

RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

École Nationale Polytechnique



Département : Maîtrise des Risques Industriels et Environnementaux

Filière : QHSE-GRI

NAFTEC- Raffinerie d'Alger RA 1G

Mémoire de Projet de Fin d'Études pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'État en QHSE-GRI

---

## Proposition d'un système de sécurité du four de distillation atmosphérique au niveau de la raffinerie d'Alger

---

**Kaouther GACI**

Sous la direction de :

---

Mme. Ouzna HAOUCHINE, Maître de Conférences B à l'ENP  
M. Aboubaker KERTOUS, Maître-Assistant A à l'ENP  
M. Kamel BENSARI, Directeur HSE à Hassi Messaoud

---

Présenté et soutenu publiquement le 14 - 06 - 2017 devant le jury composé de :

---

Président	M. Mohamed OUADJAOUT,	Maître-Assistant A à l'ENP
Encadreur	Mme. Ouzna HAOUCHINE,	Maître de Conférences B à l'ENP
Encadreur	M. Aboubaker KERTOUS,	Maître-Assistant A à l'ENP
Encadreur	M. Kamel BENSARI,	Directeur HSE à Hassi Messaoud
Examineur	M. Amin BENMOKHTAR,	Maître-Assistant A à l'ENP
Examineur	Mme. Marya FODIL,	Maître-Assistant A à l'ENP

---



RÉPUBLIQUE ALGÉRIENNE DÉMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

École Nationale Polytechnique



Département : Maîtrise des Risques Industriels et Environnementaux

Filière : QHSE-GRI

NAFTEC- Raffinerie d'Alger RA 1G

Mémoire de Projet de Fin d'Études pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur d'État en QHSE-GRI

---

## Proposition d'un système de sécurité du four de distillation atmosphérique au niveau de la raffinerie d'Alger

---

**Kaouther GACI**

Sous la direction de :

---

Mme. Ouzna HAOUCHINE,	Maître de Conférences B à l'ENP
M. Aboubaker KERTOUS,	Maître-Assistant A à l'ENP
M. Kamel BENSARI,	Directeur HSE à Hassi Messaoud

---

Présenté et soutenu publiquement le 14 - 06 - 2017 devant le jury composé de :

---

Président	M. Mohamed OUADJAOUT,	Maître-Assistant A à l'ENP
Encadreur	Mme. Ouzna HAOUCHINE,	Maître de Conférences B à l'ENP
Encadreur	M. Aboubaker KERTOUS,	Maître-Assistant A à l'ENP
Encadreur	M. Kamel BENSARI,	Directeur HSE à Hassi Messaoud
Examineur	M. Amin BENMOKHTAR,	Maître-Assistant A à l'ENP
Examineur	Mme. Marya FODIL,	Maître-Assistant A à l'ENP

---

---

## *Remerciements*

*Je tiens à remercier en premier lieu mes encadreurs **Madame O. HAOUCHINE**, Maître de Conférences B à l'École Nationale Polytechnique (ENP), **Messieurs A. KERTOUS**, Maître-Assistant A à l'ENP, et **K. BENSARI**, directeur HSE à Hassi Messaoud, pour leurs encouragements, leur soutien académique et moral et leur contribution à l'exceptionnel encadrement dont j'ai bénéficié. Leur patience surtout et leur réactivité m'ont permis de mener à terme ce travail.*

*Je remercie très vivement **Monsieur K. CHENTIR**, Ingénieur process service HSE à SONATRACH, pour le temps qu'il a consacré, pour avoir partagé son expertise et pour tous les supports qu'il a mis à notre disposition.*

*Tous mes remerciements s'adressent à **Monsieur M. OUADJAOUT**, Enseignant Chercheur à l'ENP, Chef de Département et Directeur du Cycle Préparatoire-ENP, qui me fait l'honneur de présider le jury. Aussi, pour sa disponibilité, pour son aide et ses conseils très précieux.*

*Toute ma gratitude s'adresse aussi à l'ensemble des Enseignants du Département QHSE-GRI de l'École Nationale Polytechnique, à leur tête le Chef de Département, le **Professeur B. BENKOUSSAS**.*

*À **Monsieur A. BENMOKHTAR** et **Madame M. FODIL**, maîtres-Assistants A à l'ENP, pour avoir accepté d'examiner mon travail.*

*Je tiens à exprimer ma gratitude à **Madame S. ZEBOUDJ**, Professeur à l'ENP, pour tous les efforts qu'elle a fournis pour nous assurer une meilleure formation et un meilleur environnement de travail durant mes trois années en QHSE-GRI.*

*En particulier, mes remerciements s'adressent aussi à toute l'équipe de la raffinerie d'Alger à leur tête **Madame L. CHAABNA**, ingénieur service technique, **Monsieur A. TAKDJOUT** et **Monsieur HADJ GOUGHAL**, ingénieurs service instrumentation, pour leur aide, leur gentillesse mais surtout leur soutien moral et scientifique.*

*Enfin, je remercie toute personne ayant participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail, à ma famille et surtout à mes chères parents qui n'ont jamais cessé de m'encourager.*



## ملخص

في إطار هذا العمل، قمنا بتحليل المخاطر في 'وحدة التقطير تحت الضغط الجوي'. استعملنا كمرحلة أولى طريقة APR ثم طريقة HAZOP للتعلم أكثر في سيناريو الفرن المتعلق ببخار الفصل، في الأخير طبقنا طريقة ربطة العنق لمعرفة السيناريو الذي يملك أكبر احتمال ليكون بالتالي محور دراستنا. إن تقدير شجرة الحوادث مكنتنا من استنتاج الظاهرة الخطيرة الأقرب للوقوع ثم استخدمنا برنامج PHAST لتقييم النتائج. الجزء الأخير من هذا العمل اختصر في اقتراح نظام أمني للسلامة ذو SIL3.

**الكلمات المفتاحية:** التقطير تحت الضغط الجوي، HAZOP، PHAST، APR، ربطة العنق، SIL، VCE، SIS.

## Abstract

This study aims to analyze the risks of the atmospheric distillation unit using APR method. In order to get deeper into the boiling scenario that is associated with the stripping steam, HAZOP method was used. Finally, we have used Bowtie method to know which scenario is most likely to happen -that will be the basis of the current study.

The estimation of the event tree enabled us to deduce the most dangerous phenomenon likely to occur, and for determining its consequences, PHAST program was used. The last chapter highlights the proposition of a Safety Instrumented System with SIL3.

**Key words:** HAZOP, APR, SIS, SIL, Bowtie, PHAST, atmospheric distillation, VCE.

## Résumé

Dans cette étude, nous avons, dans un premier temps, analysé les risques au niveau de l'unité de distillation atmosphérique en utilisant la méthode APR. Nous avons ensuite utilisé la méthode HAZOP pour développer les scénarios du four relatifs au circuit vapeur et la méthode Nœuds Papillon pour déterminer le scénario le plus probable et qui fera l'objet de notre étude. L'estimation de l'arbre des événements nous a permis de déduire que le phénomène dangereux le plus probable est une explosion de type VCE et l'application du logiciel PHAST nous a aidé à déterminer les effets engendrés. Enfin, nous proposons comme solution un système instrumenté de sécurité d'un SIL3.

**Mots clés :** Unité de distillation atmosphérique, HAZOP, Nœud papillon, SIS, APR, PHAST, SIL, VCE.

# Table des matières

Liste des figures

Liste des tableaux

Glossaire

Abréviations

<b>Introduction générale</b>	<b>14</b>
<b>1 Généralités sur le raffinage pétrochimique</b>	<b>17</b>
1.1 Composition chimique du pétrole brut	17
1.2 propriétés physico-chimiques du pétrole brut	18
1.2.1 Densité	19
1.2.2 Température d'ébullition	19
1.2.3 Pression de vapeur	19
1.2.4 Point d'inflammation	20
1.2.5 Température d'auto-inflammation	20
1.2.6 Point d'éclair	20
1.3 Introduction au raffinage pétrochimique	21
1.3.1 Prétraitement du brut	21
1.3.2 Fractionnement du pétrole brut	22
1.4 Raffinerie et accidentologie	26
1.5 Conclusion	27
<b>2 Introduction à la gestion des risques</b>	<b>29</b>
2.1 Cadre réglementaire de la gestion des risques	29
2.1.1 Directive SEVESO I, II et III	29
2.1.2 CEI 61508	30
2.1.3 Réglementation Algérienne	30

## TABLE DES MATIÈRES

2.2	Définitions et généralités	31
2.2.1	Notion de danger	31
2.2.2	Notion de risque industriel	31
2.2.3	Phénomène dangereux	32
2.2.4	Sécurité	32
2.2.5	Définition des Systèmes instrumentés de sécurité (SIS)	33
2.2.6	Gestion des risques, processus et objectifs	34
2.2.7	Méthodes d'analyse et d'évaluations de risques	35
2.3	Conclusion	38
<b>3</b>	<b>présentation du champ de travail</b>	<b>40</b>
3.1	Situation géographique	40
3.2	Historique de la raffinerie d'Alger	40
3.3	Organisation de l'établissement	42
3.4	Choix du champ d'étude	42
3.5	Description de l'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Alger, Unité 100 (U 100)	43
3.5.1	Prétraitement du brut	44
3.5.2	Préchauffage du brut	44
3.5.3	Section four	45
3.5.4	Distillation atmosphérique	46
3.5.5	Section stabilisation	48
3.5.6	Section de redistillation	49
3.5.7	L'équilibre thermique à l'intérieur des colonnes	49
3.5.8	Section des mélanges de produits	50
3.6	Analyse fonctionnelle SADT (Structred Analysis Diagramme Technique)	50
3.6.1	Démarche de la méthode	50
3.6.2	Application de la méthode SADT sur l'unité 100	51
3.7	Analyse Préliminaire des Risques sur l'unité 100	52
3.7.1	Identification des éléments dangereux	52
3.7.2	Détermination des Evènements redoutés Centraux	55
3.7.3	Détermination des causes et des conséquences	55
3.7.4	Evaluation de la gravité et de la probabilité, grille de criticité	55
3.7.5	Résultats et discussion de l'analyse des risques	57

## TABLE DES MATIÈRES

3.7.6	Synthèse de l'Analyse Préliminaire des Risques	58
3.8	Application de la méthode HAZOP sur le circuit vapeur	59
3.8.1	Description du système stripping	59
3.9	Analyse détaillée par la méthode Nœud de papillon	60
3.10	Barrières de maîtrise de risque	62
3.10.1	Les barrières humaines	62
3.10.2	Les barrières techniques	62
3.10.3	Les barrières organisationnelles	63
3.11	Résultats et discussion	68
3.12	Conclusion	68
<b>4</b>	<b>Modélisation des phénomènes dangereux</b>	<b>70</b>
4.1	Phénomène dangereux généré par le retour du gasoil au four F101	70
4.1.1	Description du four F101	70
4.1.2	Sécurité du four F101	71
4.1.3	Description des différents scénarios	72
4.2	Quantification des phénomènes dangereux	73
4.2.1	Banque de données pour la quantification des événements	73
4.2.2	Résultats et interprétation	74
4.3	Calcul des effets de surpression d'un VCE	76
4.3.1	Commentaires sur les résultats	78
4.4	Présentation du logiciel de simulation PHAST (Process Hazard Analysis Software Tool)	78
4.4.1	Simulation de l'explosion VCE	78
4.4.2	Commentaires	79
4.5	Conclusion	79
<b>5</b>	<b>Maîtrise des risques</b>	<b>81</b>
5.1	Détermination du PFD et SIL requis pour chaque scénario à l'aide de bowtie Pro	81
5.1.1	Présentation du logiciel bowtie Pro	81
5.1.2	Choix des scénarios	82
5.1.3	Calcul du PFD et le SIL requis pour chaque scénario par l'analyse LOPA de BowTie Pro	84
5.2	Synthèse de la méthode	84

## TABLE DES MATIÈRES

5.3	Proposition d'un système de sécurité pour la vapeur stripping	85
5.3.1	Définition d'une boucle de régulation	85
5.3.2	Critère de choix du régulateur	85
5.3.3	Critères de choix du style de commande	87
5.3.4	Mise en place du système	87
5.3.5	Calcul du PFD et le SIL du SIS proposé	88
5.3.6	Simulation du comportement de l'actionneur pour les différentes variations de pression	88
5.4	Plan d'intervention contre les phénomènes dangereux selon les scénarios proposés	92
5.5	Conclusion	93
	<b>Conclusion générale</b>	<b>94</b>
	<b>Références bibliographiques</b>	<b>96</b>
	<b>Annexes</b>	<b>99</b>

# Table des figures

1.1	Principaux hydrocarbures pétroliers	19
1.2	procédé de dessalage et de séparation (Occupational Safety and Health Administration (OSHA) 1996)	23
1.3	dessalage, chauffage atmosphérique et séparation du pétrole (Occupational Safety and Health Administration (OSHA) 1996).	23
1.4	schéma des procédés de raffinage (Occupational Safety and Health Administration (OSHA) 1996).	25
2.1	Structure générale d'un SIS	34
2.2	Processus de gestion des risques	34
2.3	Exemple d'un tableau APR	36
2.4	Schéma conceptuel d'un nœud papillon	38
3.1	vue de ciel de la raffinerie d'Alger	40
3.2	Retour d'expérience sur les accidents survenus au niveau des raffineries	43
3.3	Les étapes de la distillation atmosphérique	44
3.4	Train de préchauffe (batterie d'échangeurs)	45
3.5	Schéma simplifié de prétraitement et de préchauffage du brut	45
3.6	Schéma du four représentant les FIC	46
3.7	Colonne de distillation atmosphérique	47
3.8	Boîte A-0 du procédé de raffinage	51
3.9	Boîte enfant premier niveau	52
3.10	Boîte enfant deuxième niveau	53
3.11	Grille de criticité	56
3.12	Criticité du risque à l'U 100 avant et après le calcul des barrières	57
3.13	Criticité du risque à l'U100 avant et après le calcul des barrières	58
3.14	Comparaison de catégorie de risque par équipement	58
3.15	Application de la méthode HAZOP sur le circuit vapeur paramètre température	60
3.16	Application de la méthode HAZOP sur le circuit vapeur paramètre pression	60

## TABLE DES FIGURES

3.17 Exemple d'une séquence accidentelle	61
3.18 Noeud papillon pour l'ERC perte de confinement en brut	64
3.19 Noeud papillon pour l'ERC perte de confinement en fuel-gaz	64
3.20 Noeud papillon pour l'ERC retour des produits légers au four F101	65
3.21 Noeud papillon pour l'ERC perte de confinement en kérosène/gasoil	65
3.22 Perte de confinement pour l'ERC perte de confinement en naphta	66
3.23 Noeud papillon pour l'ERC perte de confinement en GPL	66
4.1 Représentation du four F101	71
4.2 Estimation de l'arbre des événements	73
4.3 Estimation de l'arbre des événements	74
4.4 Quantification des phénomènes dangereux générés	75
4.5 Grille de criticité (ARAMIS)	75
4.6 variation de la surpression en fonction de la distance	79
4.7 Contours des seuils de pression	79
5.1 Application d'un échelon sur le système	86
5.2 Réponse d'un système du premier ordre à un échelon	86
5.3 Exemple du système de régulation proposé	87
5.4 résultats de la simulation du SIS proposé	89
5.5 Diagramme de fiabilité et PFDmoy du système proposé	90
5.6 Courbe de variation de la pression de la vapeur stripping	90
5.7 variation de la pression en amont de l'actionneur	91
5.8 schéma de simulation (SIMULINK)	91
5.9 Résultats de simulation du comportement de la vanne	92

# Liste des tableaux

1.1	Proportion de quelques composants du pétrole brut	18
1.2	Propriétés chimiques de quelques hydrocarbures. (fiche de sécurité du programme International sur la sécurité des substances chimiques)	20
3.1	Les compagnies ayant participé à la mise en œuvre de la raffinerie	41
3.2	Quelques statistiques du retour d'expérience	43
3.3	Tableau des paramètres des produits utilisés	53
3.4	Estimation de la probabilité	55
3.5	Estimation de la gravité	56
3.6	Estimation des probabilités de défaillance des équipements classiques	67
3.7	Estimation des probabilités des évènements indésirables	67
3.8	Calcul des probabilités des ERC	68
4.1	Probabilité des défaillances des barrières	74
4.2	phénomène dangereux générés par l'ERC choisi	74
4.3	Calcul des rayons des effets	77
4.4	Données introduites au logiciel PHAST	78
5.1	Inventaire des scénarios étudiés	83
5.2	Inventaire des scénarios étudiés	84
5.3	Données pour le calcul du PFD du SIS	88



# Glossaire

**ARAMIS** : C'est une démarche ayant pour objectif de développer une nouvelle méthode d'évaluation des risques majeurs qui sache intégrer les forces des différentes approches de culture déterministe ou probabiliste existantes au niveau européen.

**Barrière de sécurité** : une procédure ou un élément matériel destiné à interrompre ou à modifier le scénario d'un accident de manière à en réduire soit la probabilité, soit la gravité des conséquences.

**Le colmatage** : Le colmatage est le phénomène par lequel un système poreux ou se retrouve bouché empêchant par conséquent le passage du fluide qui pouvait le traverser.

Éléments vulnérables : ce sont les éléments fragiles, précaires et qui peuvent être facilement attaqués et endommagés suite à un accident.

**Flash-fire** : Un incendie instantané et très rapide peut se produire dans un environnement où le carburant et l'air se mélangent à des concentrations égales et suffisantes pour que la combustion se déroule... Le flash-fire génère des effets thermiques seulement il dégage un flux de chaleur d'environ 80kW / m<sup>2</sup> pendant des périodes de temps relativement courtes, généralement moins de 3 secondes.[NFPA 2113]

**Plateaux** : Les plateaux d'une colonne ont pour objectif de mettre en contact le liquide qui redescend par gravité et la vapeur qui monte.

**UVCE** : C'est une explosion de vapeur de gaz ou de liquide à l'air libre. Cette explosion génère des effets de surpression.

# Abréviations

**ADD** : Arbre De Défaillances

**ADE** : Arbre Des Evenements

**ALARP** : As Low As Reasonably Practicable

**APR** : Analyse Préliminaire des Risques

**ARAMIS** : Accidental Risk Assessment Methodology for Industries in the framework of Seveso II Directive

**BIT** : Bureau International du Travail

**BP** : Basse Pression

**CE** : Comité Européen

**CEE** : Comité d'Électronique et Électrotechnique

**CEI** : La Commission électrotechnique Internationale

**CRS** : Les Compagnies Républicaines de Sécurité (France)

**E/E/EP** : Electronique, Electrotechnique et Electronique Programmable

**EI** : Evènement Initiateur

**EN** : European Nations

**ERC** : Evenement Redouté Central

**Essence SR** : Essence Stright Run

**F101** : four n ° 1 de l'unité 100

**FIC** : Flow Indicator and Control

**FRC** : Flow Regulation and Control

**FRR** : Facteur de Réduction de Risque

**HAZOP** : HAZard OPereability

**HP** : Haute Pression

**HSE** : Hygiène Sécurité Environnement

**ICPE** : Installation Classée pour la Protection de l'Environnement

**INERIS** : Institut national de l'environnement industriel et des risques

**ISO** : International Organization for Standardization

**LOPA** : Layers Of Protection Analysis

**LRC** : Level Regulation and Control

**MP** : Moyenne Pression

**NC** : Niveau de Confiance

**NF** : Norme Française

**OHSAS** : Occupational Health and Safety Assessment Series

**OREDA** : Offshore REliability DAtabase

**P101** : Pompe n ° 1 de l'unité 100

**P & ID** : Process & Instrumentation Diagram

**PE** : Point d'éclair

**PHAST** : Process Hazard Analysis Software Tool

**PPM** : Partie Par Million

**RA1G** : Raffinerie d'Alger

**SADT** : Structured Analysis Diagramme Technique

**SDF** : Sûreté De Fonctionnement

**SIL** : Système Integrity Level

**SIS** : Système Instrumenté de Sécurité

**TAI** : Température d'Auto-Inflammation

**Téb** : Température d'ébullition

**TRC** : Temperature Regulation and Control

**TNT** : Trinitrotoluène

**UE** : Union Européenne

**UFIP** : Union Française des Industries Pétrolières

**UVCE** : Unconfined Vapour

**VCE** : Vapour Cloud Explosion

# Introduction générale

Dans les années 30, commencent les premières spéculations sur la présence de pétrole dans le Sahara algérien. En Septembre 1959, des compagnies françaises y découvrent des gisements d'hydrocarbures : L'Algérie, un pays riche en pétrole (gisement de Hassi Messaoud) et surtout en gaz (Hasi R'mel). Ainsi, les premiers contrats d'exploration sont signés avec des compagnies françaises et internationales.

Le secteur des hydrocarbures reste une source essentielle de l'économie algérienne. Il représente 96% du volume total des exportations et 60% des recettes budgétaires de l'état Algérien ; soit 37,74 milliards de dollars américains [1].

Sans transformation, le pétrole brut ne possède qu'une faible utilité. Pour une meilleure utilisation, ses composants doivent donc être extraits, séparés et transformés. Le raffinage est le procédé qui nous permettrait de mieux exploiter cette ressource. En effet, ce dernier est la transformation du pétrole brut en produits pétroliers finis ou semi-finis sans toucher leurs propriétés physico-chimiques. Il permet en outre d'en extraire aussi bien des produits nécessaires aux activités de la vie courante (chauffage, transport, cuisine, etc.) que des produits dérivés utilisés dans des processus industriels (pétrochimie, revêtements routiers, etc.)

La gamme de produits obtenus par raffinage illustre l'importance de celui-ci dans l'économie.

Cependant, il est considéré comme l'une des activités industrielles à hauts risques car on y traite des produits très inflammables, toxiques et nocifs pour les personnes et l'environnement. La raffinerie d'Alger est une installation classée et soumise à la directive SEVESO. Cette directive demande aux Etats membres et aux entreprises d'identifier les risques associés à certaines activités industrielles dangereuses et de prendre les mesures nécessaires pour y faire face. Elle exige la mise en place d'une étude de danger qui vise à réduire et à maîtriser les risques.

Des études statistiques au niveau de différentes raffineries ont montré que la majorité des incidents et des accidents (47%) sont survenus au niveau de l'unité de distillation atmosphérique. Aussi, dans notre étude, nous allons analyser et évaluer les risques au niveau de l'unité 100

(unité de distillation atmosphérique) de la raffinerie d'Alger. Le présent travail est constitué de trois grandes parties :

Dans la première est exposée une étude bibliographique qui porte d'une part sur le pétrole brut et son raffinage et d'autre part sur les notions de base relatives à la gestion des risques, la réglementation en vigueur et les méthodes d'analyse utilisées.

La deuxième partie résume l'application des différentes méthodes d'analyse. Elle commence par une analyse SADT pour décortiquer le système, connaître les éléments d'entrer et de sortie dans chaque partie. Elle se poursuit par une Analyse Préliminaire des Risques, une HAZOP pour voir l'influence de la variation de chaque paramètre sur les équipements et les fluide en particulier le circuit vapeur, et se termine par la méthode Nœuds Papillon pour déterminer les scénarios de danger et les classer éventuellement.

Enfin, la dernière partie est consacrée à une modélisation mathématique des phénomènes dangereux (Matlab et Phast) et aux solutions adaptées pour la maîtrise des risques.

# Chapitre I

## Généralités sur le raffinage pétrochimique

# Chapitre 1

## Généralités sur le raffinage pétrochimique

Le pétrole est un produit plus ou moins visqueux, de couleur brun à vert foncé. Il est constitué principalement d'hydrocarbures, dont le carbone représente 84 à 87% de sa masse et l'hydrogène 11 à 14% [2]. D'autres éléments peuvent entrer dans la composition chimique du pétrole brut, on trouve surtout le soufre mais aussi l'azote, l'oxygène et certains métaux comme le nickel et le vanadium.[2]

Le pétrole brut peut aussi contenir des sédiments tels que le sable, les débris, l'eau et les sels minéraux. La proportion de chaque élément, surtout les hétéroatomes et métaux, dépend fréquemment de l'origine géographique du gisement de pétrole. [3]

Les compositions du pétrole brut est donnée dans le tableau 1.1.

### 1.1 Composition chimique du pétrole brut :

Selon leur structure moléculaire, les hydrocarbures peuvent être classés en deux grandes catégories :

- Hydrocarbures pétroliers saturés[4] : ce sont des hydrocarbures acycliques (alcanes) et cyclique (cycloalcanes) ayant pour formule chimique  $C_nH_{2n+2}$  ou  $C_nH_{2n}$  et sont appelés des alcanes ou des cycloalcanes.

Les composés acycliques sont caractérisés par une chaîne linéaire (les n-paraffines) ou ramifiée (les iso-paraffines) avec une simple liaison entre tous les carbones de la chaîne hydrocarbonée.

- Hydrocarbures pétroliers non saturés : ce sont les alcènes et les alcynes. Ils sont caractérisés par une présence d'au moins une double liaison covalente entre deux atomes de carbone.

On en distingue deux types, les composés à chaîne cyclique qui sont les aromatiques ou les benzènes et les oléfines.

En plus des paraffines, naphthènes, oléfines et aromatiques, il est possible de trouver dans les mélanges pétroliers d'autres composés. On en cite :

- les composés azotés ;
- les composés soufrés ;
- les composés organométalliques ;
- les composés oxygénés.

Ces derniers sont constitués en dehors de carbone et d'hydrogène par des hétéroatomes[5].

Tableau 1.1 – Proportion de quelques composants du pétrole brut

<b>Composition</b>	<b>Proportion</b>
Carbone	84-87 %
Hydrogène	11-14 %
Soufre	0,04-6 %
Azote	0,1-1,5 %
Oxygène	0,1-0,5 %
Vanadium	0,00375-0,011
Nickel	0,00125-0,004
Eau et sédiments	0,1 à 0,6 % volume
Sels minéraux	20 à 200 g/t

## 1.2 propriétés physico-chimiques du pétrole brut :

Le pétrole brut est caractérisé par un certain nombre de propriétés physiques physico-chimiques dont les plus importantes sont la densité, la température d'ébullition, la pression de vapeur, le point d'inflammation, la température d'auto-inflammation et le point d'éclair.



