. L. de la Mata. Automating HAZOP studies using D-higraphs. Computers and Chemical Engineering 45 102– 113. 2012.
- [16] G. Boris. TRANSLATION FROM RUSSIAN TO ENGLISH THE BOOK “BLAST EFFECTS CAUSED BY EXPLOSIONS” AUTHORED BY B. GELFAND AND M. SILNIKOV Final Technical Report. Standard Form 298 (Rev. 8-98). 2004.
- [17] El. Mechhoud, M. Rouainia. AUTOMATED DEPENDABILITY ANALYSIS OF A HDPE REACTOR. 48 th ICCST-IEEE-. Rome- Italie. 2014.
- [18] El-A. Mechhoud, M. Rouainia, M. Rodriguez. A new tool for risk analysis and assessment in petrochemical plants. Alexandria Engineering Journal. 55, pp 2919-2931. 2016.

# Conclusion générale

## Conclusion générale

Ce travail de thèse a été consacré à la problématique d'automatisation de l'analyse et de l'évaluation des risques dans les sites industriels. Ce sujet revêt une importance capitale dans la mesure où sa bonne prise en charge permet l'optimisation de la sécurité de l'homme et de l'environnement outre la minimisation des coûts de la maintenance curative et de la gestion des accidents industriels et de leurs conséquences qui peuvent être graves.

Nous avons commencé par l'énumération des notions fondamentales du risque, en définissant les différents types de risque, leurs conséquences dommages, gravité et fréquence d'occurrence. Nous avons également défini les phénomènes dangereux comme : l'explosion, l'incendie et la toxicité. Enfin nous avons cité les accidents les plus graves aux mondes et en Algérie.

Nous avons par la suite présenté les méthodes et les outils les plus utilisés dans l'analyse et l'évaluation des risques industriels. Nous avons détaillé les méthodes d'analyse fonctionnelles et structurelles, puis les méthodes d'analyse dysfonctionnelle.

Dans la troisième partie de cette thèse, nous avons procédé à une étude de danger appliquée à l'unité CP2K- Skikda. Après la description de l'unité CP2K par rapport à la fonctionnalité et par rapport aux moyens de sécurité existant dans l'unité, nous avons appliqué la méthode SADT sur le procédé du PEHD. L'application de l'analyse HAZOP a permis l'identification de toutes les déviations des paramètres (température, pression, débit...etc.) dans le process, Par la suite la localisation des problèmes et défaillance a été rendu possible par l'application de la méthode AMDEC. Et après évaluation des scénarios d'accidents critiques, nous avons matérialisé les scénarios accidentels, autrement dit le risque en termes de coûts. Avec le calcul de l'incidence financière des risques critiques inhérents et le coût total de la prévention.

La dernière partie de la thèse a été consacrée à la présentation de l'outil d'analyse et d'évaluation automatisée des risques, par la combinaison des deux méthodes d'analyse (AMDEC & HAZOP) et basé sur l'étude faite dans le troisième chapitre. Cet outil permet d'accélérer l'identification des risques, aide l'opérateur de prendre la bonne décision. L'approche repose sur quatre étapes, dans la première étape nous avons fait la description fonctionnelle de l'unité CP2K en trois zones. Et chaque zone a été décomposée en sous systèmes (équipements et composants). Dans la deuxième étape nous avons procédé à l'analyse dysfonctionnelle par la combinaison des deux méthodes AMDEC & HAZOP ainsi qu'au calcul des paramètres de la sûreté de fonctionnement (FMD). Par la suite nous avons identifié toutes les déviations, leurs causes et leurs conséquences de même que tous les modes de défaillances, leurs causes et leurs conséquences. Dans la troisième étape, nous avons évalué les risques extraits par la combinaison des deux méthodes par simulation des scénarios. Enfin la dernière étape offre les recommandations nécessaires pour aider l'opérateur de prendre les décisions à même d'éviter ou minimiser ces risques.

Notre présent travail mené pour l'automatisation de l'analyse et l'évaluation des risques dans les sites industriels, ouvre le champ à différentes perspectives pour des travaux futurs :

- L'utilisation d'autres types de méthodes, comme la modélisation fonctionnelle du système (D-higraph) et la création d'un outil de simulation du D-higraph
- L'exploitation des méthodes systémiques, qui considèrent le système dans son ensemble, pour analyser les défauts des systèmes et leurs causalités.
- La combinaison entre plusieurs approches (D-higraph STPA et FRAM), pour l'analyse complète des procédés et des systèmes