



**Université du 20 Août 1955-
SKIKDA**



**Institut des Sciences et
Techniques Appliquées (ISTA-Skikda)
Mémoire**

**Mémoire de fin de cycle en vue de l'obtention du diplôme
de Master.**

Filière : Hygiène et Sécurité Industrielle

Spécialité : Sécurité des procédés pétroliers et gaziers

**Analyse des risques industriels par la méthode HAZOP et
simulation des scénarios d'accidents à l'aide du logiciel
PHAST
Cas de l'unité de distillation atmosphérique de la
raffinerie RA1D**

Présenté et soutenu publiquement le : 30./06./2025

Par :

ACHWAK BOUTI

Devant le jury composé de :

Président :	Dr. INNEL FARES	U- 20 Août 1955. Skikda
Encadreur	Dr BOUSFOT WIDAD	U- 20 Août 1955. Skikda
Rapporteur de stage :	Ing SENOUCI ABDELLATIF	RA1D - ADRAR
Examineur :	Dr. OTMANI AMIRA	U- 20 Août 1955. Skikda

2^{ème} Promotion

Juin2025

DEDICACE

À ma mère bien-aimée,

Pour son amour inconditionnel, ses prières silencieuses, son soutien moral et ses sacrifices inestimables qui m'ont permis de croire en moi-même et d'avancer chaque jour.

À toute ma famille,

Pour leur présence, leur affection et leurs encouragements constants tout au long de mon parcours.

À mes amis,

Pour leur camaraderie, leur compréhension, leur soutien durant les moments difficiles, et pour avoir partagé avec moi des souvenirs inoubliables.

Je vous dédie ce travail avec toute ma reconnaissance et ma gratitude.

Remerciements

Je remercie Dieu de m'avoir accordé le courage de mener à bien ce modeste travail, et je remercie ma mère et tous les membres de sa famille qui m'ont apporté le soutien et le réconfort nécessaires tout au long de mes études.

Je tiens tout d'abord à remercier mon encadrant, le professeur **Bousfot Widad**, pour son aide précieuse et ses précieux conseils tout au long de la réalisation de ce travail. Je la remercie également pour sa compassion, sa présence, ses idées et ses conseils, ainsi que pour son aide précieuse tout au long de la réalisation de cette thèse.

Et tous les professeurs de l'Institut des Sciences Appliquées et de Technologie (ISTA).

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude et ma reconnaissance à l'ensemble du personnel de la Raffinerie SBAA (Adrar), en particulier :

M. Abdellatif Senoussi (Ingénieur en Prévention)

M. Kamal Amamra (Chef du Département Hygiène, Sécurité et Environnement)

Enfin, j'adresse mes sincères remerciements à toutes les personnes qui ont contribué, de près ou de loin, à l'élaboration de cette thèse et à la réussite de cette belle année universitaire.

Sommaire

Introduction générale.....	01
Chapitre I : Présentation de la raffinerie de SBAA (ADRAR)	
I.1.Introduction.....	03
I.2.Présentation de la raffinerie de SBAA.....	03
I.2.1.Propriété chimique de pétrole brut.....	05
I.2.2.Unités de production.....	06
I.3.Processus de l'unité de distillation atmosphérique.....	07
I.3.1.Préchauffage du brut.....	07
I.3.2.Chauffage du brut.....	08
I.3.3.Vapeur stripping.....	08
I.3.4.Colonne atmosphérique C- 201 102.....	09
I.3.5.Différents soutirages et reflux de la colonne atmosphérique C- 201 102.....	09
I.3.5.1.Le kérosène.....	09
I.3.5.2.Gasoil léger.....	10
I.3.5.3.Gasoil lourd.....	11
I.3.5.4.Résidu.....	12
I.3.5.5.Reflux.....	12
I.3.6.Stabilisation.....	13
I.3.7.Refroidissement du fond de la colonne.....	14
I.3.8.Unité gaz plant (Fractionnel section).....	14
I.4.Conclusion.....	15

Chapitre II : domaine HSE , accident au travail et description de la méthode HAZOP