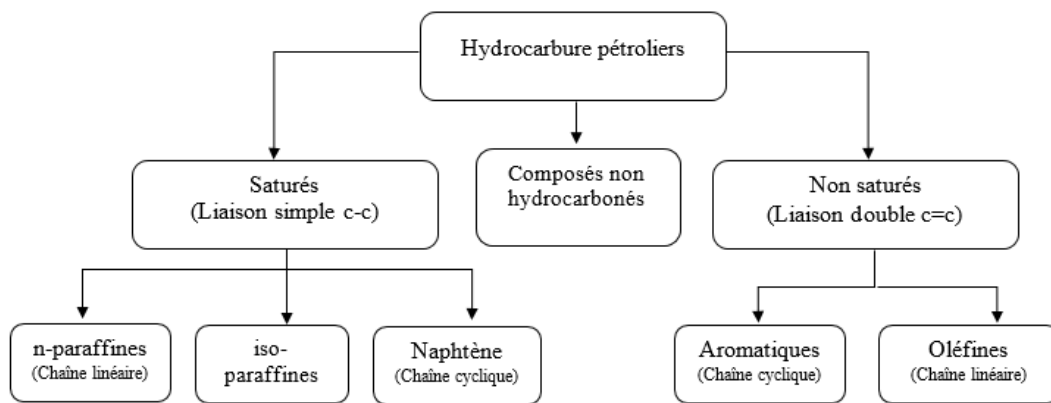


FIGURE 1.1 – Principaux hydrocarbures pétroliers

### 1.2.1 Densité :

La densité du pétrole brut est un élément très important pour distinguer les différents types qui existent et indiquer la flottabilité des hydrocarbures dans l'eau en cas de déversement. Les études ont également montré que lorsque la densité des hydrocarbures devient supérieur à celle de l'eau douce (1,0) ou marine 1,03 les hydrocarbures coulent[6]. On trouve généralement quatre principales familles du pétrole brut selon leur densité à 15 ° C : [3]

- Brut léger :  $d_{15} < 0.825$
- Brut moyen :  $0.825 < d_{15} < 0.875$
- Brut lourd :  $0.875 < d_{15} < 1.000$
- Brut extra lourd :  $d_{15} > 1.000$

### 1.2.2 Température d'ébullition :

Comme la densité à l'état liquide, la température d'ébullition sous pression atmosphérique représente un critère très important pour les hydrocarbures.[2]

Chaque produit pétrolier est constitué d'hydrocarbures appartenant à un intervalle assez bien défini de températures d'ébullition qui varie en fonction de la longueur de la chaîne hydrocarbonée et de sa structure chimique. Cette propriété est directement liée à la densité du pétrole.

### 1.2.3 Pression de vapeur :

La pression de vapeur saturante est la pression à laquelle un fluide passe de l'état gazeux à l'état liquide (ou de l'état liquide à gazeux) pour une température donnée. Si la température du fluide augmente, la pression de vapeur saturante augmente.

Lorsque l'on aspire un liquide dans une conduite, on crée une dépression, si cette baisse de pression fait descendre la pression du liquide au-dessous de sa pression de vapeur saturante, le liquide se met en ébullition (production de vapeur). En hydraulique, on appelle ce phénomène la cavitation.

#### 1.2.4 Point d'inflammation :

Supérieur au point éclair de quelques degrés, c'est la température à laquelle le liquide inflammable émet suffisamment de vapeurs pour former avec l'air un mélange inflammable qui, une fois allumé, est capable de rayonner assez de chaleur vers la surface du liquide pour que la combustion puisse s'entretenir d'elle-même.

#### 1.2.5 Température d'auto-inflammation :

En l'absence de source d'allumage, un mélange gazeux compris dans les limites d'inflammabilité peut s'enflammer spontanément s'il est porté à une certaine température. Il s'agit de la température d'auto-inflammation.

#### 1.2.6 Point d'éclair :

Un liquide est dit « inflammable » lorsqu'il émet des vapeurs qui, en mélange dans les proportions du domaine d'inflammabilité avec un comburant, sont susceptibles de s'enflammer. La condition principale pour qu'il puisse y avoir combustion est que le liquide émette des vapeurs en quantité suffisante pour atteindre une concentration supérieure à la limite inférieure d'inflammabilité. Il existe donc, pour chaque liquide, une température à partir de laquelle se forment des vapeurs en quantité suffisante pour former avec l'air un mélange inflammable pouvant être allumé. Cependant, cette quantité est insuffisante pour que la combustion amorcée puisse se poursuivre d'elle-même si la source d'inflammation est supprimée.

Le tableau 1.2 regroupe des exemples de ces propriétés chimiques pour quelques hydrocarbures.

Tableau 1.2 – Propriétés chimiques de quelques hydrocarbures. (fiche de sécurité du programme International sur la sécurité des substances chimiques)

Nom	Formule	$T_{eb}$ ( ° C)	TAI ( ° C)	PE ( ° C)
Méthane	$CH_4$	-151,5	580	-188
Ethane	$C_2H_6$	-89	515	-135
n-Butane	$C_3H_8$	-42	470	-104
2-Méthylpropane	$CH_3 - CH(CH_3) - CH_3$	-12	460	-83
n-Pentane	$C_5H_{12}$	36	309	-49
2-Méthylbutane	$CH_3 - CH(CH_3) - CH_2 - CH_3$	28	420	-51
n-Hexane	$C_6H_{14}$	69	225	-22
Cyclohexane	$C_6H_{12}$	81	260	-18
n-Octane	$C_8H_{18}$	12	220	13

### 1.3 Introduction au raffinage pétrochimique :

Le raffinage du pétrole est un procédé industriel qui permet d'extraire du pétrole brut des produits finis ou semi-finis sans toucher leurs propriétés physico-chimiques. Il se fait en mettant en œuvre des produits chimiques, des catalyseurs, de la chaleur et de la pression. Ces produits obtenus sont utilisés comme source d'énergie et dans les différentes branches de l'industrie.

Le raffinage du pétrole débute par la distillation. Cette étape consiste à séparer le brut en différents groupes d'hydrocarbures (appelés coupes). Elle se déroule en plusieurs opérations : [7]

#### 1.3.1 Prétraitement du brut :

Il consiste en dessalage. En effet, le pétrole brut contient souvent de l'eau, des sels inorganiques, des solides en suspension et des traces de métaux solubles dans l'eau. La première étape du raffinage consiste à éliminer ces contaminants par dessalage (déshydratation) pour réduire la corrosion, le colmatage et l'encrassement des installations et empêcher l'empoisonnement des catalyseurs dans les unités de production. Le dessalage peut être chimique, électrostatique ou par filtration.

Dans le dessalage chimique, on ajoute de l'eau et des agents tensio-actifs (désémulsifiants) au pétrole brut, on chauffe pour dissoudre ou fixer à l'eau les sels et les autres impuretés, puis on conserve ce mélange dans un bac pour que la phase aqueuse décante.

Dans le dessalage électrostatique, on applique des charges électrostatiques de tension élevée pour concentrer les gouttelettes en suspension dans la partie inférieure du bac de décantation.

On ajoute des agents tensio-actifs uniquement lorsque le pétrole brut renferme beaucoup de solides en suspension. Un troisième procédé, moins courant, consiste à filtrer le pétrole brut chaud sur de la terre à diatomées. Dans les dessalages chimique et électrostatique, on chauffe la matière première brute jusqu'à une température comprise entre 66 °C et 177 °C, pour réduire la viscosité et la tension superficielle et faciliter ainsi le mélange et la séparation de l'eau ; la température est limitée par la pression de vapeur du pétrole brut. Ces deux méthodes de dessalage sont réalisées en continu. Une base ou un acide sont parfois ajoutés pour ajuster le pH de l'eau de lavage ; on peut aussi ajouter de l'ammoniac pour réduire la corrosion. Les eaux usées et les contaminants qu'elles contiennent sont repris à la partie inférieure du bac de décantation et acheminés vers l'unité d'épuration des eaux usées.

Le pétrole brut dessalé est récupéré en continu à la partie supérieure du bac de décantation et envoyé à une tour de distillation atmosphérique (tour de fractionnement).

### 1.3.2 Fractionnement du pétrole brut :

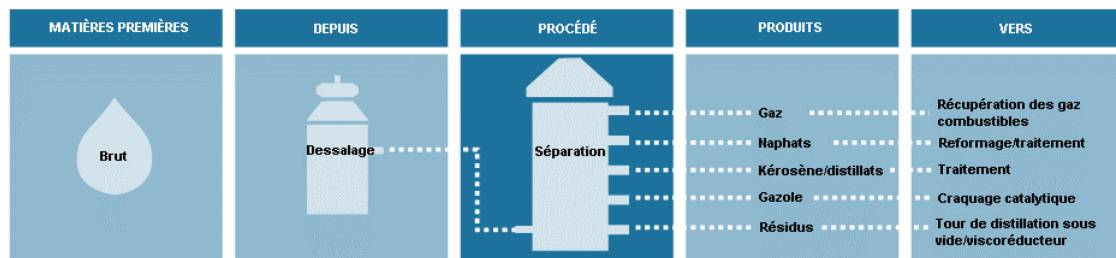
- **La distillation :** La distillation est une étape préliminaire au raffinage des produits pétroliers. Elle s'effectue dans des tours de distillation atmosphérique ou légèrement supérieure à la pression atmosphérique et sous vide et à des températures allant de 343 °C à 371 °C, pour éviter tout craquage thermique indésirable qui se produirait à des températures plus élevées. Le pétrole brut est séparé en diverses fractions ou fractions de distillation directe, différenciées par leurs plages de points d'ébullition et classées par ordre de volatilité décroissante en gaz, distillats légers, distillats moyens, gazole et résidus. Le fractionnement permet de séparer les différentes fractions car, en raison de la différence de température entre le bas et le haut de la tour, les constituants à point d'ébullition plus élevé se condensent à la partie inférieure de la tour, tandis que les fractions à point d'ébullition plus bas montent plus haut dans la tour avant de se condenser. La tour comporte également des plateaux qui permettent de soutirer les fractions liquides qui s'y condensent. Dans une unité typique à deux étages, la tour de distillation atmosphérique, qui produit des fractions et des distillats légers, est immédiatement suivie d'une tour de distillation sous vide dans laquelle sont traités les résidus de la distillation atmosphérique. Après la distillation, seuls quelques hydrocarbures peuvent être utilisés comme produits finis sans traitement supplémentaire.

Les fractions soutirées sont soumises à un fractionnement complémentaire appelé « strip-

ping » dans des colonnes annexes appelées « strippers », afin d'éliminer les fractions légères encore dissoutes.

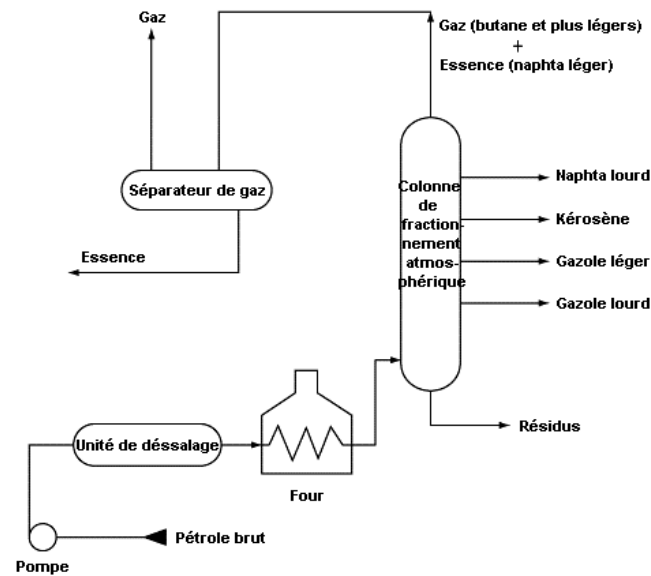
- **Le stripping** : Dans cette opération, le flux du liquide est traité à contre-courant par une vapeur surchauffée ce qui entraîne la revaporisation des constituants légers[8].

Lors du stripping, la vapeur injectée peut être considérée comme un gaz incondensable qui réduit la pression partielle à l'intérieur de la colonne et permet la vaporisation facile des vapeurs. Elle apporte également sous forme de chaleur sensible les calories nécessaires pour chauffer le liquide et faciliter ainsi son dégazage.



Source: d'après Occupational Safety and Health Administration (OSHA), 1996.

FIGURE 1.2 – procédé de dessalage et de séparation (Occupational Safety and Health Administration (OSHA) 1996)



Source: d'après Occupational Safety and Health Administration (OSHA), 1996.

FIGURE 1.3 – dessalage, chauffage atmosphérique et séparation du pétrole (Occupational Safety and Health Administration (OSHA) 1996).

D'autres produits peuvent être transformés pour les rendre plus facilement utilisables et ce en modifiant leurs structures physiques et moléculaires par craquage, reformage et par d'autres procédés de conversion[9]. Le produit est ensuite soumis à divers procédés de traitement et de séparation tels que l'extraction, l'hydrocraquage et l'adoucissement pour aboutir aux produits finis.

Dans les raffineries les plus simples comme celle d'Alger, on s'en tient habituellement à la distillation atmosphérique et à la distillation sous vide, alors que, dans les raffineries intégrées, on procède au fractionnement, à la conversion, au traitement et au mélange, ainsi qu'à la production de lubrifiants, de fiouls lourds et de bitumes ; ces raffineries peuvent aussi comporter des installations de traitement pétrochimique.



## 1.4 Raffinerie et accidentologie :

Les hydrocarbures sont des produits qui réagissent avec l'oxygène dans des réactions appelées réactions de combustion. Ils ont un point d'éclair relativement bas et sont donc très inflammables. Les raffineries, qui détiennent une quantité assez importante de ces produits sont en effet des installations à haut risque.

Plusieurs accidents ayant entraîné plusieurs dégâts matériels et humains sont survenus dans ce type d'installations.

L'exemple de l'accident de Feyzin (04 Janvier 1966) est l'une des premières grandes catastrophes industrielles qui fit 18 morts, dont 11 pompiers, ainsi que 88 blessés et des dégâts matériels endommageant 1475 habitations. Deux opérateurs firent un prélèvement d'échantillons de gaz dans une des huit cuves sphériques de butane et de propane, qui servent à stocker la production de la raffinerie. Suite à une fausse manœuvre, une fuite se produit, et ne peut être colmatée. La nappe de gaz s'étend et travers l'autoroute toute proche. L'alerte fut donnée aux CRS et gendarmes de fermer les routes et autoroute mais un chemin départemental qui permet de rentrer sur l'autoroute n'est pas fermé en temps utile. Un travailleur d'une entreprise sous-traitante arrive avec son véhicule, qui échappe aux barrages et, calée dans le nuage de gaz sur la route parallèle à l'autoroute, elle sert de détonateur pour enflammer la nappe de gaz et déclenche l'incendie. Il décèdera de ses brûlures. Le feu remonta jusqu'à la sphère d'où le gaz s'échappe[10]. D'autres accidents ont également eu lieu à travers le monde dont les plus connus dont les plus connus sont :

- **Accident de Texas City (1978) :** Un feu de chalumeau se produit dans une fuite d'une sphère sur-remplie de butane. Instantanément, la sphère explose et une boule de feu se forme. La sphère se rompt en 3 morceaux principaux projetés dans 3 directions (distance maximale : 80 m). La soupape est projetée à 120 m dans une unité gaz où elle endommage un échangeur à tubes, provoquant un incendie généralisé de l'unité. Des cylindres verticaux et horizontaux explosent l'un après l'autre et 20 secondes après la première, une seconde sphère de  $800m^3$  d'un mélange butane-butylène (butène) explose également et génère une boule de feu d'environ  $335 \times 200m$ . Des fragments sont projetés à 190 m et une soupape à 500 m. Les explosions se poursuivent pendant 6h.

Au final, seul un réservoir vertical cylindrique n'a pas explosé ; il sera retrouvé renversé à quelques mètres. 7 employés sont tués et 10 autres blessés. Le coût global est estimé à 100 millions de dollars.



- **San Ixuatepec, Mexico (1984)** : Un incendie majeur et une série d'explosions catastrophiques ont lieu sur le terminal PEMEX GPL à San Juan Ixuatepec, Mexico suite à une fuite de gaz. 600 morts et 7 000 blessés, 39 000 personnes évacuées sont le bilan final de la catastrophe.
  
- **Izmit (Turquie) (2002)** : Une explosion suivie d'un incendie se produit dans un centre emplisseur de gaz vers 8 h un dimanche matin, suite à une fuite lors du chargement d'une semi-remorque. L'accident aurait occasionné des dommages d'un montant de 2,5 millions de dollars.

La zone industrielle où sont implantées la raffinerie, l'entreprise gazière ainsi que d'autres usines est très proche de quartiers habités avec une forte densité de population.

## 1.5 Conclusion :

Dans le secteur pétrochimique on peut diviser les activités en trois grandes parties :

- les activités en amont, qui concernent l'extraction du pétrole brut à partir des puits et le transport,
- les activités en aval qui consistent généralement à l'extraction des dérivés du pétrole,
- la production des produits pétrochimiques.

Quant au raffinage pétrochimique, le procédé est similaire dans toutes les raffineries, le brut passe par une succession d'étape qui sont le prétraitement, le chauffage et la séparation. Cependant, la différence notée est la technologie utilisée, qui peut améliorer considérablement l'efficacité et le rendement de la production.

Comme toute technologie le raffinage, et l'industrie pétrochimique d'une façon générale, représente des risques sur la sécurité de l'homme. Les accidents et les catastrophes ont poussé les industriels à tirer la sonnette d'alarme et un constat et une maîtrise de la situation sont alors imposés. Plusieurs accords et traités nationaux et internationaux ont en découlé et une nouvelle approche est apparue : la gestion des risques industriels.

## Chapitre II

### Généralités sur le raffinage pétrochimique

# Chapitre 2

## Introduction à la gestion des risques

La gestion des risques est une partie très importante dans tout souhait de maîtrise des risques. C'est l'étape qui nous permettrait de faire un état des lieux vis-à-vis de la sécurité de l'installation, les potentiels de danger qui existent et les mesures de contrôle qui empêchent ou minimisent la probabilité que ces défaillances se transforment en accident.

Dans ce chapitre, nous citons d'abord les réglementations qui gèrent le domaine de la gestion des risques. Nous définissons par la suite les concepts et les notions de bases ainsi que les objectifs de la gestion des risques.

Nous allons également aborder l'analyse des risques, qui représente une partie du processus de la gestion des risques et nous allons détailler les méthodes d'analyse utilisées dans ce mémoire.

### 2.1 Cadre réglementaire de la gestion des risques :

#### 2.1.1 Directive SEVESO I, II et III :

Suite aux différents accidents majeurs survenus à Feyzen en 1966, à Flixborough (Grande Bretagne) en 1974, à Los Alfaques (Espagne) en 1978 et à Seveso (Italie) en 1976, la CEE a adopté le 24 juin 1982 une directive sur les Risques d'Accidents Majeurs liés à certaines activités industrielles appelée Directive SEVESO[11].

La directive 82/501/CEE dite directive Seveso 1 datait du Décembre 1982 ; elle fut remplacée par la directive 96/82/CE dite directive Seveso 2 en 1996 puis modifiée le 9 décembre 1996 et amendée par la directive 2003/105/CE du 16 décembre 2003.

La directive 2012/18/UE du 4 juillet 2012, dite directive Seveso3, a été publiée le 24 juillet 2012 au Journal officiel de l'Union Européenne. Mais elle n'a pas été mise en vigueur que depuis le

1er juin 2015. Elle remplace la directive Seveso 2. Elle concerne environ 10 000 établissements dans l'Union européenne.

Cette directive oblige les industriels de caractériser leurs activités en fonction d'une nomenclature, appelée « nomenclature des installations classées pour la protection de l'environnement » et les déclarer auprès des services d'état et de recenser par les États des établissements à risques (avec identifications des substances dangereuses).

Elle exige également la mise en œuvre d'études de danger par les industriels pour identifier tous les scénarios possibles d'accident, évaluer leurs conséquences et mettre en place des moyens de prévention. Mais aussi de définir une politique de prévention des accidents majeurs et de plans d'urgence interne et externe[12].

### 2.1.2 CEI 61508 :

La CEI 61508, ou IEC 61508 ou IEC EN 61508 ou NF EN 61508, est une norme internationale provenant de la Commission électrotechnique internationale (CEI). Elle s'applique pour les systèmes comportant des composants E/E/EP (Electronique, Electrotechnique et Electronique Programmable). Elle est considérée comme une composante de la sûreté de fonctionnement. Cette norme est reconnue par le Comité européen de normalisation en électronique et en électrotechnique, d'où la notation EN, depuis 2002. Elle est également reconnue par l'AFNOR et s'intitule « Sécurité fonctionnelle des systèmes électriques/électroniques/électroniques programmables relatifs à la sécurité ».

La norme comporte sept parties, les trois premières étant normatives alors que les quatre suivantes sont des recommandations et des exemples[13].

### 2.1.3 Réglementation Algérienne :

- **Loi-cadre 04-20** : Cette loi est relative à la prévention des risques majeurs et à la gestion des catastrophes dans le cadre du développement durable.

Elle a pour objet d'édicter les règles de prévention des risques majeurs et de gestion des catastrophes dans le cadre du développement durable. Ces règles ont pour fondement les principes suivants :

- le principe de précaution et de prudence ;
- le principe de concomitance ;
- le principe d'action préventive et de correction par priorité à la source ;
- le principe de participation et le principe d'intégration des techniques nouvelles.

- **Loi 05-07** : La loi des hydrocarbures N ° 05-07 du 28 Avril 2005. Cette loi a pour objet de définir le régime juridique des activités dans le secteur pétrolier (activités en amont et en aval) ainsi que les droits et obligations des personnes exerçant une ou plusieurs des activités tout en mettant en exergue les nouvelles exigences HSE[14].
- **Décret 07-144** : En application des dispositions de l'article 23 de la loi n ° 03-10 du 19 juillet 2003, relative à la protection de l'environnement dans le cadre du développement durable le décret exécutif n ° 07-144 du 2 Joumada El Oula 1428 correspondant au 19 mai 2007 a pour objet de fixer la nomenclature des installations classées pour la protection de l'environnement.
- **Décret N ° 85-232 du 25 Août 1985** : Relatif à la prévention des risques de catastrophe. Il fixe les mesures et normes réglementaires et techniques de nature à éliminer les risques susceptibles de mettre en danger la sécurité des personnes, des biens et de l'environnement.

## 2.2 Définitions et généralités :

### 2.2.1 Notion de danger :

Le Bureau Internationale du Travail (BIT) donne la définition suivante du terme Danger : « c'est la propriété intrinsèque d'une substance dangereuse ou d'une situation physique de pouvoir provoquer des dommages pour la santé humaine et/ou l'environnement » [15].

D'autres organismes et réglementations ont donné une autre définition du danger : « Une nuisance potentielle pouvant porter atteinte aux biens (détérioration ou destruction), à l'environnement, ou aux personnes ». [IEC61508 ,1998]

« Toute source ou 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. ». [OHSAS18001, 1999]

### 2.2.2 Notion de risque industriel :

La définition du risque selon le BIT étant l'éventualité qu'un événement non désiré ayant des conséquences données survienne dans une période donnée ou dans des circonstances données, cette éventualité étant exprimée selon le cas en termes de fréquence (nombre d'événements donnés par unité de temps) ou en termes de probabilité (probabilité que se produise un événement donné à la suite d'un événement préalable)[15].

D'une manière générale, le risque peut être considéré comme la combinaison de deux facteurs : la fréquence de l'occurrence de l'évènement dangereux et la gravité de conséquences.

$$\text{Risque}(R) = \text{Probabilité}(P) \times \text{Gravité}(G) \dots \text{eq. 2.1}$$

On en distingue deux types de classifications, le risque professionnel et le risque industriel[16].

Les risques professionnels sont à l'origine des accidents du travail et des maladies professionnelles ou à caractère professionnel. Les éléments les plus vulnérables sont les salariés qui travaillent sur les lieux de l'accident. Il s'agit le plus souvent de blessures et d'intoxications plus ou moins graves, quelquefois de décès. Les dégâts matériels sont généralement faibles et restent limités aux postes de travail, à l'atelier et éventuellement à l'usine pour les plus importants d'entre eux. L'impact écologique est faible et se limite le plus souvent au périmètre de l'établissement[16]. Le risque industriel est un évènement accidentel se produisant sur un site industriel mettant en jeu des produits et/ou des procédés dangereux et entraînant des conséquences immédiates graves pour le personnel, les riverains, les biens et l'environnement. Lorsque la probabilité est faible et la gravité de la conséquence étant importante, on parle d'un risque majeur[17].

### 2.2.3 Phénomène dangereux :

Un phénomène dangereux peut être défini comme le processus par lequel le danger se concrétise et produit des effets sur des éléments vulnérables (dispersion d'un nuage de gaz toxique, effets de surpression d'une explosion, effets missiles, etc.)

### 2.2.4 Sécurité :

La sécurité est en général associée à l'absence de risque inacceptable. La norme ISO/CEI Guide 2 a lié la sécurité à la gravité des dommages. Cette forte corrélation risque/gravité a été ensuite pondérée avec la probabilité d'occurrence : « La sécurité est l'absence de risque inacceptable ».[ISO/CEI Guide 51, 1999]

En combinant ces définitions on peut dire que la sécurité est l'absence de danger ou de conditions susceptibles de créer un risque inacceptable. C'est aussi la mesure d'un niveau de confiance vis-à-vis de l'acceptabilité d'un risque.

### 2.2.5 Définition des Systèmes instrumentés de sécurité (SIS) :

Un SIS, aussi appelé boucle de sécurité, est un ensemble d'éléments (matériel et logiciel) assurant la mise en état de sécurité des procédés lorsque des conditions prédéterminées sont atteintes. Les SIS représentent une barrière technique de sécurité. Selon la norme CEI 61508 [IEC 61508-4, 2002] les SIS sont définis comme suit : « un système E/E/PE relatifs aux applications de sécurité comprend tous les éléments du système nécessaires pour remplir la fonction de sécurité ».

La norme CEI 61511 [CEI 61511, 2003] définit, quant à elle, les SIS comme « système instrumenté utilisé pour mettre en œuvre une ou plusieurs fonctions instrumentées de sécurité. Un SIS se compose de n'importe quelle combinaison de capteur(s), d'unité logique et d'élément(s) terminal(aux) ».

Un Système Instrumenté de Sécurité est donc composé de 3 couches : capteurs, unités logiques et actionneurs.

- **Une couche capteur (Sensor)** : elle est constituée d'un ensemble d'éléments d'entrée (ex : capteurs, détecteurs) qui surveille l'évolution des paramètres physico-chimiques représentatifs du comportement du procédé (température, pression, niveau, etc.)
- **Une couche unité logique LS (Logic Solver)** : ce sous-ensemble d'éléments logiques réalise le processus de prise de décision qui s'achève par l'activation du troisième sous-système FE (Final Élément) : Le sous-système LS peut être un automate programmable ou un micro-ordinateur doté de logiciels spécifiques.
- **Une couche actionneur FE** : Elle agit directement (ex : vannes d'arrêt d'urgence) ou indirectement (ex : vannes solénoïdes) sur le procédé pour neutraliser sa dérive en mettant, en général, le système à l'arrêt (état sûr) au terme d'un délai qui doit être spécifié pour chaque fonction de sécurité.

Chaque couche comprend au maximum  $m$  composants pouvant être de types différents (redondance non homogène).

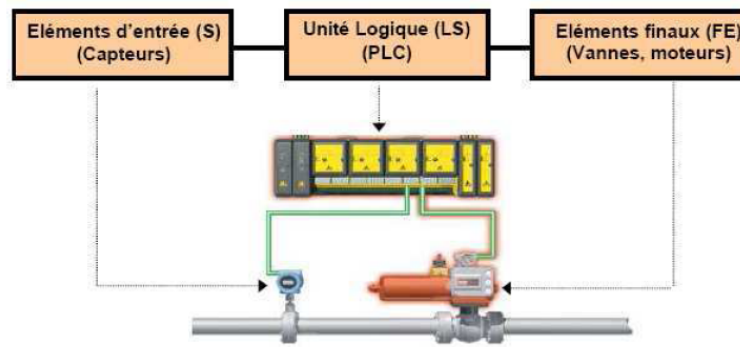


FIGURE 2.1 – Structure générale d'un SIS

### 2.2.6 Gestion des risques, processus et objectifs :

La gestion des risques est un processus itératif qui a pour objectif de réduire les risques à un niveau jugé acceptable [ISO/CEI 31010 :2009]. C'est également la mise en œuvre de toutes les dispositions organisationnelles et techniques visant à réduire leur probabilité d'occurrence ou à diminuer leur gravité[18].

L'adoption d'une approche de gestion des risques et la mise en place d'un processus constituent une assise solide qui contribue à mieux encadrer la planification et à assurer une gestion plus efficace et efficiente des risques de sinistre. En plus de marquer clairement l'engagement de la collectivité ou de l'organisation à la gestion des risques.

La démarche passe par un enchainement d'étapes comme le montre la figure 7, dont l'analyse des risques fait partie.

L'analyse des risques est la première étape de la gestion des risques. Elle consiste en l'identifica-

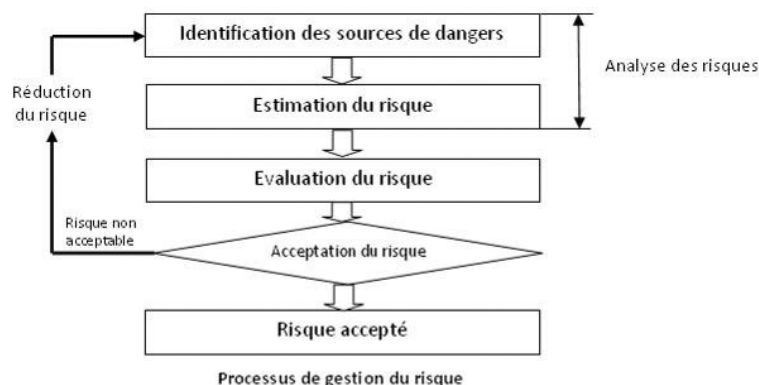


FIGURE 2.2 – Processus de gestion des risques

tion des sources de dangers ainsi que l'estimation du risque. L'identification se fait généralement via des audits, des check-lists ou on se référant à des retours d'expériences. Cette étape est en



effet un ensemble d'opérations à caractère scientifique visant à identifier, qualifier, mesurer et représenter les phénomènes accidentels (explosions, incendies, fuites de produits toxiques) susceptibles d'être pris en charge dans une démarche préventive[19].

Pour hiérarchiser les risques, on doit les quantifier ; c'est l'évaluation des risques. Ils existent Plusieurs méthodes quantitatives ou semi-quantitatives d'analyse de risques pour pouvoir rendre le risque tangible, en appliquant l'équation 2.1.

L'acceptation se fait après avoir placé le risque les grilles de criticité. Cette dernière comporte trois catégories de risque [20] :

- **Zone acceptable** :le risque est acceptable en l'état. Il convient alors de s'assurer par un management approprié que le risque soit maintenu dans cette zone tout au long du cycle de vie de l'installation.
- **Zone ALARP** (« as low as reasonably practicable », en anglais) : le risque est accepté sous condition que toutes les mesures de réduction du risque envisageables ont été mises en œuvre. Il convient alors de s'assurer par un management approprié que le risque réponde toujours aux conditions ALARP et qu'il n'évolue pas dans la zone inacceptable au cours du cycle de vie de l'installation.
- **Zone inacceptable** : le risque n'est pas acceptable en l'état et il est donc exigé de mettre en place des mesures de réduction du risque afin de faire passer ce dernier dans la zone acceptable ou à minima, ALARP.

Suivant le résultat de l'analyse des risques, on réitère le processus jusqu'à l'obtention du résultat souhaité.

La maîtrise des risques (Risk control) est un processus conduisant à évaluer et choisir l'une des différentes possibilités de réduction ou de transfert des risques. C'est d'une manière générale, l'ensemble des actions de mise en œuvre des décisions de la gestion des risques visant à les ramener sous le seuil d'acceptabilité.

### 2.2.7 Méthodes d'analyse et d'évaluations de risques :

Selon la procédure d'identification des risques effectuée, on peut définir plusieurs approches d'analyses des risques.

L'approche déterministe a généralement été adoptée dans les domaines à haut risque tels que nucléaire, militaire, transports guidés, où le moindre risque significatifs est traqué et réduit à la source. Elle consiste à recenser les événements pouvant conduire à un scénario d'accident en recherchant le pire cas possible (The Worst Case) et en affectant une gravité extrême à ses

conséquences potentielles. Par conséquent, les sous-systèmes critiques (systèmes de sauvegarde, de protection et de prévention) sont dimensionnés pour éviter toute défaillance dangereuse et organisés rigoureusement selon une stratégie de défense en profondeur.

L'approche probabiliste fait intervenir le calcul de probabilités relatives à l'occurrence d'événements faisant partie du processus de matérialisation d'un scénario d'accident donné.

Ils existent également des méthodes quantitatives, ces dernières sont supportées par des outils mathématiques ayant pour but d'évaluer la sûreté de fonctionnement (SdF) et entre autres la sécurité.

La démarche inductive dans la SdF, renvoie généralement à une démarche selon laquelle on part de la connaissance d'une cause et on essaye de déterminer les effets qu'elle est susceptible de provoquer. Le concept de déduction par contre, renvoie généralement à une démarche selon laquelle on se base plutôt sur la connaissance préalable des effets et on cherche justement à remonter causalement jusqu'aux origines de leur apparition[21].

- **L'Analyse Préliminaire des Risques (APR)** : La norme CEI-300-3-9 (CEI 300-3-9, 1995) définit L'APR comme 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. Cette méthode nous permet donc d'identifier les entités dangereuses d'un système et explorer pour chacune de ces entités comment elles pourraient générer un incident ou un accident plus ou moins grave suite à une séquence d'événements causant une situation dangereuse[22].

Groupe :				Système :										
N°	ID	Système	Evènements redoutés	Causes	Conséquences	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques

FIGURE 2.3 – Exemple d'un tableau APR

- **La méthode HAZOP (HAZard and OPerability)** : La méthode HAZOP est un outil formalisé, systémique et semi-empirique, utilisé et développé au Royaume-Uni dans les années 1970 pour analyser les risques potentiels associés à l'exploitation d'une installation industrielle en particulier les installations thermo-hydrauliques.

Suite à l'accident de Flixborough en 1974, cette méthode a connu une large utilisation surtout dans l'industrie pétrochimique et les industries polluantes[16].

Le principe de cette méthode repose sur une description complète des paramètres liés à

l'exploitation de l'installation et la définition des différentes défaillances possibles qu'on appelle des dérives, puis sur le recensement des conséquences et la mise en place des mesures de prévention.

Sa mise en œuvre s'appuie sur un travail d'équipe pluridisciplinaire, comprenant des personnes appartenant à des disciplines et spécialités différentes, en rapport avec les techniques opératoires et ayant une connaissance approfondie de l'installation décrite sur des plans détaillés de circulation des fluides ou schémas PI & D.

Pour chaque circuit du système examiné (ligne ou maille), la génération des dérives est effectuée de manière systématique par la conjonction de mot-clé : « pas de », « plus de », « moins de ».

Des paramètres associés au système étudié. Des paramètres couramment rencontrés sont la température, la pression, le débit, la concentration mais également le temps ou des opérations à effectuer.

- **Arbre de défaillance (AdD)** : L'arbre de défaillance est une technique d'ingénierie bien connue et largement utilisée dans les études de sûreté de fonctionnement des systèmes. Un AdD est défini comme un graphe orienté formé de niveaux successifs tel que chaque événement est généré par des événements d'ordre inférieur, agissant à travers des portes logiques. Son principe consiste à partir d'un événement «sommet» associé à la défaillance du système et à rechercher les causes puis toutes les combinaisons d'événements qui conduisent à la réalisation de cet événement sommet. Son efficacité a été notamment révélée grâce au rapport «WASH 1400» de Rasmussen sur l'évaluation des risques d'accident dans les centrales nucléaires[23].
- **Arbre des événements (AdE)** : L'arbre des événements est un outil qui nous permet de représenter les conséquences auxquelles peut conduire un Événement Redouté Central en fonction des conditions dans lesquelles il se produit et en fonction du taux de fiabilité ou de de défaillance des barrières de protection[14].
- **La méthode Nœud Papillon** : La méthode d'analyse Nœud Papillon est un outil qui combine un arbre de défaillance et un arbre d'événements. Elle est schématisée dans la figure 2.4.

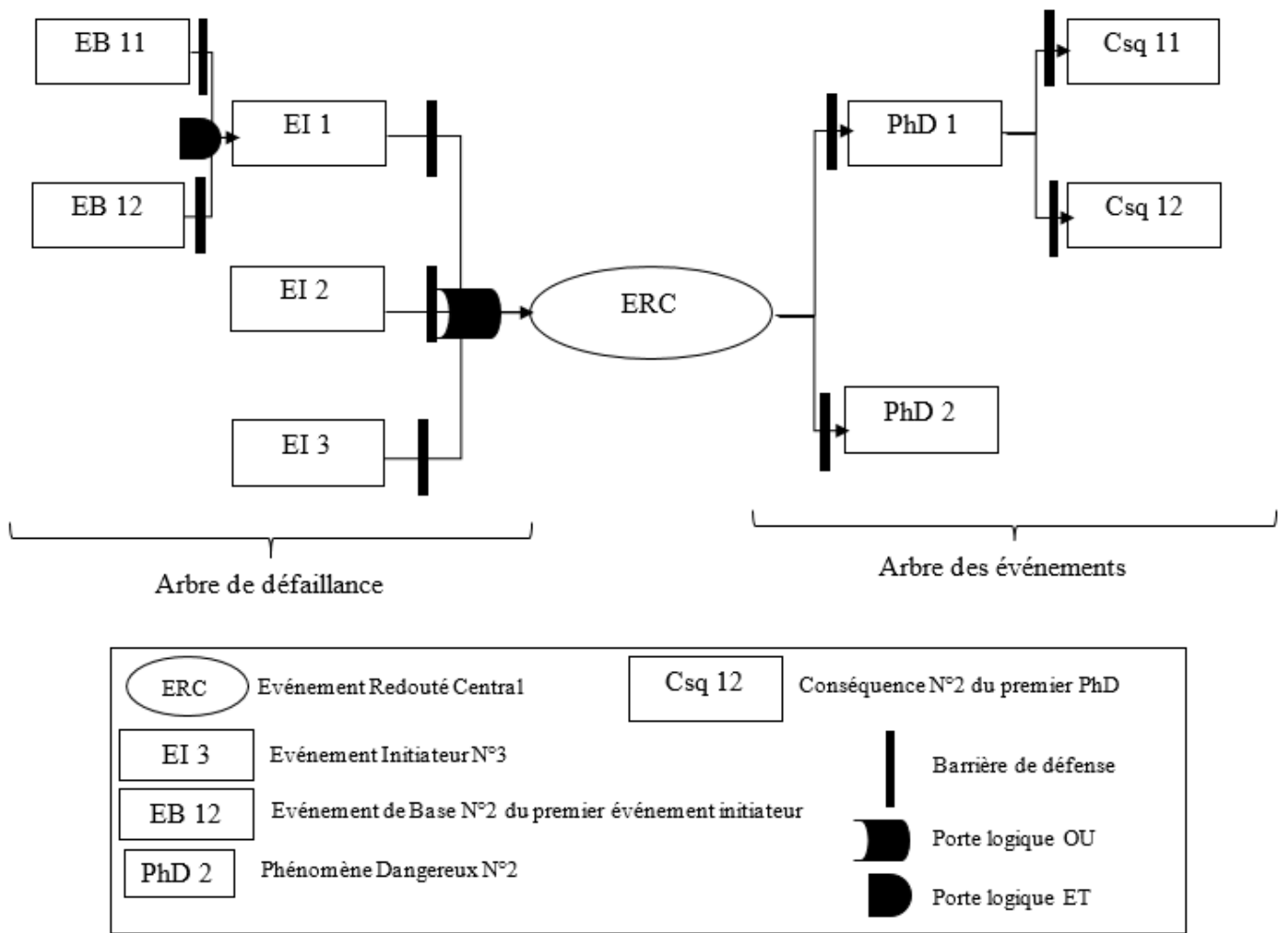


FIGURE 2.4 – Schéma conceptuel d'un nœud papillon

### 2.3 Conclusion :

La réglementation est considérée comme l'une des procédures de gestion des risques. Pour ce faire, un ensemble d'étapes et de règles à suivre est mis en place afin d'assurer le respect de ce volet et peut impliquer des sanctions sévères le cas échéant.

L'analyse des risques est une étape très importante de la gestion de risque, c'est elle qui nous permet de déterminer l'ensemble des risques existant au niveau d'une installation, de les évaluer et de proposer des barrières de contrôle pour arriver au risque résiduel.

## Chapitre III

### Présentation du champ de travail

# Chapitre 3

## présentation du champ de travail

### 3.1 Situation géographique :

La raffinerie d'Alger se situe à 5 Km au sud d'EL Harrach et à 20 Km à l'Est d'Alger, occupant une superficie de 182 hectares. Cet emplacement a été choisi après une étude du sol et la découverte d'une nappe d'eau nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement.



FIGURE 3.1 – vue de ciel de la raffinerie d'Alger

### 3.2 Historique de la raffinerie d'Alger :

La raffinerie d'Alger (ex NAFTEC) est une filiale de Sonatrach spécialisée dans le raffinage et la distribution des produits pétroliers sur le marché Algérien. Elle a été mise en service en

Février 1964[23].

Suite à la découverte du pétrole dans le sud algérien en Septembre 1959, Sept compagnies pétrolières internationales ont décidé de construire une raffinerie, sa construction a duré 3 ans (1961-1963) et son exploitation a débuté officiellement le 19 Février 1964.

Le tableau 1 illustre les compagnies ayant participé au projet, avec les actions de chacune d'entre elles.

Le coût de construction a été estimé à 210 millions de dinars dont 170 millions pour les installations et 40 millions de frais établis et autres. L'Algérie acquies des actions par l'intermédiaire de la SONATRACH par la suite elle a procédé à la nationalisation des hydrocarbures le 24 Février 1971 pour devenir en 1972 propriétaire à 100%.

Tableau 3.1 – Les compagnies ayant participé à la mise en œuvre de la raffinerie

<b>Sociétés participant à la mise en œuvre de la raffinerie</b>	<b>Les actions (%)</b>
Société Shell Algérie	24 %
Compagnie Française du pétrole	20 %
Esso Méditerranéen	17,5 %
Total S.A.H.M	12 %
Société Française de Pétrole	10,4 %
SN Repal	10 %

À l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans Sonatrach. En 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en Entreprise nationale de Raffinage et de Distribution des Produits Pétroliers (ERDP-NAFTAL). En 1988, le raffinage est à son tour séparé de l'activité de distribution et érigé en Entreprise nationale de Raffinage de pétrole NAFTEC Algérie. En Avril 1998, l'Entreprise devient une filiale dont les actions sont détenues à 100% par le Holding raffinage et chimie du groupe SONATRACH avec un capital social de 12 000000000 de DA dénommée société nationale de raffinage de pétrole NAFTEC SPA.

Depuis 10 Janvier 1964 jusqu'à 1971 la raffinerie d'Alger était alimentée par Tankers du port pétrolier de Béjaïa au port pétrolier d'Alger, et puis par pipe de diamètre 26" jusqu'au parc de stockage. En 1971, un piquage a été effectué au niveau de Beni Mansour à partir du pipe de 24" reliant Hassi Messaoud par un oléoduc de 16" alimentant la raffinerie en pétrole brut ainsi que l'extension du parc de stockage (un parc de brut, divers bacs de produits finis et semi-finis et une sphère de butane).

La raffinerie d'Alger est donc approvisionnée par le pétrole de Hassi-Messaoud qui est caractérisé par une faible teneur en soufre et une grande richesse en hydrocarbures légers.

### 3.3 Organisation de l'établissement :

La Raffinerie d'Alger est composée de plusieurs installations qui sont :

- Unité de distillation atmosphérique de 2 700 000 tonnes/an (U 100) ;
- Une unité de reforming catalytique de 2 500  $m^3/j$  dont le rôle est de transformer une coupe pétrolière à bas indice d'octane (mélange de solvant léger et de solvant lourd) provenant de l'unité de distillation en un reformat à haut indice d'octane qui est la base principale pour la fabrication des carburants automobiles (essence normale et essence super) (U 200) ;
- Unité Gas-plant pour la séparation et traitement des GPL (U 300) ;
- Un parc de stockage pour le pétrole brut et pour les produits finis et semi-finis ;
- Une unité de pomperie pour les expéditions de produits par pipes aux dépôts El-Harrach, Caroubier, du Port pétrolier, de l'Aéroport d'Alger au dépôt Chiffa (Blida) ;
- Unité de mélange (Ethylation) pour la fabrication des essences (Normal et Super) ;
- Port pétrolier équipé de trois postes de chargement et déchargement ainsi qu'une station de déballastage et d'écémage d'hydrocarbures ;
- Laboratoire de contrôle de la qualité des produits ;
- Centrale thermoélectrique constituée d'un groupe turboalternateur qui développe 6MW d'énergie électrique, la centrale a pour but d'assurer les besoins énergétiques de la raffinerie (vapeur, eau, électricité, air) ;
- Deux chaudières à vapeur de 47 tonnes/h chacune ;
- Deux stations de traitement des eaux ;
- Poste de commandement d'intervention en 24/24h ;
- Plusieurs ateliers de maintenance et de magasins ;
- Rampe de chargement GPL alimentant les régions du centre du pays.

### 3.4 Choix du champ d'étude :

Pour choisir l'unité sur laquelle nous ferons notre étude, nous avons consulté le retour d'expérience de l'entreprise ainsi que celui des installations similaires issu de la base de données ARIA de 1965-2010. Le résultat du retour d'expérience est présenté sur le tableau 3.2 et la figure 3.2.



Tableau 3.2 – Quelques statistiques du retour d'expérience

Unité	Nombre d'accidents par unité		Total
	Accident survenus au niveau de SONATRACH	Accident survenus au niveau des installations similaires	
Unité de distillation atmosphérique	9	61	70
Unité platforming	13	14	27
Unité Gas-plant	1	18	18
Unité stockage	9	23	32
Total	32	116	148

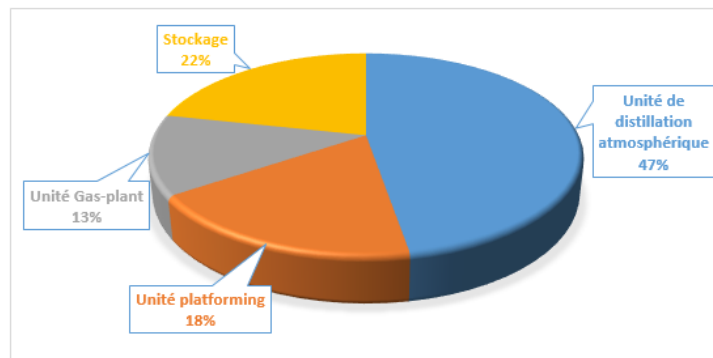


FIGURE 3.2 – Retour d'expérience sur les accidents survenus au niveau des raffineries

Nous remarquons donc que la majorité des incidents et des accidents (47%) sont survenus au niveau de l'unité de distillation atmosphérique. Notre étude donc se limitera au niveau de cette unité.

### 3.5 Description de l'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Alger, Unité 100 (U 100) :

L'unité 100, unité de distillation atmosphérique et aussi appelée unité de topping. Sa fonction principale est de fractionner le pétrole brut en un certain nombre de coupe selon la température d'ébullition des hydrocarbures[24].

L'unité produit ainsi :

- L'essence SR (Stright Run) ;
- Les gasoils Lourds et légers ;
- Le kérosène ;
- Les solvants lourds et légers ;
- Les gaz liquéfiés ;
- Un résidu atmosphérique.

Le procédé de distillation atmosphérique contient cinq étapes essentielles comme la montre la figure 3.3 :



FIGURE 3.3 – Les étapes de la distillation atmosphérique

### 3.5.1 Prétraitement du brut :

Le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud (ou le mélange pétrole brut condensât de Hassi R'mel) est stocké au niveau des bacs de stockage ayant une capacité de 35000 m<sup>3</sup>. À l'aide des pompes verticales P101A, P101B, P101C, il est pompé à une température de 27 ° C pour être refoulé en deux courants identiques dans les échangeurs E101A,B,C,D,E,F où le brut s'échauffe par échange avec le reflux circulant de tête dont la circulation est assurée par la pompe P103 A ou P103B.

Le brut chauffé quitte l'échangeur E101 pour entrer dans le dessaleur D110 ensuite il passe dans l'échangeur E102A, B, C. C'est le reflux circulant intermédiaire assure la chaleur.

Le brut ainsi chauffé, entre dans le ballon de détente D102 sous contrôle de niveau LRC 101, pour assurer une pression constante on utilise un régulateur de pression PRC101.

Le but de cette phase de prétraitement est d'enlever la partie des produits légers du brut, ainsi que de l'eau restant encore dans la charge et qui est susceptible de corroder les tubes du four F101. Cette opération se fait au niveau du ballon de détente.

### 3.5.2 Préchauffage du brut :

Du ballon D102, le brut est repris par la pompe P102A ou P102B pour être refoulé sous contrôle de pression PRC105 dans les échangeurs E103 et E104 en deux courants parallèles

où il s'échauffe par échange thermique avec le kérosène et le gasoil lourd successivement. A la sortie de ces deux échangeurs, les deux courants parallèles se réunissent en un seul avant de rentrer successivement dans les échangeurs E105, E106 et E107 où le brut s'échauffe par échange thermique avec le gasoil léger, le reflux circulant inférieur et une partie du résidu chaud.

La figure 3.5 explique le procédé de traitement et de prétraitement. Le schéma est tracé à l'aide du logiciel Dia v 0.97.2.



FIGURE 3.4 – Train de préchauffe (batterie d'échangeurs)

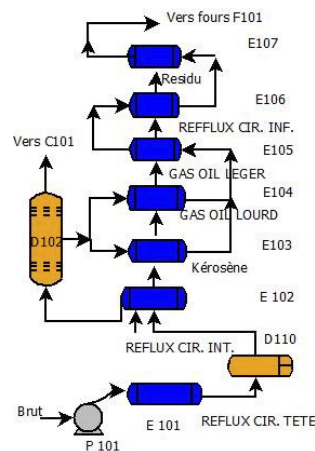


FIGURE 3.5 – Schéma simplifié de prétraitement et de préchauffage du brut

### 3.5.3 Section four :

Le brut arrive au four à une température de l'ordre de 227 °C pour le cas du brut Hassi Messaoud seul, il entre en deux groupes de quatre passes parallèles sous contrôle de débit FIC 101,102, 103, 104, 105, 106, 107 et 108.

Dans chaque cellule après la zone de convection, les quatre passes parallèles s'assemblent deux

à deux en pénétrant dans la zone de radiation.

Le brut quitte chaque cellule par deux sorties parallèles de (8 ") qui se réunissent en une seule de (18 ") provenant de chaque cellule se joint en une seule ligne de transfert de (24") où le brut s'écoule partiellement vaporisé vers la colonne atmosphérique C101. La température du brut est contrôlée pour les cellules A et B respectivement par les enregistreurs et régulateurs de températures TRC 106 et TRC 107.

Ces régulateurs de température réajustent à leur tour les FRC 125 et FRC 126 qui sont placés sur les lignes de gaz de chauffe alimentant les 44 brûleurs du four.

Le chauffage du four est assuré par la combustion du gaz de chauffe seulement, un réservoir de rétention D107 maintenu à une pression constante par le PIC 104 permet un débit régulier du gaz de chauffe.

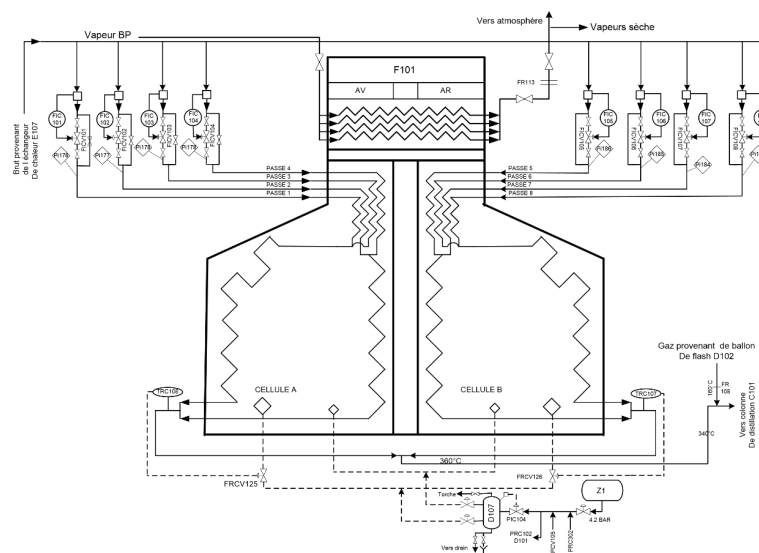


FIGURE 3.6 – Schéma du four représentant les FIC

### 3.5.4 Distillation atmosphérique :

L'équipement principal de cette partie est la colonne C101. Avant d'entrer dans cette partie le brut étant flashé dans le ballon D102.