II.1. Introduction.....	18
II.2. Définitions et concepts relatifs aux aspects HSE.....	18
II.3. Structure HSE.....	20
II.4. Réglementation relative à l'hygiène et la sécurité.....	22
II.5. Quelques méthodes d'analyse des risques.....	23
II.5.1. Analyse Préliminaire Des Risques (APR)	23
II.5.2. AMDE ET AMDEC.....	25
II.5.3. Arbre Des Défaillances.....	26
II.5.4. Arbre Des Evènements.....	29
II.6. Conclusion.....	31

Chapitre III : Présentation de la méthode HAZOP

III.1. Introduction.....	33
III.2. Historique et définition de la méthode HAZOP.....	33
III.3. Description détaillée de la méthode d'analyse HAZOP.....	34
III.3.1. Définitions.....	34
III.4. Membres de l'équipe HAZOP et responsabilités.....	37
III.4.1. Facilitateur d'équipe HAZOP/ LEADER.....	37
III.4.2. Secrétaire HAZOP.....	37
III.4.3. Membres de l'équipe HAZOP.....	37
III.4.4. Réunion HAZOP.....	38
III.4.5. Processus HAZOP.....	38
III.4.6. la matrice utilisée pour l'évaluation du niveau des risques.....	39
III.5. Enregistrement HAZOP.....	45
III.6. Conclusion de l'HAZOP.....	46
III.7. Conclusion.....	48

Chapitre IV : Analyse du risque et modélisation des effets (L'outil PHAST)

IV.1. Introduction.....	50
IV.2. Logiciels de simulation de risques industriels / dispersion atmosphérique.....	50
IV.3. Causes de l'utilisation de PHAST par rapport aux autres logiciels.....	51
IV.4. Description de l'outil PHAST.....	52
IV.5. Les Avantages de logiciel PHAST.....	52
IV.6. Les industries utilisant actuellement PHAST.....	52
IV.7. Applications de PHAST.....	53

IV.8. Evaluation de l'impact des effets du phénomène de BLEVE par PHAST.....	53
IV.8.1 Résultats et discussion.....	53
IV.8.2.Modélisation des effets.....	54
IV.9.Conclusion.....	65
Chapitre V : Application de la méthode HAZOP sur les équipements de l'unité CDU d'ADRAR	
V.1.Introduction.....	67
V.2.HAZOP bac de stockage du brut T- 30103.....	68
V.3.HAZOP du bac de naphta T-30201.....	77
V.4.HAZOP du bac de résidu T- 30403.....	85
V.5.HAZOP du ballon D-201 201.....	94
V.6.HAZOP de la colonne de distillation atmosphérique C-201 102.....	103
V.7.HAZOP d'échangeur E-201102/2.....	112
V.8.HAZOP de Four F-201 101.....	119
V.9.HAZOP de pompe de charge P-30102/2.....	126
V.10.HAZOP de sphère T-30507.....	133
V.10.Recommandations générales de l'application HAZOP.....	142
V.11. Cartographie des Scenarios à risque élevé sur les personnes.....	143
V.11.1. FIRE-BALL.....	143
V.11.2. FEU DE CUVETTE.....	144
V.11.3. BLEVE.....	145
V.11.3.1.Résultats sous forme de tableau.....	146
V.11.3.2.Interprétation des résultats.....	147
V.12.Recommandation.....	150
V.12.Conclusion.....	151
Conclusion générale.....	153
Bibliographie.....	156

Liste des Figures

Figure I.1 : Image satellite de la raffinerie d'ADRAR	3
Figure II.1 : Les enjeux d'une entreprise	17
Figure II.2 : Différents aspects de la gestion de l'environnement	19
Figure II.3 : Cycle d'amélioration continue (roue de Deming)	20
Figure II.4 : Schéma représentant la situation « Pas de risque »	27
Figure II.5 : Représentation d'une situation dangereuse	29
Figure II.6 : Démarche d'approche par les risques	39
Figure II.7 : Matrice d'évaluation des risques	41
Figure III.1 : Matrice du risque SONATRACH	53
Figure IV.1 : Concentration médiane / distance	54
Figure IV.2 : Concentration / temps	55
Figure IV.3 : Nuage empreinte	55
Figure IV.4 : Concentration maximale dans le nuage	56
Figure IV.5 : Coupe transversale	57
Figure IV.6 : Concentration maximale en fonction de la distance	58
Figure IV.7 : Propagation de la radiation BLEVE	59
Figure IV.8 : Surpression d'explosion	60
Figure IV.9 : Effets de surpression	61
Figure IV.10 : Explosion tardive	61
Figure IV.11 : Explosion tardive avec altitude	62
Figure IV.12 : Altitude de distance	62
Figure IV.13 : Altitude de temps	63
Figure V.10 : Zones touchées par BLEVE	67
	145