La colonne C101 est composée de quarante-neuf (49) plateaux dont six (6) se trouvent dans la section d'épuisement et sont séparés des autres par la zone d'expansion où vient se détendre le brut partiellement vaporisé. Cette détente provoque la séparation du liquide (brut réduit initial) qui descend vers la section d'épuisement, et de la vapeur qui monte vers la section de rectification.

Les six plateaux du fond travaillent à l'épuisement du brut réduit initial par un stripage à la

vapeur d'eau surchauffée sous contrôle manuel (HCV-102) ce qui permet de le débarrasser des produits légers et d'obtenir au fond de la colonne un résidu à point de flash correct.

La section au-dessus de la zone d'expansion comprend 43 plateaux de rectification. Cette section permet la séparation de différentes coupes, le soutirage se fait aux différents niveaux par ordre de volatilité croissante.

Le gasoil lourd est soutiré du plateau 11 pour être envoyé dans la colonne C103C, le gasoil léger des plateaux 17 ou 19 pour être envoyé dans la colonne C102C, le kérosène des plateaux 24 ou 26 pour être envoyé dans la colonne C102A et le solvant lourd est soutiré des plateaux 34 ou 36 pour être envoyé dans la colonne C103 A, enfin la vapeur de tête de la colonne C101 constituée par un mélange (LPG et d'essence totale) quitte la colonne pour se condenser partiellement à travers les aéroréfrigérants E109Ar suivi des deux réfrigérants à eau E109A/B.

le produit de la condensation est recueilli dans le ballon de recette D101 avant d'être repris par la pompe P111 et envoyé à la section de stabilisation.

Les soutirages latéraux du gasoil lourd et du gasoil léger subissent un stripage à la vapeur



FIGURE 3.7 – Colonne de distillation atmosphérique

d'eau dans les stripeurs respectives C103 C et C102C avant d'aller chauffer le brut dans les échangeurs E104 et E105 dans la section de préchauffage.

Ces produits une fois refroidis reviennent respectivement dans les sécheurs C103B et C102B où règne un vide de l'ordre de 70 mm Hg. Ce vide permet de débarrasser le gas-oil pollué de l'eau entraînée et ramène ces produits aux spécifications voulues relative à la teneur en eau, à savoir 80 ppm. Une légère quantité des gasoils est cependant vaporisée dans ces deux sécheurs. Cette vapeur est totalement condensée par le condenseur E111, et recueillie ensuite dans le ballon D105, avant d'être reprise par la pompe P116A/B et renvoyée dans le ballon de flash D102, les vapeurs restantes sont aspirées par l'éjecteur de vide.

Vu la forte tension de vapeur du kérosène et du solvant lourd le procédé sous vide ne permet pas de les débarrasser de l'eau entraînée sans provoquer des pertes énormes de ces produits pour cette raison on remplace le stripage à la vapeur d'eau par un rebouillage par le résidu au moyen des rebouilleurs E117 et E110 placés verticalement à côté des colonnes de stripage C102A et C103A. La chaleur fournie à ces deux rebouilleurs est assurée par une partie du résidu chaud sous contrôle de débit FRC 107 et FRC 106.

Une fois le kérosène et le solvant lourd sont débarrassés des produits légers dans leur colonne de stripping C102A et C103A, seront repris respectivement par les pompes P107 et P106, le kérosène pour chauffer le brut dans l'échangeur E103 et le solvant lourd refroidis à travers l'aéroréfrigérants E112 Ar ensuite à travers E122 AE.

### 3.5.5 Section stabilisation :

Dans cette étape les gaz liquéfiés vont être séparés de l'essence totale dans la colonne 104, on l'appelle d'ailleurs colonne de stabilisation ou de débutanisation car elle élimine les particules les moins stables (les liquides). Cette étape nous permettra de séparer l'essence SR débutanisée du solvant léger dans la colonne C105.

La partie liquide du ballon de recette D101 est pompée par la pompe P 111, envoyée dans l'échangeur E118 dont l'échange thermique se fait avec le solvant léger du fond de la C105, dans l'échangeur E119 avec le fond de la C104 et dans l'échangeur E120 l'échange thermique se fait avec le gas-oil léger sous contrôle de température TRCV102, avant de rentrer dans la tour de débutanisation au niveau de l'un des 3 plateaux 25,24 ou 20 ce qui permet une plus grande souplesse dans la marche de la colonne.

Une partie du reflux assure le rebouillage de la colonne C 104, ce dernier circule dans la partie inférieure de la tour atmosphérique C101 sous contrôle de température TRC 103 réajustant le

régulateur de débit FRC 108.

Le produit de tête formé par les gaz liquéfiés est recueilli dans le ballon de recette D103 après condensation à travers l'aéroréfrigérant E122Ar, une partie de la phase liquide est envoyée vers l'unité des gaz plant (U 300) par la pompe P 119 après refroidissement dans l'aéroréfrigérant E 123 Ar. L'autre partie assure l'équilibre thermique par un reflux froid envoyé sous contrôle de débit FRC 109 au sommet de la colonne C 104 par la pompe P 113. Le liquide du fond de la C104 quitte la colonne sous contrôle du régulateur de niveau LRC105, se dirige vers la colonne de redistillation C105 sous l'effet de la différence de pression.

### 3.5.6 Section de redistillation :

La colonne de redistillation C105 permet de séparer la coupe d'essence débutanisée obtenue comme produit de tête de cette colonne du solvant léger soutiré au fond et qui constitue l'alimentation principale de l'unité de reforming catalytique.

L'alimentation de cette colonne arrive du fond du Débutaniseur C104 suffisamment chaude pour assurer le rebouillage nécessaire à la séparation essence— SR & solvant léger.

La quantité de chaleur nécessaire au rebouilleur E125 est assurée par le jeu d'une vanne à trois voies sous contrôle de température TRC104 placée au 3<sup>ème</sup> plateau. La température de l'alimentation de la colonne de redistillation est contrôlée par la TRCV105 placé sur l'échangeur E119, ce qui permet un abaissement de température suffisant avant l'entrée de l'alimentation au niveau de l'un des plateaux 9, 11,13.

L'essence débutanisée quitte le sommet de la tour C105 pour être recueillir dans le ballon de recette D104 après condensation à travers l'aéroréfrigérants E124 Ar elle sera reprise par la pompe P114 vers la limite batterie.

Cette même pompe envoie vers le sommet un reflux froid, sous contrôle de débit FRC 110, réalisant ainsi l'équilibre thermique de la colonne C105.

Le produit de fond, constitue une partie de l'alimentation de l'unité de reforming quitte la colonne sous contrôlée du régulateur LRC106 placé sur le refoulement de la pompe P117, cette pompe envoie le solvant léger vers l'échangeur E118 pour chauffer l'alimentation du Débutaniseur, puis vers l'aéroréfrigérants E127Ar, avant de l'acheminer vers la limite batterie.

### 3.5.7 L'équilibre thermique à l'intérieur des colonnes :

L'équilibre thermique de la colonne atmosphérique est obtenu par trois reflux circulants sous contrôle de débit.

Le reflux circulant de tête, qui est soutiré au plateau 46 est contrôlé par le FRC 112, ce reflux chauffe le brut dans l'échangeur E101 A,B,C,D,E,F et retourne à la colonne C101 au niveau du plateau 49 à une température réglée par une vanne à trois voies (TRCV 101 placée sur l'aéroréfrigérants E108Ar) en fonction de la température de tête de la colonne.

Le reflux circulant intermédiaire est soutiré au plateau 34 sous contrôle de débit FRC113, ce reflux chauffe le brut dans l'échangeur E102 A, B, C et retourne à la colonne atmosphérique au niveau du plateau 36.

Le reflux circulant inférieur est soutiré au plateau 18 sous contrôle de débit FRC114. Une partie ira chauffer le brut dans l'échangeur E106, et une autre partie au rebouilleur E121 A/B du Débutaniseur C 104 assurant ainsi les besoins en chaleur de cette colonne.

### 3.5.8 Section des mélanges de produits :

Cette section est destinée à mélanger certaines coupes ou produits obtenus dans les sections précédentes afin de préparer d'autres produits commerciaux ayant des spécifications bien déterminées quant à leur point de flash, viscosité, point de congélation et densité.

Les constituants de base sont le résidu atmosphérique, le gasoil lourd, le gasoil léger, ainsi que le kérosène qui, par le mélange en proportions définies permettent de préparer le fuel oil lourd n° 1 et 2, le fuel oil léger et le gasoil moteur. Des régulations de débits FRC dont certaines sont réajustées par des régulateurs de rapport de débit d'ajuster les proportions des constituants de base pour satisfaire aux spécifications des produits commerciaux cités ci-dessus.

## 3.6 Analyse fonctionnelle SADT (Structured Analysis Diagramme Technique) :

La méthode SADT est une méthode qui entre dans le domaine de la sûreté de fonctionnement[25]. Nous l'avons utilisée pour deux raisons essentielles :

- Bien décortiquer et décomposer le système et comprendre ses principales fonctions.
- Voir les liens et les interactions qui existent entre chaque fonction.

### 3.6.1 Démarche de la méthode :

- Dessiner la boîte mère
- Décomposer la boîte mère : dessiner les sous-boîtes et les flèches
- Décomposer autant de fois que nécessaire



- Chaque flèche entrant ou sortant de sa boîte doit se retrouver sur le diagramme enfant ;
- La première boîte est appelé la boîte mère elle explique d'une façon générale le procédé qu'on veut développer ;
- A-0 est développé sur une feuille A0 sur plusieurs diagramme portant les noms A1, A2, A3 ... et sont appelés diagramme enfant de premier niveau ou première génération ;
- A1, A2, A3 à leur tour sont décomposées en datagramme A11, A12, A13 ... et sont appelés diagramme enfant du deuxième niveau ou deuxième génération.

### 3.6.2 Application de la méthode SADT sur l'unité 100 :

Suite à la description précédente du process, nous avons pu établir notre analyse fonctionnelle, nous avons désigné par A-0 la boîte mère qui généralise le procédé de raffinage du pétrole. Comme élément d'entrée nous avons le pétrole brute qui provient de Hassi Messaoud (ou le mélange de pétrole brut et condensats de Hassi R'mel). Les éléments de sorties sont les dérivés du pétrole et un résidu.

Les mécanismes qui assurent cela sont : le facteur humain (FH), les fours (F), les échangeurs (E), les colonnes (C), les pompes (P).

Comme mesures de contrôle nous avons : le contrôle de la température (CT) et le contrôle de la pression (CP).

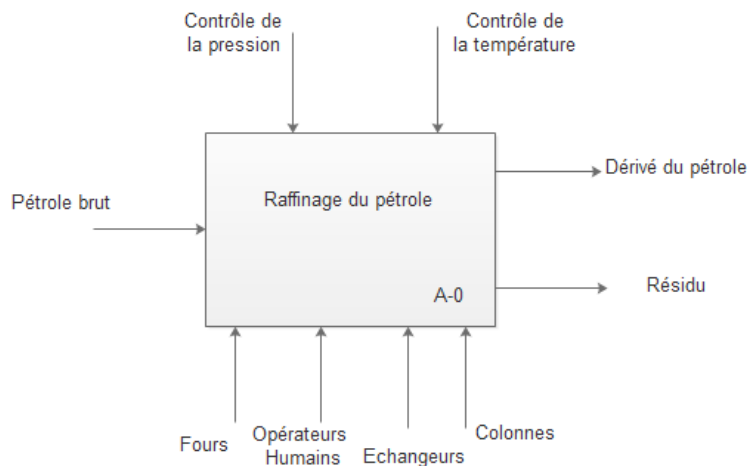


FIGURE 3.8 – Boîte A-0 du procédé de raffinage

Les boîtes de première génération représentent le procédé global de la raffinerie d'Alger. Nous aurons donc trois boîtes fils de première génération :

- A1 : Distillation atmosphérique ;
- A2 : Reforming ;
- A3 : Production du Gaz plant.

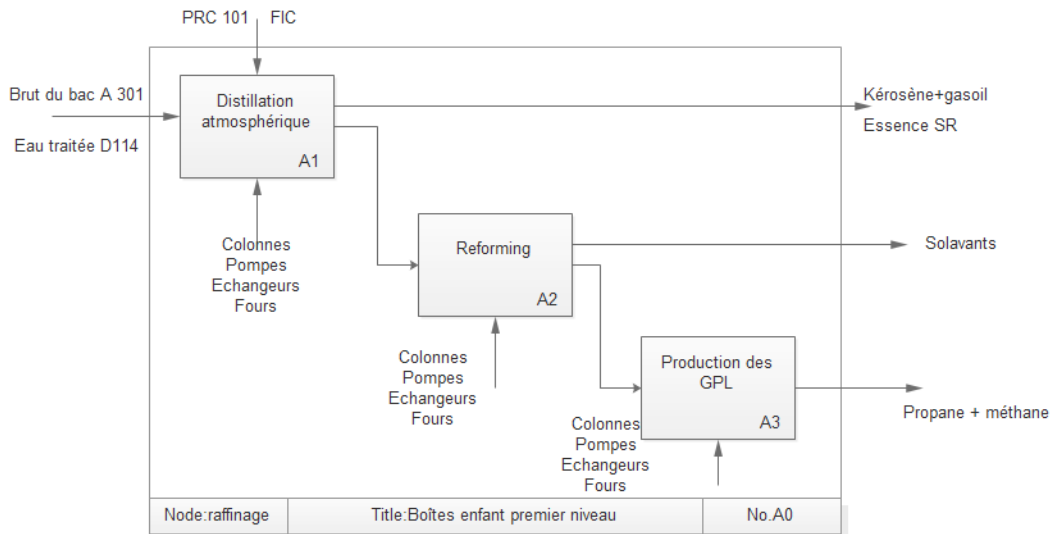


FIGURE 3.9 – Boîte enfant premier niveau

Comme nous l'avons vu précédemment, l'unité de distillation fera l'objet de notre étude nous allons donc détailler ou expliquer ce processus en particulier. Les boîtes fils de deuxième génération sont donc l'ensemble des opérations effectuées dans cette unité. Nous aurons ainsi les sous-systèmes suivants :

- A11 : Prétraitement du pétrole brut ;
- A12 : Réchauffement du brut ;
- A12 : Chauffage du brut ;
- A14 : Distillation atmosphérique ;
- A15 : Redistillation ;
- A16 : Stabilisation.

Cette étape nous aide à faire notre APR, qui représente une première analyse avant l'application de la méthode Nœud de papillon sur notre système.

## 3.7 Analyse Préliminaire des Risques sur l'unité 100 :

### 3.7.1 Identification des éléments dangereux :

Nous commençons notre démarche par identifier tous les potentiels de danger qui existent au niveau de cette unité, cette première démarche a pour objectifs :

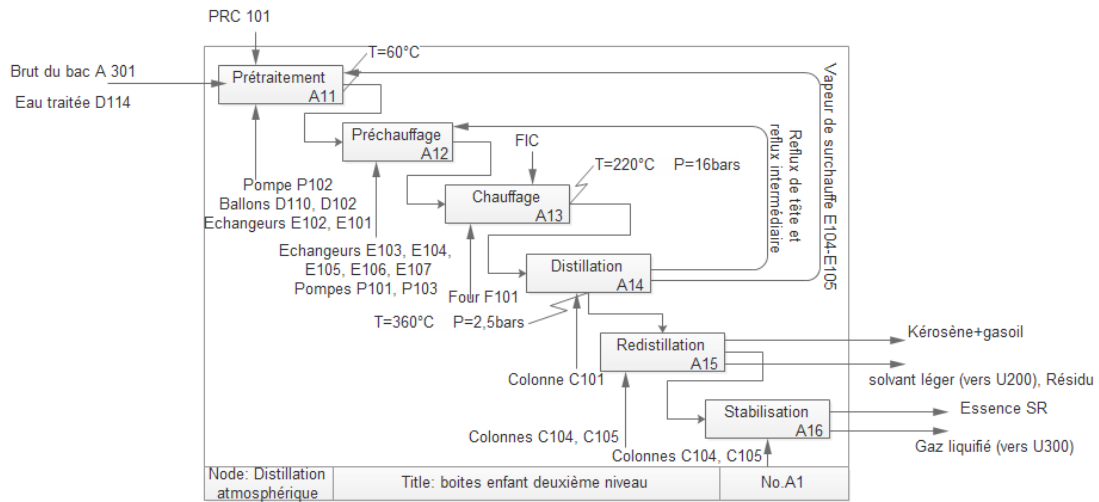


FIGURE 3.10 – Boîte enfant deuxième niveau

- L'identification des produits présents sur le site, qui de part leurs caractéristiques physico-chimiques et leur mode de stockage ou de transfert, sont susceptibles de générer un accident majeur ;
- L'identification des équipements (réservoirs, canalisations, etc.) susceptibles de contenir à un instant donné ces produits, et de caractériser la nature du risque associé.

Tableau 3.3 – Tableau des paramètres des produits utilisés

Nom du produit	Inflammabilité			Température maximale atteinte dans l'unité	Conclusion sur l'inflammabilité
	Point d'éclair	TAI	PE		
Pétrole brut	< 5 °C	ND	ND	361 °C (sortie du four F101)	Inflammable
Résidu atmosphérique	190 °C	ND	ND	337 °C (Fond de la colonne C101)	Inflammable
Gasol lourd	55 °C	ND	ND	331 °C (soutirage C101)	Inflammable
Gasol léger	55 °C	ND	ND	267 °C (soutirage C101)	Inflammable
Kérosène	38 °C	> 220 °C	ND	249 °C	Inflammable
Solvant lourd	< 21 °C	> 300 °C	ND	178 °C	Inflammable
GPL	ND	ND	ND	108 °C	Très inflammable
Fuel-gas	-108 °C	595 °C	-161 °C	ND	Très inflammable

Nous remarquons que le pétrole brut et les différentes coupes de distillation obtenues après distillation atmosphérique sont inflammables car, à certains endroits du procédé, ils se trouvent à une température supérieure à leur point d'éclair.

Le fuel-gas alimentant les fours de l'unité est quant à lui très inflammable, tout comme les GPL issus de l'opération de stabilisation.

Ces informations ainsi que les accidentologies consultées préalablement sont prises en compte dans l'étape suivante.

### 3.7.2 Détermination des Evènements redoutés Centraux :

Les événements redoutés centraux nous les avons déterminé à partir du retour d'expérience, de la littérature mais également de l'étude de danger faite par le bureau d'étude Français Bertin [26].

### 3.7.3 Détermination des causes et des conséquences :

Pour chaque événement redouté central on met la cause qui l'a engendré ainsi que les conséquences qui vont subvenir en cas ou cet événement ait lieu.

### 3.7.4 Evaluation de la gravité et de la probabilité, grille de criticité :

Les bases de données de l'entreprise ainsi que les résultats du retour d'expérience sur la base de données de l'INERIS nous ont permis de proposer les grilles suivantes pour l'évaluation de la gravité, la probabilité et par conséquent on peut avoir la grille de criticité.

Tableau 3.4 – Estimation de la probabilité

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

Tableau 3.5 – Estimation de la gravité

NG (Niveau de gravité)	Appréciation
NG5	<b>Catastrophique</b> : plus de 100 personnes atteintes
NG4	<b>Majeur</b> : Atteinte irréversible impliquant des blessures majeures
NG3	<b>Sérieux</b> : Atteinte sérieuse réversible sans aggravation
NG2	<b>Modéré</b> : Atteinte impliquant traitement du premier secours
NG1	Négligeable : Aucune atteinte pour la santé

		Gravité				
		NG1	NG2	NG3	NG4	NG5
Probabilité	NP1					
	NP2					
	NP3					
	NP4					
	NP5					

FIGURE 3.11 – Grille de criticité

- **Zone rouge** : Risque inacceptable, il nécessite une nouvelle évaluation des risques.
- **Zone jaune** : ALARP (As Low As Reasonably Possible) un niveau de risque aussi bas que possible, compte tenu de l'état des connaissances et des pratiques et de la vulnérabilité de l'environnement de l'installation.
- **Zone verte** : Risque résiduel, compte tenu des mesures de maîtrise du risque, est modéré et n'implique pas d'obligation de réduction complémentaire du risque d'accident, cependant il faut s'assurer du maintien de la sécurité dans cette zone.

Cette deuxième étape consiste à faire une analyse préliminaire des risques sur l'unité de distillation atmosphérique et cela nous permettra de distinguer les différents risques majeurs qui pourraient avoir lieu. Nous avons d'abord divisé notre unité en nœud puis en équipement (les nœuds sur lesquels nous allons travailler sont présentés en annexe I) :

- Circuit préchauffe;

- Circuit récupération du GPL ;
- Circuit distillation ;
- Circuit redistillation ;
- Fractionnement des parties soutirées de la colonne.

Les tableaux représentant les résultats de l'APR effectuée au niveau du circuit préchauffe de l'unité de distillation atmosphérique sont donnés dans l'annexe II.

### 3.7.5 Résultats et discussion de l'analyse des risques :

Nous avons effectué des comparaisons entre :

- les catégories des risques avant et après la prise en compte des barrières de sécurité (figure 3.12) : Nous remarquons que dans la première analyse 75% des risques étaient de criticité très élevée ; les barrières de sécurité nous ont permis de réduire considérablement le risque, d'ailleurs dans la deuxième analyse le risque inacceptable a un pourcentage de 15% contre 75% des risques ALARP et 10% du risque négligeable.

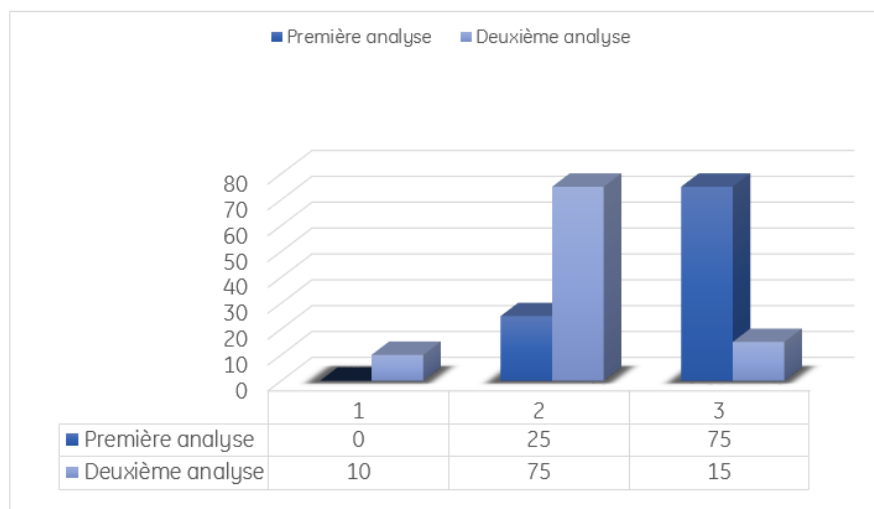


FIGURE 3.12 – Criticité du risque à l'U 100 avant et après le calcul des barrières

- Les catégories de risques entre les différents nœuds (figure 3.13) : Le circuit récupération des GPL est l'un des circuits critiques au niveau de l'unité 100, tous les risques existant nécessitent une réduction de risque pour avoir un certain niveau de sécurité. Les risques au niveau du circuit récupération du résidu, redistillation et distillation à leur tour ne sont pas acceptables et des barrières doivent être mises en place pour répondre à un niveau de sécurité acceptable. Cependant, le circuit préchauffe a plus de 40% de risques inacceptables ce qui nécessite une connaissance et une analyse approfondie de ce circuit.

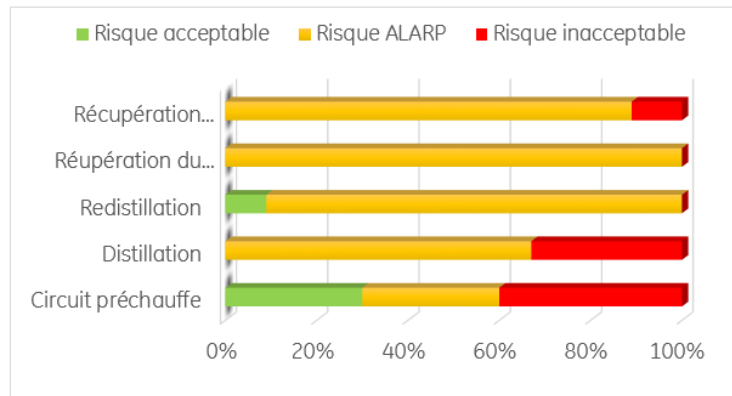


FIGURE 3.13 – Criticité du risque à l'U100 avant et après le calcul des barrières

- Les catégories de risques pour tous les équipements de l'unité 100 (figure 3.14) : La première analyse de ce résultat nous permet de constater que le four F101 est l'équipement le plus critique de l'unité de distillation atmosphérique, cela confirme également le résultat trouvé précédemment et ce qui explique le taux élevé du risque inacceptable au niveau du circuit préchauffe. Néanmoins, d'autres équipements nécessitent une vérification périodique de prévention vu le niveau de risque qui n'est pas tout à fait tolérable. Citons par exemple le cas des colonnes C102/C103 le condenseur, la colonne C101 et les échangeurs.

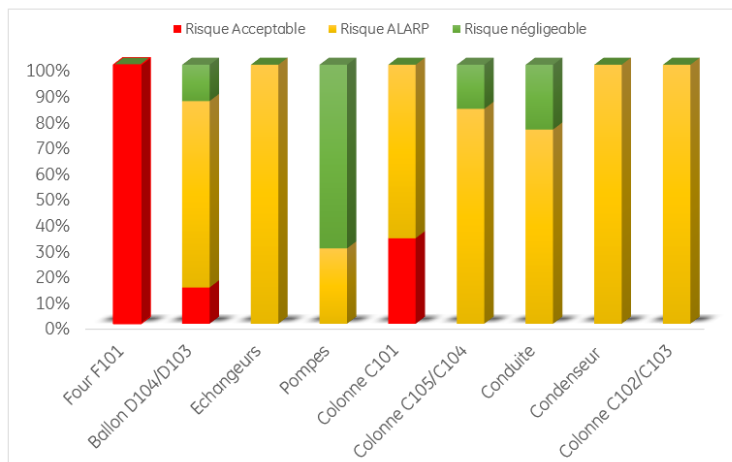


FIGURE 3.14 – Comparaison de catégorie de risque par équipement

### 3.7.6 Synthèse de l'Analyse Préliminaire des Risques :

- Les barrières de sécurité ont considérablement réduit les risques inacceptables dans l'unité U100, malgré cela une étude approfondie des systèmes critiques est requises ;



- Le circuit préchauffe, qui est considéré comme le circuit le plus long dans cette unité est celui qui contient le plus des risques inacceptable, les produits utilisés dans ce circuit ne présentent pas un risque élevé, cependant les équipements sous-pression qui y existent doivent être contrôlés régulièrement ;
- La sécurité du four F101 doit être revue, étant donné que cet équipement présente une partie critique du circuit préchauffe, nous allons justement détailler dans ce qui suit les différents scénarios qui pourront avoir lieu pour y remédier ;
- En dernier lieu, et en tenant compte des tableaux de l'APR ; nous remarquons que l'événement initiateur qu'on doit éviter c'est la chute de pression de la vapeur stripping. Vu la cinétique rapide de l'événement (par rapport à la corrosion), et vu la dépendance de paramètre du process des mesures de contrôle doivent être implantées.

## **3.8 Application de la méthode HAZOP sur le circuit vapeur :**

Les analyses précédentes nous montrent que les scénarios du four F101 ont la même gravité même en prenant en compte les barrières existantes au niveau de l'unité, en particulier l'événement N ° 3 qui dépend de la pression de la vapeur stripping. Une application de la méthode HAZOP sur le circuit vapeur est donc nécessaire.

### **3.8.1 Description du système stripping :**

La chaudière est l'équipement qui génère cette vapeur, en produisant la vapeur MP qui est utilisée dans les réseaux anti-incendie et la basse pression.

Une partie de la basse pression est utilisée comme vapeur d'étouffement à l'intérieur du four, l'autre partie passe dans la zone de convection du four pour justement produire la vapeur de stripping.

Nous avons à l'entrée une pression basse de 2,7 bars, qui entre à une température de 200 ° C et à la sortie de la zone de radiation, une vapeur de stripping à une pression de 4 bars et à une température de 400 ° C.

Pour chaque variation de pression ou de température et pour chaque phase du gasoil (vapeur ou liquide) on se retrouve avec les scénarios des figures 3.15 et 3.16.

<i>Système : Fours F 101</i>							
<i>Nœud : vapeur BP</i>							
<i>Paramètre : Température</i>							
<i>Déviations</i>	<i>Causes</i>	<i>Conséquences</i>	<i>P</i>	<i>G</i>	<i>Ri</i>	<i>Moyens de Protection</i>	<i>Actions Correctives</i>
<i>inférieure à 400°C</i>	<i>Mauvais chauffage au niveau de la zone de convection du four F101</i>	<i>-Formation des gouttelettes d'eau à l'intérieur de la ligne ; -Diminution de la pression de la vapeur d'eau.</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>6</i>		<i>-Une sonde de température ; -Un régulateur de température.</i>

FIGURE 3.15 – Application de la méthode HAZOP sur le circuit vapeur paramètre température

<i>Système : Fours F 101</i>								
<i>Nœud : vapeur BP</i>								
<i>Paramètre : Pression</i>								
<i>Déviations</i>	<i>Causes</i>	<i>Conséquences</i>	<i>Ph. dangereux</i>	<i>P</i>	<i>G</i>	<i>Ri</i>	<i>Moyens de Protection</i>	<i>Actions Correctives</i>
<i>inférieure à 4bars</i>	<i>-Fuite au niveau des lignes ; -Destruction de la chaudière ; -Electrovanne ne s'ouvre pas ;</i>	<i>Retour du gasoil liquide</i>	<i>- Flash-ire ; - VCE ; - Feu de nappe.</i>	<i>3</i>	<i>3</i>	<i>9</i>	<i>-Clapet anti-retour ; -Vanne manuelle de régulation.</i>	<i>- Régulateur de pression ; -Vanne de sécurité automatique</i>
		<i>Retour du gasoil vapeur</i>	<i>- Boule de feu ; -VCE.</i>	<i>3</i>	<i>3</i>	<i>9</i>		

FIGURE 3.16 – Application de la méthode HAZOP sur le circuit vapeur paramètre pression

### 3.9 Analyse détaillée par la méthode Nœud de papillon :

À partir de l'identification et du positionnement des potentiels des dangers, et à partir des analyses effectuées précédemment nous avons pu identifier l'ensemble des séquences accidentelles pouvant survenir au sein de l'unité de distillation atmosphérique.

Cette identification se déroule de la façon suivante :

- Définition des événements redoutés centraux (ERC) en tenant compte, entre autre :
  - de l'accidentologie,
  - des agressions d'origine externe, des agressions d'origine interne.
- Définition, pour chaque événement redouté central (ERC), de ses causes et de ses consé-

quences par l'identification et description qualitative de toutes les mesures de prévention, de limitation et de protection qui sont mises en place.

Les éléments principaux présentés dans cette analyse générique sont les suivants :

- L'événement redouté central (ERC), la liste des ERC est présentée sur le tableau de l'annexe III ;
- Un arbre des causes, un arbre d'événements (la combinaison de ses deux méthodes nous donne le nœud de papillon) ;
- Un inventaire des phénomènes dangereux susceptibles d'être identifiés lors de l'analyse de risques.
- Des éléments permettant d'estimer une probabilité d'occurrence associée à l'événement redouté central et phénomènes dangereux.

La fréquence d'une séquence accidentelle est estimée à partir de la fréquence de l'événement redouté central (ERC) qui est calculée à partir des probabilités de défaillance de chaque cause en tenant en compte toutes les barrières mises en place pour réduire cette probabilité.

Ces probabilités sont issues, de bases de données, de groupes de travail internationaux, mais aussi du retour d'expérience des installations similaires.

Une séquence accidentelle [27] peut être schématisée de façon élémentaire comme le montre la figure 3.17.

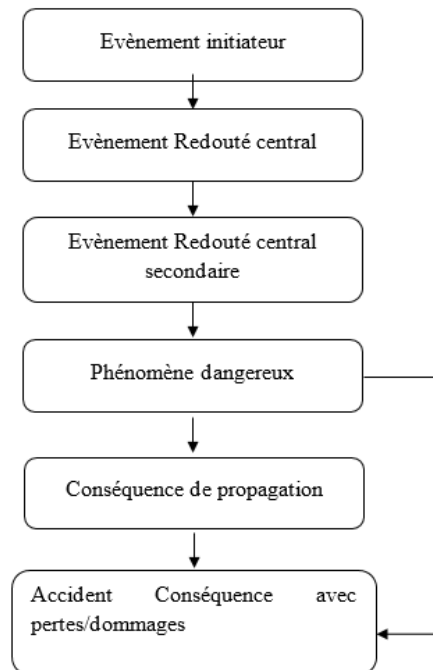


FIGURE 3.17 – Exemple d'une séquence accidentelle

### 3.10 Barrières de maîtrise de risque :

Les barrières positionnées sur les différentes branches sont placées de manière à empêcher que l'événement étudié est les conséquences maximales redoutées auront lieu. Les barrières situées en amont de l'événement évitent ou réduisent son occurrence.

Les barrières situées en aval de l'événement redouté central en limitent les conséquences.

À gauche de l'évènement redouté central (ERC) les barrières sont dites de prévention, et à droite, de limitation ou de protection.

Au niveau de la raffinerie RA1G (U100) la sécurité repose sur trois (03) catégories de barrières de sécurité :

#### 3.10.1 Les barrières humaines :

On distingue :

- Les barrières humaines directement associées aux actions réalisées par les exploitants des dépôts Pétroliers (ronde opérateur).
- Les systèmes à action manuelle de sécurité impliquant une intervention humaine sur des éléments techniques (opérateur qui agit sur un bouton d'urgence).

#### 3.10.2 Les barrières techniques :

Les barrières techniques de sécurité peuvent être de nature différente. Il peut s'agir de dispositifs de sécurité ou de systèmes instrumentés de sécurité :

- Les dispositifs de sécurité, classés en deux catégories :
  - dispositif de sécurité passif : ne met en jeu aucun système mécanique pour remplir sa fonction (cuvette de rétention, mur coupe-feu, etc.)
  - dispositif de sécurité actif : met en jeu un système mécanique pour remplir seul sa fonction (soupape de décharge, clapet anti-retour, etc.)
- Les systèmes instrumentés de sécurité qui sont des combinaisons d'éléments de détecteurs, de traitement, et d'actionneur ayant pour objectif de remplir une fonction ou une sous fonction de sécurité. Il nécessite une énergie extérieure.

Ils peuvent être :

- Simple, comme un détecteur d'alarme en liaison directe avec une vanne de sécurité.
- Complexe, comme un ensemble de détection passant par un automate (de sécurité) et générant une alarme.

### 3.10.3 Les barrières organisationnelles :

Les mesures organisationnelles permettent d'apprécier la performance des moyens techniques et humains à destination du processus et à destination de la sécurité. Une mesure de maîtrise des risques est une barrière qui remplit une fonction de sécurité en respectant des critères de performance.

Le niveau de confiance (NC), permettant d'attribuer une fréquence de défaillance de la barrière, doit prendre en compte le maintien dans le temps de la performance initiale.

#### Evaluation des barrières de prévention au niveau de l'unité de distillation atmosphérique :

Les barrières de prévention modifient la probabilité d'apparition de l'événement redouté central (ERC). L'évaluation de ces barrières de défense repose sur trois critères :

- L'efficacité : la capacité de la barrière à remplir la fonction de sécurité.
- Le temps de réponse : durée nécessaire pour que la barrière de prévention accomplisse sa fonction.
- Le niveau de confiance : classe de performance d'une barrière de prévention liée à sa probabilité de ne pas remplir sa fonction de sécurité.

Selon les critères définis plus haut, chaque barrière est créditée d'un niveau de confiance en fonction de sa probabilité de défaillance par unité de temps. Chaque niveau de confiance correspond à un facteur de réduction de la probabilité d'occurrence de l'événement redouté, donc du risque.

**Remarque :** Le tableau en annexe III résume le niveau de confiance de chaque barrière.

#### Estimation de la probabilité de l'événement redouté central (ERC) :

La probabilité de l'événement redouté central « perte de confinement en brut » à titre d'exemple, est une combinaison entre la fréquence de la défaillance des équipements et le niveau de confiance des barrières de défense.

$$Prob \times ERC = IF_{EI} \times \sum NC \dots eq.3.1$$

L'application de la méthode nœud papillon sur les différents systèmes nous donne les résultats regroupés sur les figures 3.18 à 3.22.

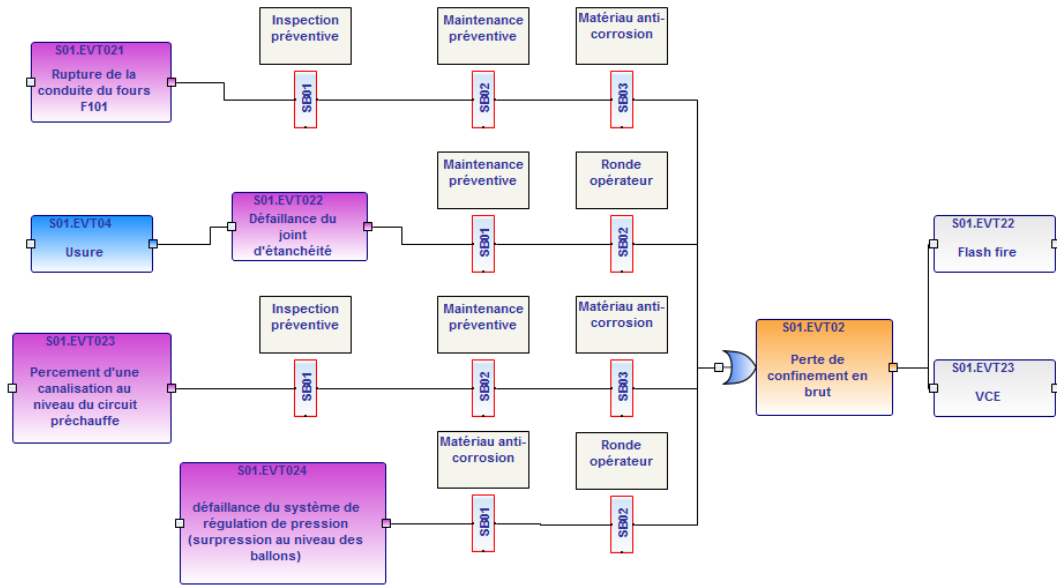


FIGURE 3.18 – Noeud papillon pour l'ERC perte de confinement en brut

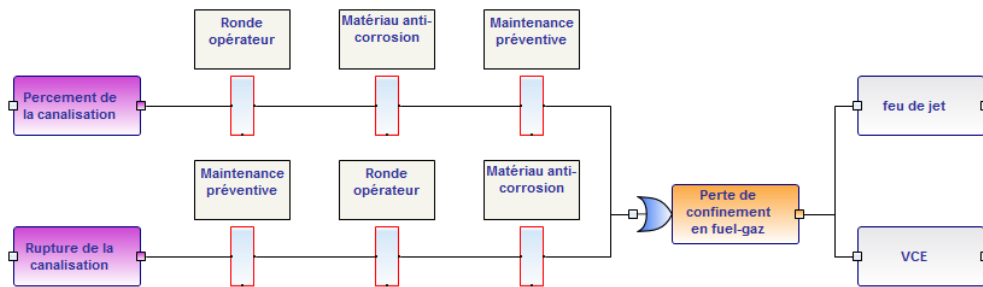


FIGURE 3.19 – Noeud papillon pour l'ERC perte de confinement en fuel-gaz

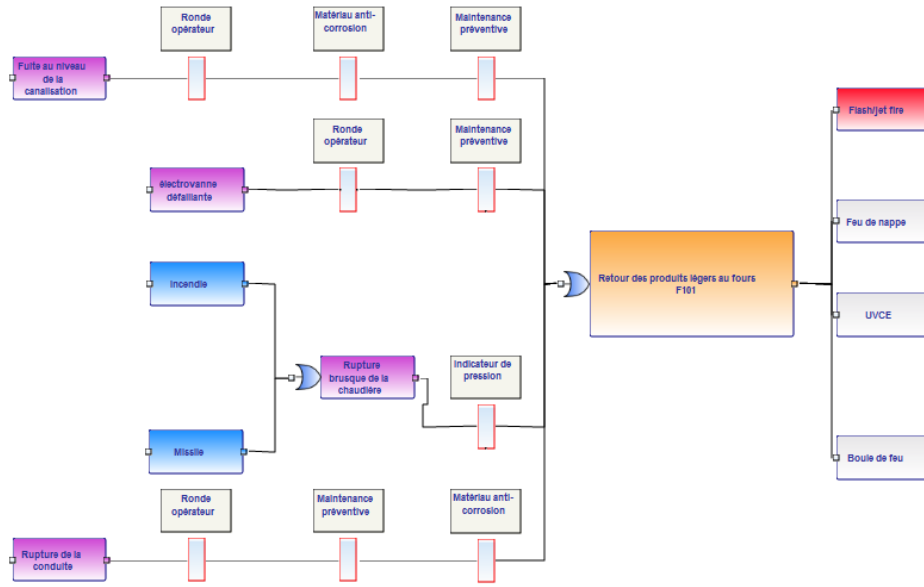


FIGURE 3.20 – Noeud papillon pour l’ERC retour des produits légers au four F101

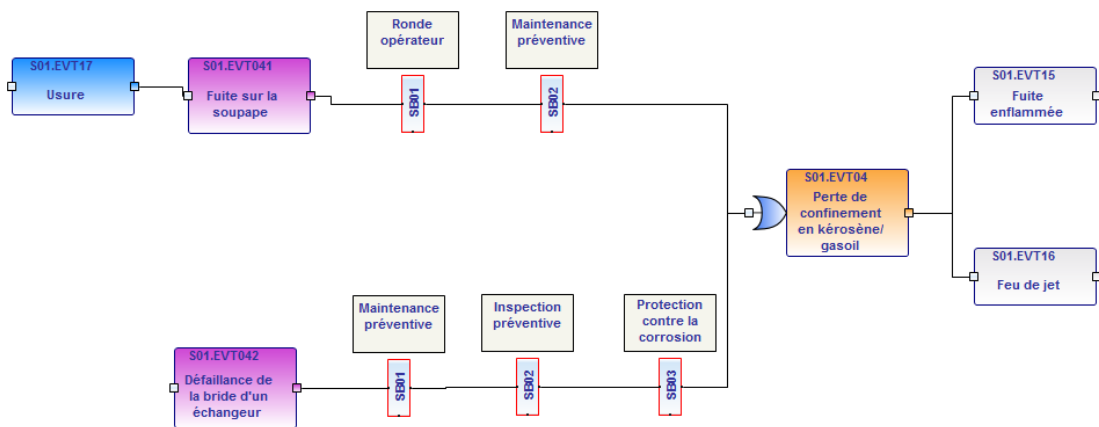


FIGURE 3.21 – Noeud papillon pour l’ERC perte de confinement en kérosène/gasoil

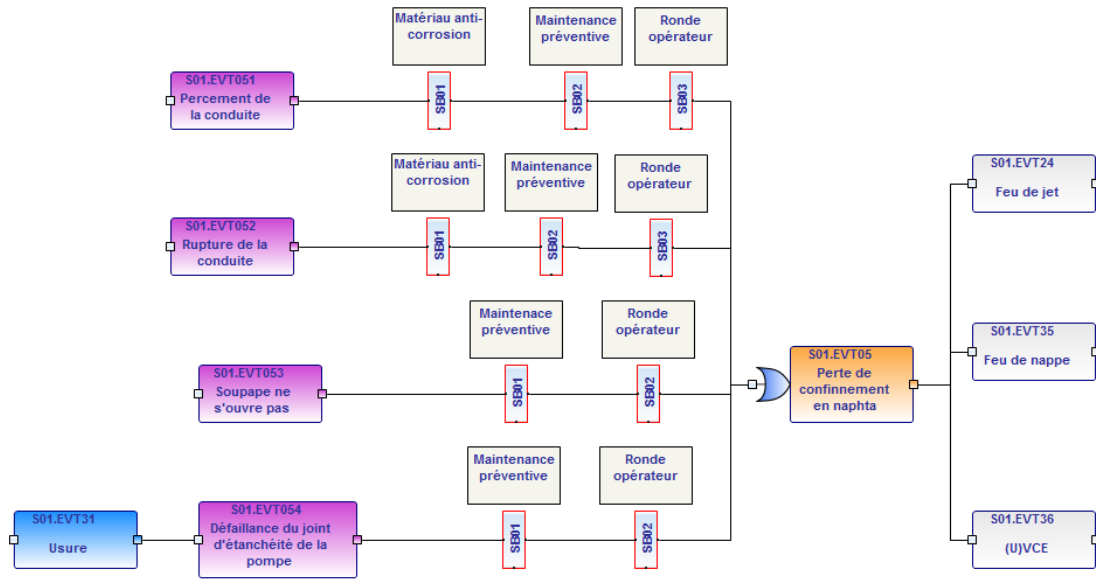


FIGURE 3.22 – Perte de confinement pour l’ERC perte de confinement en naphta

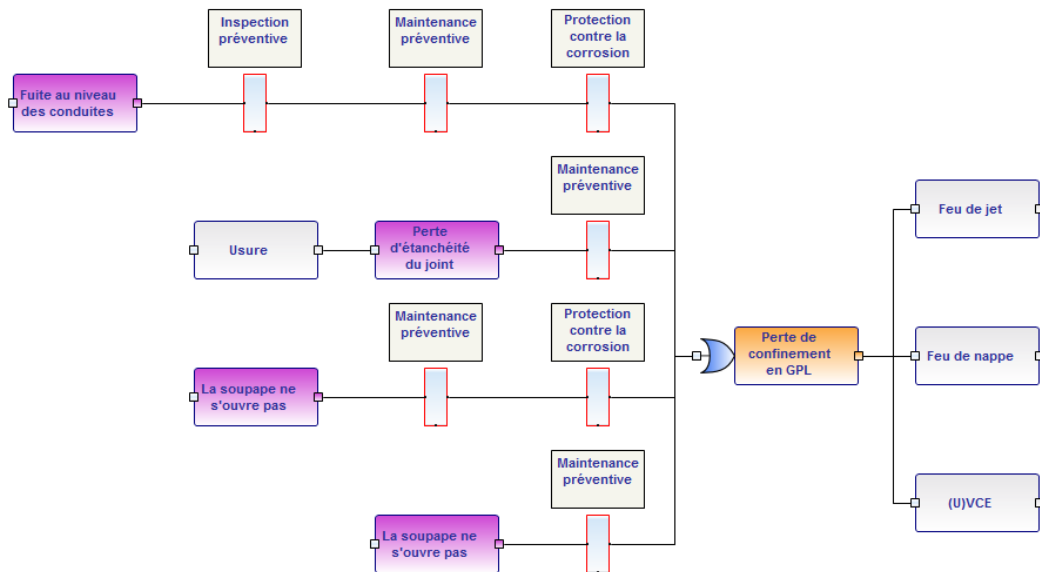


FIGURE 3.23 – Noeud papillon pour l’ERC perte de confinement en GPL

Pour le calcul de la probabilité de chaque événement initiateur, nous sommes passés par les banques de données. Ils en existent plusieurs dans la littérature et/ou établies par des groupes de travail, les plus connues sont :

- La base de données OREDA (Offshore Reliability Database) distribuée par Det Norske Veritas (DNV) : Philips, Statoil, Norsk Hydro, Total, BP, Exxon, etc.



- L'UFIP (Union Française des Industries Pétrolières),
- L'INERIS (Institut national de l'environnement industriel et des risques).
- L'estimation des probabilités de défaillance des équipements classiques et des évènements indésirables sont donnés dans le tableau 3.6 et le tableau 3.7 respectivement.

Tableau 3.6 – Estimation des probabilités de défaillance des équipements classiques

Équipement	Taux de défaillance/an
Rupture de la conduite	$5 \times 10^{-5}$
Fuite au niveau de la ligne	$10^{-4}$
Electrovanne défaillante	$10^{-8}$
Défaillance du joint d'étanchéité	$10^{-8}$
Défaillance du système de régulation	$2,6 \times 10^{-5}$
Fuite sur la soupape	$10^{-5}$
Défaillance de la bride	$10^{-8}$
Soupape ne s'ouvre pas	$10^{-5}$
Capteur de pression défaillant	$1,1 \times 10^{-5}$
Défaillance du compresseur	$3,6 \times 10^{-5}$

Tableau 3.7 – Estimation des probabilités des évènements indésirables

<b>Équipement</b>	<b>Taux de défaillance/an</b>
Incendie	$10^{-5}$
Création de missile après explosion	$10^{-5}$
Défaillance de la pompe	$10^{-8}$

Après avoir calculé les probabilités de chaque ERC on trouve les résultats du tableau 3.8.

Tableau 3.8 – Calcul des probabilités des ERC

ERC	Pr
Retour des produits légers au four F101	$9,6 \times 10^{-4}$
Perte de confinement en brut à l'intérieur du four F101	$9 \times 10^{-4}$
Perte de confinement en fuel gaz	$4,5 \times 10^{-4}$
Perte de confinement en kérosène/gasoil dans l'échangeur	$3 \times 10^{-5}$
Perte de confinement en naphta	$9,3 \times 10^{-4}$
Perte de confinement en GPL	$7,18 \times 10^{-4}$

### 3.11 Résultats et discussion :

L'événement redouté ayant une grande probabilité est : **Le retour du gasoil au four F101**

L'étude de l'estimation de la probabilité de l'événement redouté central (ERC) influencé par les évènements initiateurs (EI) ou de bases (EB), a montré que la probabilité diffère d'un événement à un autre.

Nous remarquons également que les probabilités les plus élevée sont celles des ERC relatives au four, ce qui confirme les résultats trouvés lors de l'analyse préliminaire.

Le résultat obtenu peut être expliqué de la manière suivante : la probabilité du retour du gasoil au four F101 est de  $9,6 \times 10^{-4}$  par an.

### 3.12 Conclusion :

L'analyse des risques sur l'unité de distillation atmosphérique nous a permis de constater qu'une partie assez importante des risques qui y existent sont intolérables.

D'autre part nous avons remarqué que le circuit préchauffe, en particulier le four et la colonne de distillation atmosphérique nécessitent une maîtrise des risques vu les conséquences graves que ces équipement peuvent engendrer en cas d'accident.

L'analyse quantitative par la méthode nœud papillon nous confirme ce résultat, avec une légère priorité au four.

Dans les chapitres suivants, nous allons voir quelles seront les conséquences entraînées suite à cet ERC les quantifier, et proposer ultérieurement des barrières techniques pour y remédier.

## **Chapitre IV**

### **Modélisation des phénomènes dangereux**

# Chapitre 4

## Modélisation des phénomènes dangereux

Dans cette étape nous allons simuler et modéliser les phénomènes dangereux de l'ERC qu'on avait choisi dans le chapitre précédent.

La première partie de ce chapitre nous permettrait de quantifier et d'estimer la probabilité de survenance des phénomènes dangereux au four F101, et calculer à l'aide des modèles mathématiques utilisés et développés dans le cadre de la gestion des risques les effets engendrés par ces phénomènes.

La seconde étape sera consacrée à la simulation par le logiciel PHAST, pour confirmer ces résultats d'une part et faire apparaître les rayons des seuils de surpression d'autre part.

### 4.1 Phénomène dangereux généré par le retour du gasoil au four F101 :

#### 4.1.1 Description du four F101 :

Dans la plupart des installations de raffinerie ou de pétrochimie, l'apport des calories nécessaires au procédé mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à chauffage direct. Les calories produites par la combustion sont transmises par les mécanismes de la radiation, de la conduction et de la convection au fluide à réchauffer qui circule dans un serpentin tubulaire ou un faisceau de tubes, d'où le nom de « fours tubulaires » que l'on donne à ce type d'appareils. Le four utilisé dans l'unité de distillation atmosphérique est un Four cabine à bruleurs sur la sole avec deux cellules de radiations.

Les produits de la combustion cèdent leur chaleur aux tubes par radiation et par convection, puis la chaleur est transmise à travers les parois des tubes par conduction, et par convection de la paroi interne du tube au fluide à réchauffer.

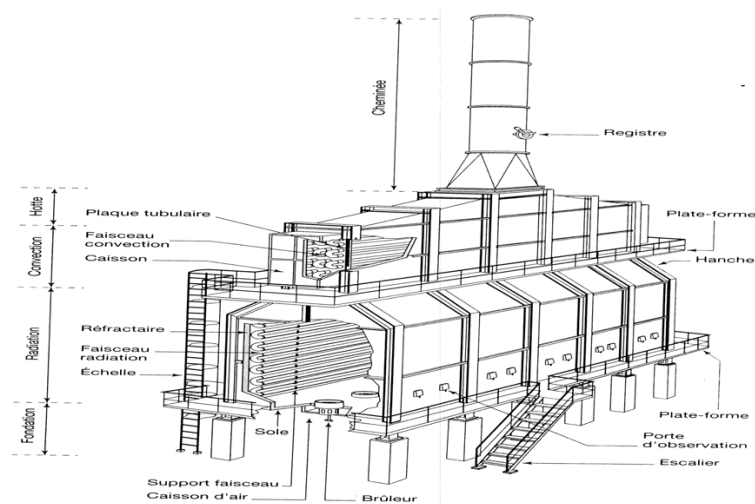


FIGURE 4.1 – Représentation du four F101

Le four comprend :

- Un faisceau tubulaire en zone de radiation et en zone de convection ;
- Une zone de rayonnement formant la chambre de combustion garnie intérieurement de matériau réfractaire isolant, la zone de convection garnie également ;
- Un équipement de chauffe comprenant des brûleurs situés à la base ou sur les côtés de la chambre de combustion ;
- Une cheminée ou un carneau garnis avec registre.

#### 4.1.2 Sécurité du four F101 :

Le four est équipé d'un indicateur de température et un régulateur de débit de brut qui sont reliés à la salle de contrôle. Une anomalie dans ces paramètres impliquerait une intervention immédiate.

Pour le scénario de la chute de pression de la vapeur stripping, un clapet anti retour est placé en aval du four F101, et en amont de la colonne C103.

Pour l'alimentation du four, un débitmètre est placé au niveau des brûleurs pour la vérification et l'indication du débit de fuel-gaz entrant et pour savoir si des fuites de gaz existent au niveau des lignes.

Le four est équipé d'un rideau d'eau, c'est la vapeur d'étouffement. En cas de détection de fumées les vannes s'ouvrent pour étouffer les feux.

Un Carnot manuelle existe pour faire un équilibre air/gaz pour la combustion.

Des trappes d'explosion pour réduire la surpression suite à une explosion à l'intérieur du four.

### 4.1.3 Description des différents scénarios :

#### Scénario n ° 1 :

Dans ce scénario, nous envisageons un flash fire au niveau des boîtes de retour du four F101 suite à un retour du gasoil liquide et une ignition immédiate (on suppose que le mélange est bien proportionné en combustible/comburant). Le retour est dû à une chute de pression de la vapeur stripping.

#### Scénario n ° 2 :

Dans ce scénario, nous envisageons un feu de nappe au niveau des boîtes de retour suite à un retour du gasoil liquide et une ignition immédiate. Le retour est dû à une chute de pression de la vapeur stripping.

#### Scénario n ° 3 :

Dans ce scénario, nous envisageons une explosion de type VCE(Vapour Cloud Explosion) suite à un retour du gasoil liquide et une ignition retardée du gasoil (on suppose que le liquide a émis suffisamment de vapeur et il est soit en quantité supérieure ou inférieure par rapport au comburant). Le retour est dû à une chute de pression de la vapeur stripping.

#### Scénario n ° 4 :

Dans ce scénario, nous envisageons une ignition immédiate d'un flux de vapeur de gasoil c'est-à-dire une boule de feu suite à un retour du gasoil vapeur. Le retour est dû à une chute de pression de la vapeur stripping.

#### Scénario n ° 5 :

Dans ce scénario, nous envisageons une fuite suivie d'une explosion de type VCE suite à un retour du gasoil vapeur et une ignition retardée du gasoil. Le retour est dû à une chute de pression de la vapeur stripping.

## 4.2 Quantification des phénomènes dangereux :

La fréquence des phénomènes dangereux est calculée à partir de celles des ERC et des distributions de probabilités de chaque phénomène dangereux potentiel.

La construction de l'arbre consiste alors à partir de l'événement indésirable à envisager soit le bon fonctionnement soit la défaillance de la première fonction de sécurité. L'événement est représenté schématiquement par un trait horizontal. Le moment où doit survenir la première fonction de sécurité est représentée par un nœud. La branche supérieure correspond généralement au succès de la fonction de sécurité, la branche inférieure à la défaillance ou à l'échec de cette fonction.

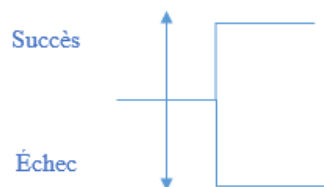


FIGURE 4.2 – Estimation de l'arbre des événements

L'application de l'arbre des événements pour déterminer les conséquences d'un retour du gazoil au four F101, considère les barrières suivantes : ignition immédiate, détection immédiate, maîtrise de la situation, ignition retardée, (U) VCE occurrence.

### 4.2.1 Banque de données pour la quantification des événements :

La quantification de l'arbre nécessite de se référer à des banques de données qui permettent d'estimer la probabilité d'occurrences des conséquences, il faut alors disposer de données de fiabilité. RA1G ne dispose pas d'une organisation permettant l'exploitation des anomalies et des incidents de fonctionnement. Alors, on a exploité les banques de données internationales disponibles, en s'assurant de leur applicabilité à l'installation choisie.

Les barrières les plus reconnues sont citées dans la base de données OREDA[28].

Le tableau 4.1 présente la probabilité de défaillance des barrières figurant dans l'arbre d'événement.

Tableau 4.1 – Probabilité des défaillances des barrières

Événement	Probabilité de défaillance des barrières
Ignition immédiate	$9 \times 10^{-1}$
Détection immédiate	$5 \times 10^{-2}$
Maitrise de la situation	$10^{-1}$
Ignition retardée	$10^{-1}$
Occurrence d'un VCE	$10^{-1}$

### 4.2.2 Résultats et interprétation :

En partant de l'événement redouté central (ERC), la présentation de l'ensemble des séquences accidentelles qui peuvent se réaliser si les barrières de protection ne remplissent pas leurs fonctions de sécurité est présentée dans la figure 4.3.

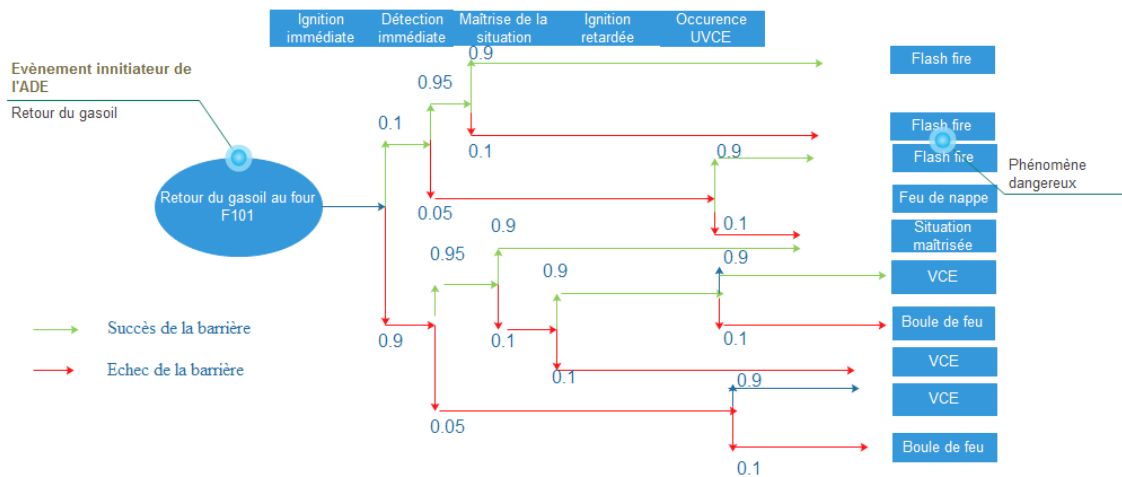


FIGURE 4.3 – Estimation de l'arbre des événements

L'application de l'arbre d'événements nous a permis d'obtenir les résultats suivants :

Tableau 4.2 – phénomène dangereux générés par l'ERC choisi

Conséquences	Fréquence de l'événement/an
Flash fire	$99,5 \times 10^{-3}$
Feu de nappe	$5 \times 10^{-4}$
VCE	$11,8 \times 10^{-2}$
Boule de feu	$12,1 \times 10^{-3}$
Situation maîtrisée	0,7695



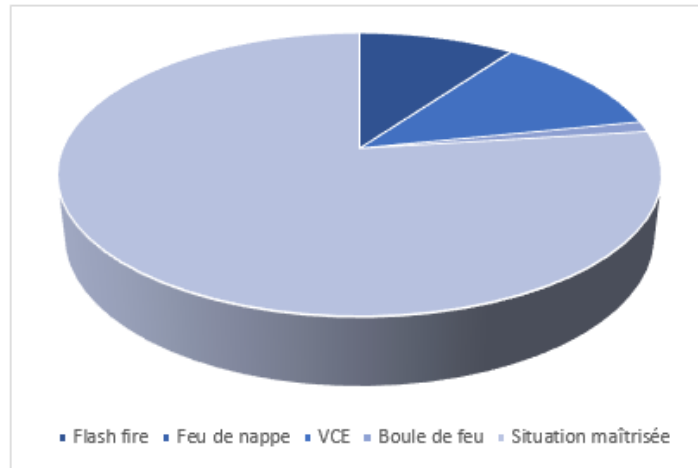


FIGURE 4.4 – Quantification des phénomènes dangereux générés

Nous remarquons que les phénomènes dangereux les plus probables sont le flash-fire, ou bien l’explosion de type VCE, nous avons une probabilité de 01 événement tout les trente-six mois. ARAMIS propose en fonction de la nature des phénomènes dangereux et des produits impliqués une classification a priori des phénomènes.(Voir annexe IV)

Nous aurons ainsi la matrice de criticité suivante après le positionnement des différents scénarios :

	C1	C2	C3	C4
10 <sup>-1</sup>	Green	Red	Red	Red
10 <sup>-2</sup>	Green	Red	Scénario 3 Scénario 5	Red
10 <sup>-3</sup>	Green	Scénario 2	Scénario 1	Scénario 4
10 <sup>-4</sup>	Green	Yellow	Yellow	Red
10 <sup>-5</sup>	Green	Green	Yellow	Yellow
10 <sup>-6</sup>	Green	Green	Green	Yellow
10 <sup>-7</sup>	Green	Green	Green	Green
10 <sup>-8</sup>	Green	Green	Green	Green

FIGURE 4.5 – Grille de criticité (ARAMIS)

Dans ce qui suit, nous allons modéliser et simuler les effets d’une explosion VCE qui sont principalement des effets de surpression.

### 4.3 Calcul des effets de surpression d'un VCE :

Cette deuxième partie concerne la modélisation des effets de surpressions d'une explosion. Nous avons utilisé le modèle TNT. Ce modèle suppose que l'énergie libérée, suite à l'explosion des vapeurs, est égale à l'explosion d'une masse équivalente de TNT (Tri-NitroToluène).

En premier lieu, la masse du gaz inflammable avec les concentrations qui varient entre la Limite Inférieure d'Inflammabilité et la Limite supérieure est calculée. On multiplie cette masse par la chaleur de combustion pour obtenir l'énergie totale de combustion relative à la masse calculée. L'explosion calculée n'est pas tout à fait correcte, compte tenu des obstacles qui existent en réalité. C'est pourquoi, on doit multiplier le résultat par un paramètre compris entre 0 et 1. Pour notre cas on prend 0,1, cas des hydrocarbures. Ensuite, on a divisé par la quantité de chaleur de combustion du TNT pour obtenir l'équivalent en masse TNT.

$$m_{TNT} = \frac{0,6 \times a \times M \times Q_r}{Q_{TNT}}$$

... eq. 4.1 Avec :

- $m_{TNT}$  : La masse TNT équivalente ;
- $Q_r$  : Le pouvoir calorifique du gasoil 43000 KJ/Kg ;
- $Q_{TNT}$  : Le pouvoir calorifique du TNT 4690 KJ/Kg ;
- $M$  : La masse du gasoil supposé participer à l'explosion.
- On prend  $a = 0,1$  (cas des hydrocarbures).

Après le calcul de la masse TNT équivalente, on peut calculer le rayon de la zone d'effet donné par l'équation suivante :

$$R = \lambda \times M_{TNT}^{1/3} \dots eq.4.2$$

Avec :

- $\lambda$  : La distance réduite ( $m/Kg^{1/3}$ ) ;
- $R$  : Rayon de la zone d'effet (m).

D'autre part, on peut calculer la distance réduite à partir de la pression seuil, la relation entre ces deux paramètres est la suivante :

$$P_s = \frac{80800 \times (1 + \frac{Z^2}{4,5})}{\sqrt{1 + (\frac{Z}{0,048})^2} \times \sqrt{1 + (\frac{Z}{0,32})^2} \times \sqrt{1 + (\frac{Z}{0,1,35})^2}} \dots eq.4.3$$

Pour le calcul de la masse du gasoil ayant participé à l'explosion on suppose que tout le gasoil redistillé au niveau de la colonne C103 passe dans la conduite de la vapeur stripping,

nous avons donc un débit de  $87m^3/h$ .

Pour une fuite qui durera 01 minute (le temps moyen de l'intervention au niveau de la raffinerie RA1G), nous avons les résultats suivants :

$$V_{nuage} = \frac{87}{60} = 1,45m^3 \dots \text{eq. 4.4}$$

$$V_{nuage(nuage_{gasoil})} = 0,638m^3 \text{ (40 \% du volume du nuage)}$$

La masse volumique du gasoil égale à  $0,845Kg/m^3$

$$m_{gasoil} = M = \frac{0,845}{0,638} = 1,32KG \dots \text{eq. 4.5}$$

En remplaçant dans l'équation 4.1, on trouve :

$$m_{TNT} = \frac{0,6 \times 0,1 \times 1,32 \times 43000}{4690} = 0,73Kg$$

Tableau 4.3 – Calcul des rayons des effets

Seuil de surpression (mbar)	Signification	Distance réduite ( $m/kg^{1/3}$ )	Rayon (m)
50	Premiers dégâts et blessures notables dus à l'onde de choc	22	19,8
140	Premiers effets de risques de mortalité consécutifs à l'onde de choc	10,1	9,09
200	Rupture des réservoirs de stockage et dégâts aux machines industrielles	7,6	6,48
700	Destruction totale probable des bâtiments	3,8	3,42

### 4.3.1 Commentaires sur les résultats :

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

Pour une explosion se produisant à l'intérieur du four ou bien au niveau des boîtes de retour, les obstacles existants diminuent considérablement les valeurs de distances d'effets trouvées.

## 4.4 Présentation du logiciel de simulation PHAST (Process Hazard Analysis Software Tool) :

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

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

### 4.4.1 Simulation de l'explosion VCE :

Nous avons utilisé le modèle TNT du logiciel PHAST. Pour le produit utilisé qui est le gasoil, nous avons carrément créé un nouveau produit, et nous avons rempli les cases avec ses propriétés physiques et chimiques.

Nous avons également introduit les données suivantes :

Tableau 4.4 – Données introduites au logiciel PHAST

Substance utilisé	Gasoil ( $C_{21}H_{44}$ )
Masse du gasoil ayant participé dans l'explosion	1,32 kg
Vitesse du vent	1,5 m/s
Stabilité	D
Distance maximale	200 m
Le pas	20 m
Rendement de l'explosion	10 %

La courbe de la figure 4.6 représente la variation de la surpression en fonction de la distance.

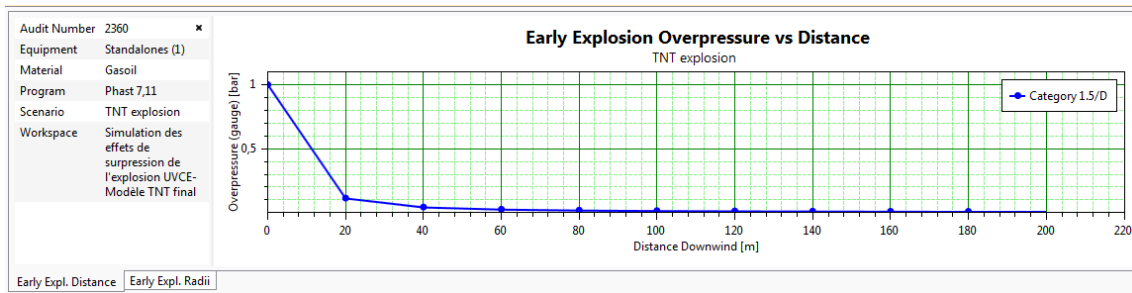


FIGURE 4.6 – variation de la surpression en fonction de la distance

La cartographie des effets de la surpression du TNT est donnée dans la figure 4.7.



FIGURE 4.7 – Contours des seuils de pression

#### 4.4.2 Commentaires :

À partir des résultats fournis par le logiciel PHAST, nous pouvons constater que les contours de seuils de pression ne sortent pas de l'installation. Cependant, les effets de radiation peuvent engendrer des effets dominos sur les équipements adjacents.

### 4.5 Conclusion :

Le phénomène dangereux le plus probable suite au retour du gasoil au four F101 est une explosion de type VCE.

La simulation de ce phénomène via le logiciel PHAST nous a permis de dire que les effets de radiation peuvent engendrer des effets domino sur les installations de l'unité.

# Chapitre V

## Maitrise des risques

# Chapitre 5

## Maîtrise des risques

La dernière étape de toute démarche d'analyse de risques est la partie de maîtrise des risques. Cette dernière qui exige la mise en place d'un ensemble de barrières tant techniques que organisationnelles afin de réduire le risque et de répondre à une certaine barrière de sécurité. Nous avons déterminé l'événement redouté centrale et l'ensemble des phénomènes dangereux qui peuvent être engendrés, et vu la situation critique une mise en place des barrières de contrôle a été exigée.

La raffinerie d'Alger dispose en grande partie des systèmes de sécurité manuelle, ces derniers dépendent essentiellement de la fiabilité humaine, un facteur difficile à contrôler. C'est la raison pour laquelle nous proposons dans cette partie un système de régulation automatique qui permettrait une meilleure maîtrise de la pression de la vapeur stripping.

À la fin du chapitre, nous allons aborder le volet intervention qui représente la dernière barrière de la gestion et la maîtrise des risques.

### **5.1 Détermination du PFD et SIL requis pour chaque scénario à l'aide de bowtie Pro :**

#### **5.1.1 Présentation du logiciel bowtie Pro :**

BowTie pro est un outil qui facilite l'analyse et l'évaluation des risques à l'aide de la méthode nœud papillon. Comme la représentation d'un nœud papillon, on représente par le nœud (the knot) l'événement redouté central (ERC), la partie gauche de l'arbre représente les causes qui ont conduit à l'occurrence de l'ERC et la partie droite de l'arbre représente les événements

engendrés.

À l'aide de ce logiciel, nous pouvons évaluer tout type de risques : environnemental, sécurité, financier, etc.

LOPA (Layers Of Protection Analysis) est l'une des méthodes les plus utilisées pour analyser et réduire le risque, et cela en déterminant le SIL (Safety Integrity Level) du système.

Dans notre travail, nous n'avons pas utilisé la méthode LOPA, cependant nous allons utiliser l'application LOPA de BowTie Pro pour déterminer le SIL de notre système et proposer éventuellement le système de sécurité approprié.

### **5.1.2 Choix des scénarios :**

Le chapitre précédent nous a permis de classer les scénarios sur la grille de criticité, et voir les scénarios dont le risque est intolérable. Dans cette partie nous allons choisir que les scénarios 1, 3, 4 et 5 (les scénarios dont le risque est intolérable). Pour pouvoir utiliser l'application de l'analyse par la méthode LOPA du logiciel BowTie, nous devons introduire les données du tableau 5.1.



Tableau 5.1 – Inventaire des scénarios étudiés

	Scénario 1	Scénario 3	Scénario 4	Scénario 5
Evènement initiateur	Chute de pression de la vapeur stripping	Chute de pression de la vapeur stripping	Chute de pression de la vapeur stripping	Chute de pression de la vapeur stripping
Evènement Redouté Central	Retour du gasoil liquide	Ignition retardée du gasoil liquide	Retour du gasoil vapeur et ignition immédiate	Retour du gasoil vapeur et ignition retardée
Phénomène dangereux	Flash-fire	VCE	Boule de feu	VCE
Phénomène dangereux	Ronde opérateur/ Clapet anti-retour / Vanne manuelle	Ronde opérateur / Clapet anti-retour / Vanne manuelle	Ronde opérateur/ Clapet anti-retour / Vanne manuelle	Ronde opérateur / Clapet anti-retour / Vanne manuelle
Barrière de protection	Couronne d'extinction	Couronne d'extinction / Trappe d'explosion	Couronne d'extinction / Trappe d'explosion	Couronne d'extinction / Trappe d'explosion

Pour les données d'entrées nous avons<sup>1</sup> :

- Efficacité de la barrière ronde opérateur : 1
- Efficacité clapet anti-retour : 1
- Efficacité de la vanne manuelle : 0,1
- PFD de la barrière de protection, moyens d'extinctions sur site : 0,1
- PFD de la trappe d'explosion : 1

Le calcul des probabilités se fait suivant la formule suivante :

$$F_i = f_{ei} \prod PFD_{i...eq5.1}$$

Avec :

- $F_i$  : Fréquence d'occurrence du scénario choisi

---

1. Les cahiers de la sécurité industrielle, l'Analyse des risques, fréquences des événements initiateurs des accidents

- $f_{ei}$  : Fréquence de l'événement initiateur
- $PFD_i$  : Probabilité de Défaillance de la barrière i.

### 5.1.3 Calcul du PFD et le SIL requis pour chaque scénario par l'analyse LOPA de BowTie Pro :

Nous avons calculé la probabilité de chaque scénario suivant l'équation n ° 1, et d'après la grille de criticité définie préalablement, chaque scénario requiert une probabilité pour le rendre acceptable.

Nous définissons le facteur de réduction de risque (FRR) :

$$FRR = \frac{F_i}{F_c} \dots eq.5.2$$

Avec :

$F_c$  : Fréquence d'occurrence cible.

Pour assurer ce facteur, il faut alors proposer une barrière de sécurité qui soit inférieure ou égale à  $RRF^{-1}$ .

Les résultats obtenus sont rassemblés dans le tableau 5.2 :

Tableau 5.2 – Inventaire des scénarios étudiés

Scénario	1	3	4	5
Probabilité calculée	$5,5 \times 10^{-3}$	$5,5 \times 10^{-3}$	$4,5 \times 10^{-3}$	$4,5 \times 10^{-3}$
Probabilité requise	$10^{-6}$	$10^{-6}$	$10^{-7}$	$10^{-6}$
FRR	$5,5 \times 10^3$	$5,5 \times 10^3$	$4,5 \times 10^3$	$4,5 \times 10^3$
PFD requis	$> 10^{-3}$	$> 10^{-3}$	$> 10^{-4}$	$> 10^{-3}$
SIL requis	$> 2$	$> 2$	$> 3$	$> 2$

## 5.2 Synthèse de la méthode :

- Nous remarquons que les niveaux d'intégrités de sécurité varient entre 2 et 3, avec un SIL élevé pour le scénario n ° 4 (SIL3) ;
- Aucun équipement de sécurité ne fonctionne d'une façon automatique, tous les équipements de contrôle sont manuels ;

- La prochaine étape consiste à proposer un système instrumenté de sécurité avec un SIL qui égale à 3, cela en prenant en compte le SIL le plus élevé.

### 5.3 Proposition d'un système de sécurité pour la vapeur stripping :

Les résultats précédents de l'analyse des risques nous ont permis de trouver que la chute de pression de la vapeur stripping est l'événement qui doit être contrôlé, nous proposons de cet effet un système de régulation de pression.

#### 5.3.1 Définition d'une boucle de régulation :

La régulation regroupe l'ensemble des techniques utilisées visant à contrôler une grandeur physique soumise à des perturbations. Cette grandeur physique est alors appelée "grandeur réglée".

#### 5.3.2 Critère de choix du régulateur :

Pour le choix du correcteur utilisé, on doit d'abord définir le modèle du système. Pour un système stable du premier ordre, Broïda propose la fonction de transfert suivante :

$$F(p) = \frac{K \times e^{-T.P}}{1 + \tau.p} \dots eq.5.3$$

Avec :

K : gain statique du procédé ;

P : variable de Laplace ;

T : Temps mort d'identification ;

$\tau$  : Constante de temps.

La méthode de Broïda est une méthode d'identification en boucle ouverte d'une réponse indicielle expérimentale, qui consiste à assimiler la fonction de transfert d'un système d'ordre n à celle du premier ordre affectée d'un retard pur.

Le problème d'identification consistera donc à déterminer les paramètres T (constante du temps (sec.) et  $\tau$  (temps de retard pur (sec.)).

Afin de déterminer des valeurs de ces paramètres, Broïda fait correspondre la réponse indicielle à identifier et la fonction de transfert du 1er ordre affectée d'un retard en deux points  $T_1$  et  $T_2$  d'ordonnées correspondant à 28% et 40% de la valeur finale de la sortie du système. Pour la définition de ces paramètres, nous avons appliqué un échelon d'amplitude 4 sur plusieurs systèmes, le cas adopté est représenté sur la figure 5.1.



FIGURE 5.1 – Application d'un échelon sur le système

**Détermination de  $T$  et  $\tau$  :**

$$T = 2,8 \times T_1 \sim 1,6 \times T_2$$

$$\tau = 5,5(T_2 - T_1)$$

Tel que :

**$T_1$**  : représente la projection du point 0,4KE sur l'axe du temps ;

**$T_2$**  : représente la projection du point 0,28KE sur l'axe du temps.

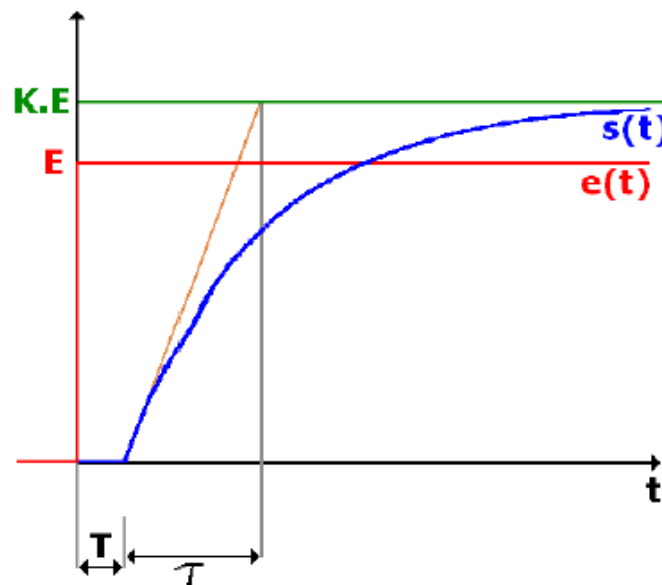


FIGURE 5.2 – Réponse d'un système du premier ordre à un échelon

**Résultats :**

$$T = 0,01848$$

$$\tau = 0,3102$$

Le rapport  $\frac{T}{\tau}$  est égal à 0,05. Etant inférieur à 0,25 le modèle proposé peut être retenu.

Pour le rapport trouvé, on propose donc un correcteur proportionnel.

**5.3.3 Critères de choix du style de commande :**

Pour l'actionneur qui effectue la commande nous proposons une vanne de type TOR (Tout Ou Rien). Le choix a été fait en tenant compte de nos besoins.

**5.3.4 Mise en place du système :**

Comme le montre le schéma de la figure 3, nous proposons un système à deux transmetteurs (02 manomètres), à l'aide du régulateur (la partie cerveau du système).

Nous procéderons en comparant entre la pression en amont de la vanne et la pression en aval (PT2). Cette dernière doit être plus petite que la valeur affichée en PT1. La vanne autonome est de type TOR (Tout Ou Rien) est considérée comme l'actionneur de ce système.

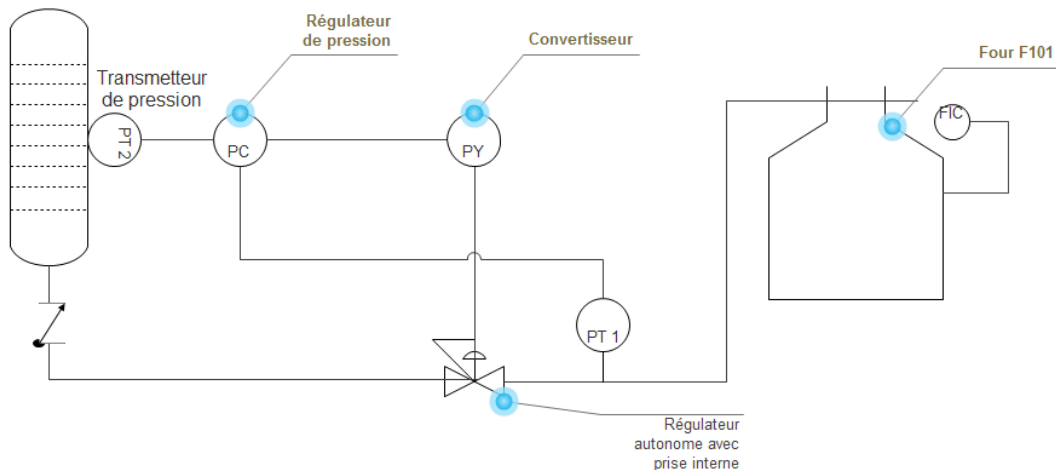


FIGURE 5.3 – Exemple du système de régulation proposé

La partie capteur est montée en architecture 2oo2 (Cette architecture comprend deux éléments connectés en parallèle de sorte qu'il est nécessaire que les deux éléments demandent la fonction de sécurité avant que celle-ci ne survienne. La défaillance dangereuse d'un seul élément empêche le traitement correct de tout signal d'alarme valide.)

La partie unité logique est montée en architecture 1oo1.

Nous proposons à priori une architecture 1oo3 pour la vanne (l'actionneur) et on vérifiera par la suite si cette hypothèse peut être validée.

Le calcul du PFD de ce système se fait suivant la formule suivante :

$$PFD_{sys} = PFD_{LS} + PFD_{PT} + PFD_{FC}$$

### 5.3.5 Calcul du PFD et le SIL du SIS proposé :

Pour le calcul de la PFD du système, nous introduisons les données regroupées dans le tableau 5.3.

Tableau 5.3 – Données pour le calcul du PFD du SIS

Données Partie du SIS	Capteurs	Unité logique	Actionneur
Taux de défaillance ( $\tau$ )	$1,5 \times 10^{-6}$	$10^{-5}$	$1,5 \times 10^{-6}$
Proportion de défaillances de cause commune non détectées ( $\beta$ )	2%	/	2%

Le calcul de la probabilité de défaillance du système nous donne les valeurs suivantes : Le système proposé a effectivement un SIL minimum égale à SIL3 avec une probabilité de défaillance de  $4,54 \times 10^{-4}$ , il répond donc à ce que nous avons proposé au début.

### 5.3.6 Simulation du comportement de l'actionneur pour les différentes variations de pression :

#### Présentation du logiciel de simulation Simulink de Matlab :

La simulation permet de reproduire, approximativement, le comportement de systèmes de traitement et de visualiser notamment l'évolution temporelle de différentes variables représentatives.

SIMULINK est une extension du logiciel Matlab. C'est un logiciel de simulation de systèmes dynamiques muni d'une interface graphique qui facilite les deux phases d'utilisation du logiciel ; saisie du modèle, simulation du modèle.

Configuration of components | Report | Parameters

Configuration of architecture

Description | Result SIL | Spurious-trip

For the SIF (sensors + solver + actuators):

Demand mode: Low demand (PFD)

Required SIL: 3 | Required RRF: 1000

Maximum reachable SIL due to the architectural constraints - IEC 61511 (...)

Sensors: 3 | HFT: 1

Actuators: 4 | HFT: 2

Computation

Operating duration (years): 30 | PFD Avg: 4.5413E-4

Computed SIL: 3 | Computed RRF: 2202

Results

Achieved SIL: 3

Conclusion of SIL for the SIF: Compliant

Remark: [ ]

Comment: [ ]

Action plan: [ ]

Synthesis

	PFD Avg	RRF	SIL Computed	Contribution (...)
Sensor(s) Part	2.02E-4	4947.09	3	44.50%
Solver Part	5.00E-5	20000.00	4	11.01%
Actuator(s) Part	2.02E-4	4948.83	3	44.49%
SIF	4.54E-4	2202.00	3	100%

FIGURE 5.4 – résultats de la simulation du SIS proposé

### Résultats de la simulation :

Nous avons vérifié que le système proposé répond parfaitement aux résultats trouvés (un niveau SIL 3).

Dans cette partie nous déterminerons le comportement de l'actionneur pour les différentes variations de la consigne ou du signal perturbateur.

Avec l'extension simulink de MATLAB, nous avons simulé les différentes réponses de la vanne. Nous avons d'abord introduit la consigne qui représente la valeur transmise par le transmetteur PT1. Il y a lieu de relever qu'au niveau de la raffinerie d'Alger, ils ne disposent pas d'un enregistreur de pression. Néanmoins, et en tenant compte des informations fournies par la raffinerie, la valeur de la pression varie entre 3,5 et 4,5bars. Nous avons pu donc générer la courbe suivante (figure 5.6).

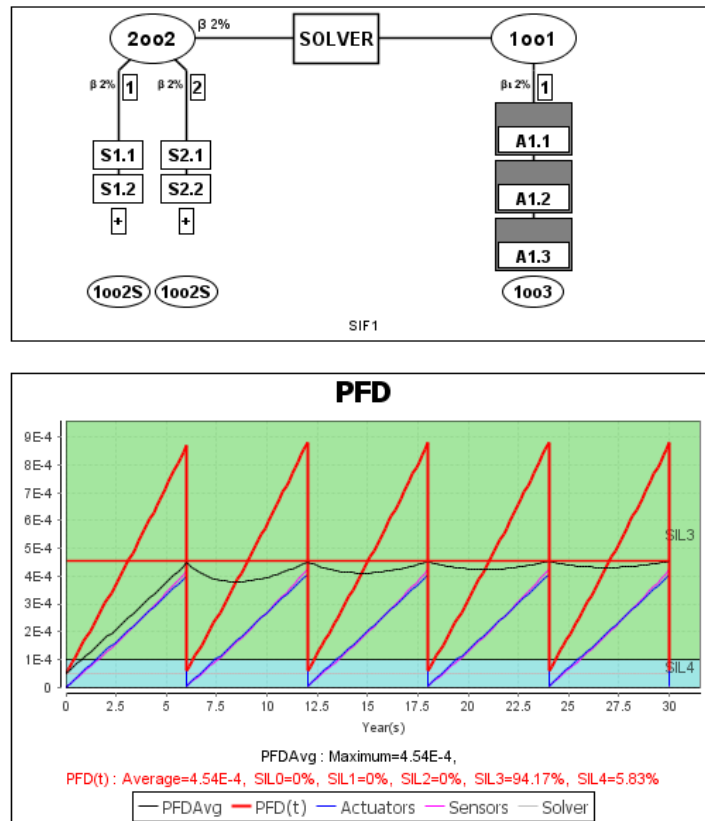


FIGURE 5.5 – Diagramme de fiabilité et PFDmoy du système proposé

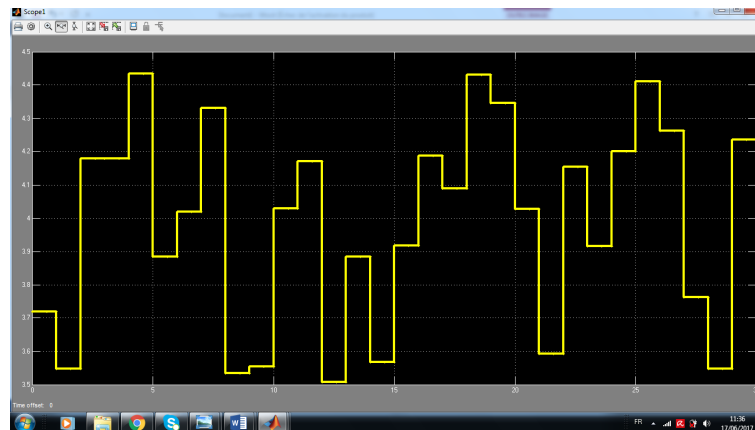


FIGURE 5.6 – Courbe de variation de la pression de la vapeur stripping

Nous allons comparer cette valeur avec la pression en aval de la vanne. C’est la pression indiquée par le transmetteur PT2 (figure 5.7). Nous avons proposé des valeurs selon les variations de la pression à l’intérieur de la colonne C103 (la colonne de stripping).

La figure 5.8 montre la simulation qui a été faite à l’aide de simulink pour voir le comportement de la vanne pour les différents cas. À l’entrée, nous avons la pression en amont et en aval de la vanne. Ces valeurs doivent être comparées à l’aide de l’opérateur « add », selon les résultats de



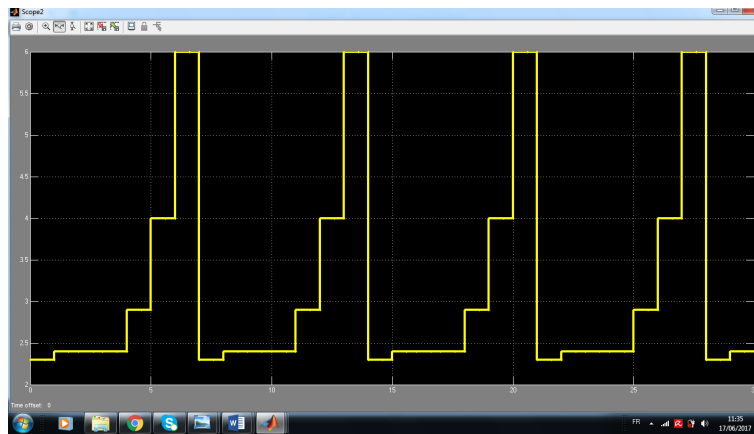


FIGURE 5.7 – variation de la pression en amont de l'actionneur

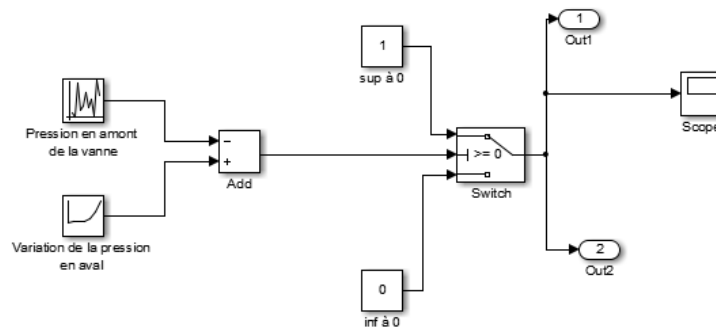


FIGURE 5.8 – schéma de simulation (SIMULINK)

la somme. Nous aurons les réponses suivantes :

- Résultats de la somme  $PT_2 - PT_1 \geq 0$ , donc la pression en aval de la vanne est supérieure à la pression de la vapeur stripping : la vanne donc est en position fermée ;
- Résultats de la somme  $< 0$ , donc la pression de la vapeur stripping est supérieure à la pression en aval de la vanne : cette dernière reste donc en position ouverte.

les différentes réponses de la vanne mise en place sont représentées dans la figure 5.9. **Remarque :**

- La position 0 : vanne ouverte ;
- La position 1 : vanne fermée.

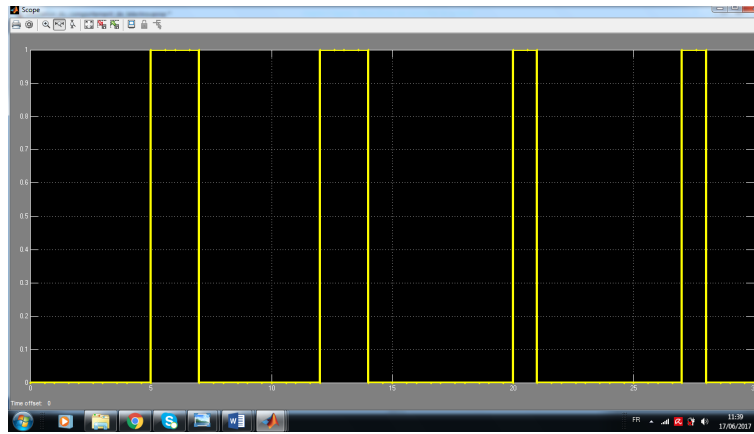


FIGURE 5.9 – Résultats de simulation du comportement de la vanne

## 5.4 Plan d'intervention contre les phénomènes dangereux selon les scénarios proposés :

Pour le plan d'intervention, nous avons proposé en collaboration avec le service d'intervention de la raffinerie d'Alger RA1G, une suite d'étape à suivre dans le cas où le sinistre ait lieu. Nous commençons d'abord par une reconnaissance des lieux, c'est-à-dire déterminer le lieu du sinistre. Cela nous permettra de ressortir le plan d'attaque déjà établi par l'entreprise en cas ou l'accident ne sera pas maîtrisé.

En cas ou l'accident a une grande ampleur, nous procédons directement à l'évacuation des personnes avant de commencer à délimiter de l'accident.

L'étape suivante c'est de faire des établissements, mettre en place les équipements d'intervention adéquates : les camions, les lances et alimenter les équipements d'intervention tous types confondus (les émulseurs, les moyens d'extinction sur site,etc.)

Après avoir mis en place tous les procédés nécessaires à l'extinction, nous commençons à l'extinction proprement dit, On coupe l'alimentation du gaz pour le four F101, on ouvre les Carnot du four à 100% pour diminuer la pression à l'intérieur du four. Les vannes des vapeurs d'étouffement doivent être fermées, à cause de la présence du gasoil au circuit vapeur. Ce dernier jouera le rôle du comburant et aggrave l'accident.

La température du sol et du voisinage augmente suite aux effets thermiques et de surpression des phénomènes dangereux que nous avons proposés. Nous devons donc abaisser cette température pour éviter toute possibilité d'un effet domino.

On distingue deux cas possibles :

- **Refroidissement au-dessous du four F101** : le refroidissement se fait par l'applica-

tion de la mousse sur la partie inférieure du four. Cela nous aidera à éviter l'inflammation des hydrocarbures qui sont issus des regards. Nous appliquons une mousse dont 6% est un émulseur protéinique.

On applique un débit de 2000 L/min avec un taux d'application de  $4L.m^2/min$  [NFPA 11].

- **Le refroidissement des équipements sous-pression** : à cause des effets de surpression la température des équipements avoisinant le four F101 augmente, ce qui va créer une surpression à l'intérieur de ces équipements, et par conséquent des effets domino.

Les équipements sur lesquels nous allons focaliser le plus sont le ballon D110 et l'échangeur E208. Le refroidissement se fait par l'application d'un rideau d'eau par des lances monitors fixes avec un débit de  $110m^3/h$  pour chacune.

L'extinction se fait en dernière étape, avec un réseau incendie ayant une pression de 6-7 bars. Le réseau fonctionne grâce à des électropompes débitant  $1050m^3/h$ .

A la fin nous devons assurer une protection et surveillance après l'extinction des flammes, pour veiller à ce que le phénomène ne se reproduira pas.

**Remarque** : Les établissements à mettre en place et dont dispose la raffinerie RA1G sont :

- 04 camions à mousse ;
- 01 camion à poudre ;
- 01 réseau d'émulseur avec une capacité de 20 000 L : celui-là est utilisé surtout dans le cas des feux de bac ou feux de cuvette pour alimenter les camions d'émulseur

## 5.5 Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons calculé dans une première étape la probabilité de chaque scénario. Cela nous a permis d'aboutir au niveau d'intégrité de sécurité de notre système instrumenté de sécurité. Nous avons trouvé un SIL égale à 3.

Le système que nous avons proposé comprend trois parties :

- La partie capteur montée en architecture 2oo2 qui comporte deux manomètre ;
- La partie unité logique montée en architecture 1oo1 ;
- La partie actionneur montée en architecture 1oo3 comporte trois vannes de type TOR.

À l'aide du logiciel GRIF, nous avons démontré que la probabilité moyenne de défaillance à la demande du système trouvé correspond à ce que nous avons proposé.

Avec l'extension SIMULINK de MATLAB, la simulation du comportement de la vanne a été faite.

# Conclusion générale

Ce travail a été fait dans le cadre de la maîtrise des risques liés au process au niveau de l'unité de distillation atmosphérique U100 de la raffinerie d'Alger. Pour ce faire, nous avons suivi une démarche d'analyse des risques sur cette unité.

Dans le cadre de ce projet :

1. Nous avons analysé, dans un premier temps, à l'aide de la méthode APR, l'ensemble des risques que peuvent engendrer les installations que comporte l'Entreprise. Celle-ci nous a permis d'aboutir aux résultats suivants :
  - Le circuit récupération des GPL est l'un des circuits critiques au niveau de l'unité 100 ;
  - Le circuit préchauffe a plus de 40% de risques inacceptables ;
  - Le four F101 est l'équipement le plus critique de l'unité de distillation atmosphérique.
2. La deuxième étape consistait en une analyse HAZOP sur le circuit vapeur, vu que cette vapeur peut être perturbée par deux paramètres du process qui sont la température et la pression. Cette étape nous a permis également de déterminer d'autres séquences liées au four F101.
3. À la fin, nous avons utilisé la méthode nœud-papillon pour déterminer l'ensemble des séquences accidentelles de l'unité 100, et les classer éventuellement par ordre de probabilité décroissant. Ceci nous a conduits aux résultats suivants :
  - Le retour du gasoil au four F101 est l'ERC le plus probable ;
  - Un système de régulation de pression de la vapeur stripping doit être mis en place pour réduire la probabilité de la chute de pression.
4. Par la quantification de l'Arbre des Evènements nous avons pu constater que le phénomène dangereux le plus probable pour la séquence choisie est une explosion de type VCE ; La modélisation de ce phénomène via le logiciel PHAST nous a permis de conclure que les effets de ce phénomène ne sortent pas de l'établissement mais peuvent surtout entraîner des effets domino sur les installations adjacentes.
5. Pour la maîtrise des risques, nous avons proposé un régulateur de pression. Le choix des

paramètres du régulateur dépend du facteur de réduction de risque trouvé.

- Le calcul de ce facteur a été obtenu suite à l'application de la méthode LOPA du logiciel BowTie pro.
- Le FRR le plus élevé étant de l'ordre de  $10^3$ , on a du proposer un SIS dont le SIL est de 3.

Le calcul de la fiabilité du régulateur à l'aide du logiciel GRIF nous a montré que le système proposé répond en effet à nos exigences. La simulation du comportement de l'actionneur avec SIMULINK nous a permis aussi de vérifier le bon fonctionnement de la vanne pour les différentes variations de la pression.

6. Un plan d'intervention a été proposé à la fin de notre travail au cas où l'accident ait lieu.
7. Nous suggérons l'application de la démarche proposée à d'autres parties de l'installation de la raffinerie qui pourraient présenter des risques majeurs.

## Références bibliographiques

- [1] Algérie Focus, comment l'Algérie évalue ses dépenses. [En ligne]. [Consulté le 03/03/2017]. Disponible sur «<http://www.algerie-focus.com/2016/10/budget-de-62-milliards-2017-lalgerie-evaluedepenses>».
- [2] M. A. DUPUY, «Sécurité Industrielle Process spécifique raffinage», IFP training, pages 6-8, 2015.
- [3] L.C Pereira de Oliveira , «Développement d'une méthodologie de modélisation cinétique de procédés de raffinage traitant des charges lourdes» , Journal Hal , Ecole normale supérieure de Lyon, page 11, 2013.
- [4] E. TOCQUE, C. TRAVERS , « Source énergétique primaire » Technique de l'ingénieur Base documentaire, Génie énergétique ; BE 8520 , 2010.
- [5] J.P .WAUQUIER , « pétrole brut, produit pétrolières, schémas de fabrication » , Tome 1 , Edition TECHNIP ; 2-7108-0668-1 , 1994.
- [6] «Hydrocarbures pétroliers : caractéristiques, devenir et criminalistique environnementale», évaluation environnementale stratégique globale sur les hydrocarbures, Centre d'expertise en analyse environnementale de Québec, 2015.
- [7] R. S. Kraus, «Le raffinage du pétrole», Encyclopédie de sécurité et de sûreté au travail, Bureau international du travail, page 1 , 2003.
- [8] J.P Wauquier, «Procédé de séparation», Edition technip, publication de l'institut français du pétrole Paris, 1998, 645 pages.
- [9] R. S. Kraus, «Le raffinage du pétrole», Encyclopédie de sécurité et de sûreté au travail, Bureau international du travail ; 2003, page 3.
- [10] «Influence des enseignements tirés d'accidents impliquant des stockages de GPL dans l'évolution des guides de bonnes pratiques à l'étranger», Programme Etude & Recherche DRA 71 Opération B1.1, INERIS, 2008.
- [11] inspecteur des installations classées,«Les évolutions de la directive Seveso Corinne Deloffre», DRIRE groupe de subdivision de l'Isère Risques Infos n ° 12 ,2001.

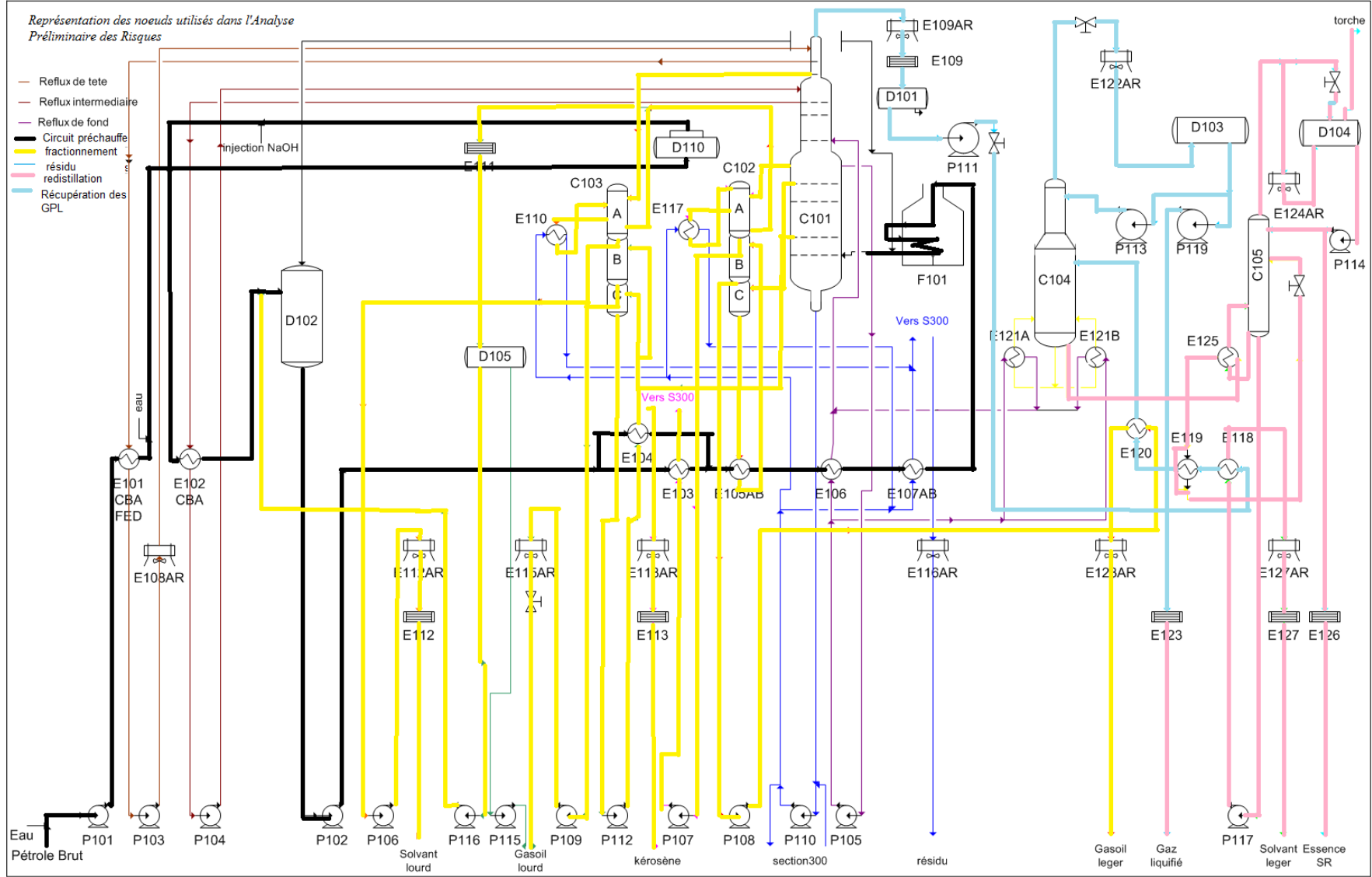
- [12] Norme, «Directive 2012/18/UE du Parlement européen et du Conseil du 4 juillet 2012 concernant la maîtrise des dangers liés aux accidents majeurs impliquant des substances dangereuses», modifiant puis abrogeant la directive 96/82/CE du Conseil Texte du 04/07/2012, paru au Journal Officiel des Communautés européennes 2012.
- [13] Parts framework of IEC 61508, «Functional safety Essential to overall safety», Internationale Electrotechnical Commission, Geneva, Switzerland. 2015.
- [14] A.R. SLIMANE, K. GHARNAOUTE, Z.ZAOUANI; Aspect règlementaire; «Evaluation des risques par la méthode Nœud papillon»; 2015; page 3.
- [15] N. MARGOSSIAN, «RISQUES ET ACCIDENTS INDUSTRIELS MAJEURS», éditions Dunod, Pais, 2012, 282 pages.
- [16] N. GREMBO «Risque industriel et représentation des risques : approche géographique de la représentation du risque industriel majeur en région Poitou-Charentes». Sciences de l'Homme et Société. Université de La Rochelle, 2010.
- [17] J.P. DAL PONT, «Sécurité et gestion des risques», Techniques de l'ingénieur Management de la sécurité, 2016/12/10, se12.
- [18] Martinais, Emmanuel. « L'évaluation des risques industriels - Une histoire des analyses de risques de 1970 à nos jours », Annales des Mines - Responsabilité et environnement, vol. 62, no. 2, 2011, pages. 51-61.
- [19] Bulletin Officiel , «Circulaire du 10/05/10 récapitulant les règles méthodologiques applicables aux études de dangers, à l'appréciation de la démarche de réduction du risque à la source et aux plans de prévention des risques technologiques (PPRT) dans les installations classées en application de la loi du 30 juillet 2003», BO du MEEDDM n ° 2010/12 du 10 juillet 2010, Paris.
- [20] M.H. MAZOUNI. «Pour une meilleure approche du management des risques : de la modélisation ontologique du processus accidentel au système interactif d'aide à la décision. Automatique / Robotique». Institut National Polytechnique de Lorraine - INPL, 2008.
- [21] Ineris-DRA-2006  $\Omega$  7 «méthodes d'analyses des risques générées par une installation industrielle», 2006.

- [22] US Nuclear Regulatory Commission «Reactor Safety Study, An assessment of accident risk US commercial nuclear power plants» WASH-1400, NUREG-75/014, 1975.
- [23] K. DAIFII, SAADI, Présentation de l'entreprise, «étude du rendement de la colonne C101», 2014.
- [24] F. WHEELER; Brochure de la Raffinerie d'Alger; 1962.
- [25] O. GUIBERT, Département Informatique de l'IUT de l'Université Bordeaux 1 «Cours d'Analyse et Conception des Systèmes d'Information (d'Outils et Modèles pour le Génie Logiciel) : les Méthodes », 2005.
- [26] Etude de danger de la raffinerie d'Alger RA1G activités aval, Bureau d'étude Bertin, 2007
- [27] Guide .DLI, 10/2008, «Guide maîtrise des risques technologique dans les dépôts des liquides inflammables»
- [28] OREDA 4ème édition (Offshore Reliability Database) distribuée par Det Norske Veritas (DNV) : Philips, Statoil, Norsk Hydro, Total, BP, Exxon.



# Annexes

## Annexe I : Représentation des nœuds utilisés dans l'Analyse Préliminaire des Risques



## Annexe II : tableaux APR

Unité : Distillation atmosphérique		APR : Le four										Nœud : Circuit préchauffe Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
111	Perte de confinement de brut au niveau du four F101.	-Corrosion aboutissant au percement de la canalisation.	-Flash fire ; -VCE.	2	5	10	-Ronde opérateur ; -Métaux spécial anticorrosion	1	-Injection de vapeur ; -Trappe d'explosion.	5	5		Risque inacceptable
112	Perte de confinement en fuel-gaz d'alimentation du four F101.	-Percement de la canalisation à cause de la corrosion.	-Feu de jet ; -VCE.	2	5	10	-Ronde opérateur ; - Métaux spécial anticorrosion ; -Procédure de maintenance	1	-Moyens d'extinction.	5	5		Risque inacceptable

113	Retour des produits légers de la colonne vers le four (passage dans la vapeur d'étouffement)	-Chute de pression de la vapeur stripping	-Feu de flash ; -VCE	3	4	12	-Ronde opérateur ; -clapet anti-retour.	3	-Moyens d'extinction	3	9	Cet événement s'est produit deux fois par année.	Risque inacceptable
-----	--	---	-------------------------	---	---	----	--	---	----------------------	---	---	--	---------------------

Unité : Distillation atmosphérique		APR : Ballon dessaleur										Nœud : Circuit préchauffe Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Causes	Conséquences	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
121	Perte de confinement en pétrole brut au niveau du ballon dessaleur D104.	-Percement dû à une corrosion -Défaillance du joint d'étanchéité au niveau des ballons ou des canalisations ; -Surpression au niveau du ballon	Feu de jet ; Feu de nappe ; UVCE.	3	4	12	-Matériau permettant d'éviter tout problème de corrosion. - Régulateur de pression	2	-Vanne de sectionnement manuelle.	4	8		Risque inacceptable
122	Inflammation du pétrole brut dans le dessaleur.	-Court-circuit au niveau des électrodes du dessaleur.	Départ du feu dans l'équipement.	1	4	4	-isolation ; Procédure de maintenance préventive.	1	-Couronne d'arrosage (moyens fixes d'extinction)	2	2		Risque résiduel

Unité : Distillation atmosphérique		APR : Échangeur											Nœud : Circuit préchauffe Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Causes	Conséquences	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse	
131	Fuite de kérosène sur bride entrée tube.	-Mauvais serrage des joints ; -Usure des joints.	Feu de jet	2	3	6	- changement périodique des joints (chaque 5 an) -Ronde opérateur ; - Maintenance préventive.	2	-EPI ; - moyens d'extinctions .	2	4		Zone ALARP	
132	rejet brutal du gasoil	-Erreur de l'opérateur pendant la purge	Auto-inflammation et incendie.	2	4	8	-Formation de l'opérateur ; -service quart.	1	-EPI.	3	3		Zone ALARP	
133	fuite sur une vanne non étanche du gasoil flashe	-Erreur dans le démontage de l'échangeur	Brûlure du personnel	2	4	8	-Formation de l'opérateur ; -Service quart.	1	-EPI ;	3	3		Zone ALARP	



Unité : Distillation atmosphérique		APR : pompes centrifuges/compresseur										Nœud : Circuit préchauffe Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
141	Une nappe de brut en extension. (P102)	-Fuite à cause d'une pression de refoulement très haute.	-Feu de nappe.	3	2	6	-Soupape de sécurité ; -Ronde opérateur ; - Maintenance préventive.	2	-Vanne de sectionnement manuelle.	1	2		Risque résiduel
142	Une nappe de résidu en extension (P110)	--Fuite à cause d'une pression de refoulement très haute.	-Feu de nappe.	3	2	6	-Soupape de sécurité ; -ronde opérateur ; - Maintenance préventive.	2	-vanne de sectionnement manuelle.	1	1		Risque résiduel

Unité : Distillation atmosphérique		APR : Colonne C101										Nœud : Colonne de distillation Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Causes	Conséquences	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
211	Perte de confinement en pétrole brut, kérosène, gasoil ou vapeur de tête.	-Perçement dû à une corrosion principalement en tête ; -Défaillance du joint d'étanchéité au niveau de la colonne.	Feu de jet ; Feu de nappe ; UVCE.	3	4	12	-Matériau permettant d'éviter tout problème de corrosion ; -Présence de maintenance préventive (pour les joints) ; -Ronde opérateur.	2	-Vanne de sectionnement manuelle.	4	8		Risque inacceptable
212	Inflammation des vapeurs d'hydrocarbures suite à une décharge au niveau de la colonne.	-Montée en pression dans la colonne.	Feu de jet UVCE	3	3	9	-Ronde opérateur	3	-Vanne de sectionnement manuelle.	2	6		Zone ALARP
213	Présence d'une atmosphère explosive à l'intérieur de la colonne.	-Présence d'air avant le démarrage de la colonne	Flash fire VCE	3	4	12	-Balayage de vapeur	2	-Moyens fixes d'extinction (couronne d'arrosage)	3	6		Zone ALARP

Unité : Distillation atmosphérique		APR : Conduites section redistillation										Nœud : Redistillation Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Causes	Conséquences	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
311	Perte de confinement de vapeur lourd/léger ou en GPL.	-Perçement dû à une corrosion au niveau de la section redistillation ; -Défaillance du joint d'étanchéité sur la section redistillation ; -Présence de vibration dans les lignes.	Feu de jet ; Feu de nappe ; UVCE.	2	3	6	-Matériau permettant d'éviter tout problème de corrosion ; -Présence de maintenance préventive (pour les joints et les vibrations des lignes) ; -Ronde opérateur.	2	-Moyens fixes d'extincteurs (couronnes d'arrosage)	1	1		Risque résiduel

Unité : Distillation atmosphérique		APR : Ballons										Nœud : Redistillation Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
321	Présence d'une atmosphère explosive dans le ballon D104	-Présence d'air avant le démarrage.	Flash fire VCE	3	3	9	-Balayage de vapeur.	2	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage).	3	6		Zone ALARP
322	Perte de confinement en naphtha léger.	- Montée en pression et en niveau du ballon D104 (défaillance du système de régulation)	Feu de jet Feu de nappe UVCE	3	4	12	-Soupape de sécurité ; -Ronde opérateur ;	3	- Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage).	2	6		Zone ALARP
333	Décharge de vapeur dans l'atmosphère.	- Montée en pression du ballon D104 (défaillance du système de régulation)	Feu de jet UVCE	3	3	9	-Ronde opérateur.	3	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage) ; -Vanne de sectionnement manuelle.	2	6		Zone ALARP

Unité : Distillation atmosphérique		APR : Colonne C105										Nœud : Redistillation Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
331	Perte de confinement en naphta lourd/léger	-Montée en niveau et en pression dans la colonne C105.	Feu de nappe	3	4	12	-Soupape de sécurité (système de régulation) ; -Ronde opérateur.	2	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage)	3	6		Zone ALARP
			Feu de jet										
			UVCE										
332	Décharge de vapeurs d'hydrocarbures à l'atmosphère	- Montée en pression de la colonne	Feu de jet	3	3	9	-ronde opérateur.	2	-vanne de sectionnement manuelle.	3	6		Zone ALARP
			UVCE										
333	Présence d'une atmosphère explosive dans la colonne C105.	-Présence d'air dans la colonne C105 avant le démarrage.	Flash fire	3	3	9	-Balayage de vapeurs avant le démarrage.	2	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage)	3	6		Zone ALARP
			VCE										

Unité : Distillation atmosphérique		<b>APR : Condenseur</b>										Nœud : Redistillation Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
341	Produit chaud envoyé dans le bac de stockage	-Défaillance du système de réfrigération.	Feu de bac.	4	3	12	-Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives.	3	- vanne de sectionnement manuelle.	2	6		Zone ALARP

Unité : Distillation atmosphérique		APR : Pompes										Nœud : Redistillation Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
351	Perte de confinement en naphta lourd/léger (P117)	-Montée en niveau et en pression dans la colonne C105 (défaillance de la pompe).	Feu de nappe Feu de jet UVCE	3	3	9	-Soupape de sécurité (système de régulation) ; -Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives.	1	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage)	3	3		Zone ALARP
352	Perte de confinement en naphta lourd (P117)	- Fuite sur garniture (défaillance de la pompe)	Feu de jet Feu de nappe UVCE	3	3	9	-Procédure de maintenance préventive ; ronde opérateur.	1	-vanne de sectionnement manuelle.	3	3		Zone ALARP
353	Perte de confinement en naphta léger (P114)	- Fuite sur garniture (défaillance de la pompe) ; -Montée en niveau et en pression dans le ballon D104 (défaillance de la pompe).	Feu de jet Feu de nappe UVCE	3	3	9	-Soupape de sécurité ; -Ronde opérateur ; -Procédure de maintenance préventive.	1	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage) ; -Vanne de sectionnement manuelle.	3	3		Zone ALARP

Unité : Distillation atmosphérique			<b>APR : Conduites</b>										Nœud : Fractionnement des parties soutirées de C101 Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse	
<b>411</b>	Perte de confinement du naphta, kérosène, gasoil ou vapeurs d'hydrocarbures	-Corrosion aboutissant à un percement sur la section fractionnement ; -Défaillance du joint d'étanchéité ; -Présence de vibration sur les lignes.	Feu de nappe  Feu de jet  UVCE	2	3	6	-Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives (pour les joints et la vibration) ; -Matériau et/ou prétraitement évitant tout problème de corrosion	2	- vanne de sectionnement manuelle ; -Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage, mousse)	2	4		Zone ALARP	



Unité : Distillation atmosphérique		<b>APR : Pompes</b>											Nœud : Fractionnement des parties soutirées de C101 Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse	
421	Perte de confinement en gasoil (P112, P108 et P109)	-Fuite sur la garniture (défaillance de la pompe)	Feu de nappe	3	2	6	-Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives.	2	- vanne de sectionnement manuelle.	2	4		Zone ALARP	
			Feu de jet											
			UVCE											
422	Perte de confinement en résidu atmosphérique P110	- Fuite sur la garniture (défaillance de la pompe)	Feu de nappe	3	2	6	-Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives.	2	- vanne de sectionnement manuelle.	2	4		Zone ALARP	
			Feu de jet											
			UVCE											
423	Perte de confinement en naphtha/kérosène	- Fuite sur la garniture (défaillance de la pompe)	Feu de nappe	3	2	6	-Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives.	2	- vanne de sectionnement manuelle.	2	4		Zone ALARP	
			Feu de jet											
			UVCE											

Unité : Distillation atmosphérique		<b>APR : Colonnes</b>											Nœud : Fractionnement des parties soutirées de C101 Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse	
431	Présence d'une atmosphère explosive avant le démarrage (C102A, B et C / C103A, B et C)	-Présence d'air dans la colonne au démarrage.	Flash fire VCE	3	3	9	-Procédure de balayage.	2	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage, mousse)	3	6		Zone ALARP	
432	Entrée d'air dans les colonnes C102B/C103B	-Perte générique d'utilité (le vide) ; -Défaillance du joint d'étanchéité sur les colonnes C102B/C103B ; -Montée en niveau et en pression dans la colonne C102B/103B (défaillance du système de régulation) ; - Montée en niveau et en pression dans	Flash fire VCE	3	4	12	-Fonction de sécurité réalisée par détection avec alarme et intervention de l'opérateur (alarme niveau haut dans les colonnes) ; -Ronde opérateur ; -Procédure de maintenance préventive.	2	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage, mousse) ; -Vanne de sectionnement manuelle	3	6		Zone ALARP	



Unité : Distillation atmosphérique		<b>APR : Ballons</b>										Nœud : Récupération des GPL Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
511	Perte de confinement en GPL au niveau des ballons D101, D103 et D104	- Montée en pression et en niveau du ballon D104 (défaillance du système de régulation) ; - Montée en pression de ballon D103 (défaillance de la vanne) ; - Montée en pression du ballon D101 (défaillance du système de régulation) ; -Montée en pression du ballon D101 (défaillance de la vanne) ;	Feu de jet UVCE	3	3	9	-Soupape de sécurité au niveau de D104 PSV113 ; - Soupape de sécurité en tête de D103 ; -Ronde opérateur.	2	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage) ; -Vanne de sectionnement manuelle.	2	4		Zone ALARP

512	Décharge de vapeur de GPL dans l'atmosphère D101, D103 et D105.	- Montée en pression du ballon D101, D103(défaillance du système de régulation) ; -Montée en niveau puis en pression du ballon D105 (défaillance du régulateur de niveau de C105	Feu de jet	3	3	9	-Ronde opérateur.	2	- Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage) ; -vanne de sectionnement manuelle.	2	4		Zone ALARP
			UVCE										

Unité : Distillation atmosphérique		<b>APR : Colonnes</b>										Nœud : Récupération des GPL Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
521	Présence d'une atmosphère explosive C104, C105	-Présence d'air avant le démarrage.	Flash fire  VCE	3	3	9	-Balayage de la vapeur avant le démarrage.	2	-Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage, mousse)	2	4		Zone ALARP
522	Perte de confinement en GPL C104/C105	-montée en niveau puis en pression (défaillance du système de régulation de niveau pour C104/C105) ; -Montée en niveau puis en pression suite à un bouchage de ligne en aval de C104 dans le rebouilleur E121.	Feu de jet  UVCE	3	4	12	-Ronde opérateur ; -Soupape de sécurité au niveau de C104 vers torche.	2	-Vanne de sectionnement manuelle ; -Moyens fixes d'extinction (couronne d'arrosage, mousse ...)	4	8		Risque inacceptable

523	Décharge de vapeurs de GPL à l'atmosphère.	-Montée en niveau puis en pression dans la colonne C104 (défaillance du système de régulation de niveau de C104)	-Feu de jet	3	3	9	-Ronde opérateur.	2	-Vanne de sectionnement manuelle ; -Moyens fixes d'extinction.	3	6		Zone ALARP
			-UVCE										

Unité : Distillation atmosphérique		<b>APR : Pompes</b>										Nœud : Récupération des GPL Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
531	Perte de confinement en GPL (P114, P111 P113 et P119)	-Débit de refoulement très haut (défaillance de la pompe)	Feu de jet	3	3	9	-Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives.	3	- vanne de sectionnement manuelle ; -Moyens fixes d'extinction.	2	6		Zone ALARP
			UVCE										
532	Perte de confinement en Naphta (P117)	- Fuite sur la garniture P117 (défaillance de la pompe débit au refoulement trop haut)	Feu de nappe	3	3	9	-Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives.	3	- vanne de sectionnement manuelle ; -Moyens fixes d'extinction.	2	6		Zone ALARP
			Feu de jet										
			UVCE										



Unité : Distillation atmosphérique		<b>APR : Conduites</b>										Nœud : Récupération des GPL Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
541	Perte de confinement en GPL ou des naphtas	-Corrosion aboutissant à un percement sur la section récupération des GPL ; -Défaillance du joint d'étanchéité ; -Présence de vibration sur les lignes.	Feu de nappe  Feu de jet  UVCE	3	3	9	-Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives (pour les joints et la vibration) ; -Matériau et/ou prétraitement évitant tout problème de corrosion	2	- vanne de sectionnement manuelle ; -Moyens fixes d'extinctions (couronne d'arrosage, mousse)	3	6		Zone ALARP

Unité : Distillation atmosphérique		<b>APR : Canalisations</b>										Nœud : Soutirage du résidu Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse
611	Perte de confinement en résidu atmosphérique	-Perçement dû à une corrosion au niveau de la section redistillation ; -Défaillance du joint d'étanchéité sur la section redistillation ; -Présence de vibration dans les lignes.	Feu de nappe	3	3	9	-Matériau permettant d'inhibiter la corrosion ; - Ronde opérateur ; -Procédure de maintenance préventive (pour les joints et les vibrations des lignes)	2	- vanne de sectionnement manuelle ; -Moyens fixes d'extinction (couronne d'arrosage)	3	6		Zone ALARP
			Feu de jet										
			UVCE										

Unité : Distillation atmosphérique		<b>APR : Pompes</b>											Nœud : Soutirage du résidu Date : 11/04/2017	
N° ID	Évènements redoutés	Évènement initiateur	Phénomène dangereux	F	G	C	Mesures de prévention	F'	Mesures de protection	G'	C'	Propositions Remarques	Synthèse	
621	Perte de confinement en résidu atmosphérique	-Défaillance de la pompe P110 et fuite sur la garniture.	Feu de nappe	3	3	9	-Ronde opérateur ; -Procédures de maintenances préventives.	2	- vanne de sectionnement manuelle.	2	4		Zone ALARP	
			Feu de jet											
			UVCE											

## Annexe III : Tableaux des séquences accidentelles retenues

<b>Cause</b>	<b>Evènement initiateur</b>	<b>Barrières de prévention</b>	<b>NC</b>	$\sum_{NC}$	<b>Evènement redouté central</b>
<b>Agression externe</b> <b>Corrosion</b>	Rupture de la conduite	Inspection préventive	2	6	Perte de confinement en brut
		Maintenance préventive	1		
		Matériau anti-corrosion	3		
<b>Agression externe</b> <b>Corrosion</b>	Fuite au niveau de la conduite	Inspection préventive	2	6	
		Maintenance préventive	1		
		Matériau anti-corrosion	3		
<b>Usure</b>	Défaillance du joint d'étanchéité	Maintenance préventive	1	3	
		Ronde opérateur	2		
<b>Fatigue</b> <b>Défaillance électrique</b>	Défaillance du régulateur de pression	Maintenance préventive	1	3	
		Ronde opérateur	2		

<b>Agression externe</b> <b>Corrosion</b>	Perçement de la canalisation	Ronde opérateur	2	3	Perte de confinement en fuel-gaz
		Matériau anti-corrosion	1		
<b>Agression externe</b> <b>Corrosion</b>	Rupture de la conduite	Ronde opérateur	2	3	
		Matériau anti-corrosion	1		
<b>Corrosion</b>	Fuite de canalisation	Ronde opérateur	2	6	Retour des produits légers (kérosène ou gasoil)
		Matériau anticorrosion	3		
		Maintenance préventive	1		
<b>Fatigue</b> <b>Défaillance électrique</b>	Electrovanne défailante	Ronde opérateur	2	3	
		Maintenance préventive	1		

<b>Surpression</b>	Rupture brusque de la chaudière	Indicateur de pression	3	3	
<b>Incendie</b>					
<b>Fatigue</b>	Rupture de la conduite	Ronde opérateur	2	6	
		Maintenance préventive	1		
		Matériau anti-corrosion	3		
<b>Usure</b>	Fuite sur la soupape	Ronde opérateur	2	3	Perte de confinement en kérosène/gasoil
		Maintenance préventive	1		
<b>Défaillance externe</b>	Défaillance de la bride	Maintenance préventive	3	8	
<b>Corrosion</b>		Inspection préventive	2		
<b>Erosion</b>		Protection contre la corrosion	3		
<b>Corrosion</b>	Percement de la conduite	Matériau anti-corrosion	3	6	Perte de confinement en naphta
		Maintenance préventive	1		
		Ronde opérateur	2		
<b>Corrosion</b>	Rupture de la conduite	Inspection préventive	2	3	

<b>Agression externe</b>		Maintenance préventive	1		Perte de confinement en GPL
<b>Surpression au niveau de la colonne C105 et D104</b>	Montée en niveau et en pression	Ronde opérateur	2	2	
<b>Usure</b>	Défaillance du joint d'étanchéité	Ronde opérateur	1	3	
		Maintenance préventive	2		
<b>Corrosion</b>	Fuite au niveau des conduites	Inspection préventive	2	3	
		Maintenance préventive	1		
<b>Usure</b>	Perte d'étanchéité du joint	Maintenance préventive	1	2	
		Vanne de sectionnement	1		
<b>Corrosion</b>	La soupape ne s'ouvre pas	Maintenance préventive	1	4	
		Protection contre la corrosion	3		
<b>Fatigue</b> <b>Défaillance électrique</b>	Défaillance du système de régulation	Maintenance préventive	1	3	
		Indicateur de pression	2		



Annexe IV : Classe des conséquences des phénomènes dangereux proposées par ARAMIS

<i>Phénomène dangereux</i>	<i>Classe de conséquences</i>
Feu de nappe	C2
Feu de cuve	C1
Jet enflammé	C2
VCE	C3 ou C4 (en fonction de la quantité émise)
Flashfire	C3
Nuage toxique	C3 ou C4 (en fonction des phrases de risques – C4 pour des substances très toxiques)
Feu	C2
Projection de missiles	C3
Création onde de surpression	C3
Boule de feu	C4
Dégâts à l'environnement	A juger sur site
Explosion de poussières	C2 ou C3 (en fonction de la substance et de la quantité)
Boilover et feu de nappe associé	C3

Annexe V : Les SIL calculés par le logiciel BowTie Pro pour les différents scénarios proposés

BowTie Pro™ [BowTieExample.bow] - [Couches de protection]

ossier Et diagrammes Analyse Incidents Sorties Importer Données Outils Fenêtre Aider

Echelle% 100 Développer Level: 1

Risques Propriétés

Rapports de fichiers

**Couches de protection**

EF CM Acceptation Aider

Localisation: Scénario unité 100  Tous les lieux

ID	Nom	Événement	Menace	Conséquence	Result
ERC101	Retour des produits légers de la colonne ver	Retour du gasoil vapeur	Chute de pression de la vapeur striping	VCE	SIL 2
ERC101	Retour des produits légers de la colonne ver	Retour du gasoil vapeur	Chute de pression de la vapeur striping	Boule de feu	SIL 3
ERC101	Retour des produits légers de la colonne ver	Retour du gasoil vapeur	Chute de pression de la vapeur striping	VCE	SIL 2
ERC101	Retour des produits légers de la colonne ver	Retour du gasoil vapeur	Chute de pression de la vapeur striping	Flash fire	SIL 2

File: ...BowTieExample.bow ERC101 - Retour des produits légers c Ouvrir un fichier

Annexe VI : SIL requis pour chaque probabilité de défaillance de la fonction de sécurité

<b>FONCTIONNEMENT A LA SOLLICITATION</b>		
<b>Niveau d'intégrité de sécurité (SIL)</b>	<b>Probabilité moyenne de défaillance à la sollicitation (<math>PFD_{avg}</math>)</b>	<b>Réduction de risque cible (RR)</b>
4	$10^{-5} \leq PFD_{avg} < 10^{-4}$	$100\ 000 \leq RR < 10\ 000$
3	$10^{-4} \leq PFD_{avg} < 10^{-3}$	$10\ 000 \leq RR < 1\ 000$
2	$10^{-3} \leq PFD_{avg} < 10^{-2}$	$1\ 000 \leq RR < 100$
1	$10^{-2} \leq PFD_{avg} < 10^{-1}$	$100 \leq RR < 10$