Liste des Tableaux

Tableau I.1 : Présentation de la capacité de la raffinerie de SBAA (ADRAR).....	4
Tableau I.2 : Les métaux contenus dans le pétrole brut d'alimentation.....	5
Tableau I.3 : Principales spécifications du brut traité.....	6
Tableau II.1 : Exemple de tableau de type « APR ».....	23
Tableau II.2 : Exemple d'un tableau de type AMDEC.....	35
Tableau III.1 : Les types des déviations des paramètres et leurs significations.....	40
Tableau III.2 : Interprétation des niveaux de probabilité.....	43
Tableau III.3 : Présentation des résultats de l'étude HAZOP.....	44
Tableau V.1 : Caractéristiques techniques du bac T-30103.....	76
Tableau V.2 : Caractéristiques techniques du bac T-30201.....	85
Tableau V.3 : Caractéristiques techniques du bac T-30403.....	94
Tableau V.4 : Caractéristiques techniques du ballon D-201 201.....	103
Tableau V.5 : Caractéristiques techniques de l'échangeur E-201102/2.....	112
Tableau V.6 : Caractéristiques techniques du four F-201 101.....	119
Tableau V.7 : Caractéristiques techniques de la pompe P-30102/2.....	126
Tableau V.8 : Caractéristiques techniques de la sphère T-30507.....	133
Tableau V.9 : Résultats des effets de surpression de phénomène BLEVE.....	145

Annexe

Annexe 1 : Bac de brut.....	159
Annexe 2 : Bac de naphta.....	160
Annexe 3 : Bac de résidu.....	160
Annexe 4 : ballon de GPL.....	161
Annexe 5 : Four.....	162
Annexe 6 : Four.....	163
Annexe 7 : Sphère.....	164
Annexe 8 : Colonne de distillation.....	165

Liste d'abréviations

A	Aéroréfrigérant
AAA	Accident Avec Arrêt de travail
ASA	Accident Sans Arrêt de travail
AHL	Alarme haut niveau
AIC	Indicateur d'air contrôlé (Air Indicator Controller)
API	Automate programmable industriel
APS	Automate programmable de sécurité
AV	Vanne d'air (Air Valve)
BPCS	Système de contrôle-commande, habituellement à base de SNCC ou d'API contrôlant un processus industriel (Basic Process Control System)
BRA	Brut Résidu Atmosphérique
C	Colonne
CDU	Crude-oil Distillation Unit
CRU	Catalytique e reforming Unit
D	Ballon
De	La Durée d'Exposition au Danger
E	Echangeur
E/E/EP	électrique/électronique/électronique programmable
EUC	Equipment Under Control : Installation, machine ou équipement commandé par le BPCS et/ou le SIS
ESD	Arrêt d'urgence (Emergency Shut Down)

F	Four
FALL	Alarme trèsbasdébit (Flow Alarm Low Low)
Fe	La Fréquence d'Exposition au Danger
FI	Indicateur de débit (Flow Indicator)
FIC	Indicateur de débit contrôlé (Flow Indicator Controller)
FICA	Indicateur de débit contrôlé analysé (Flow Indicator Controller Analyser)
Fs	La Fréquence de Survenue de l'événement redouté
G	Gravité
GPL	Gaz Pétrole Liquéfier
HAZOP	analyse de risques des procédés et opérations (HAZard & OPerability study)
HSE	Hygiène et sécurité et événement (Health and Safety Executive)
IEC	International Electrotechnical Commission
LAH	Alarme haut niveau (Level Alarm High)
LAHH	Alarme très haut niveau (Level Alarm High High)
LAL	Alarme bas niveau (Level Alarm Low)
LALL	Alarme trèsbas niveau (Level Alarm Low Low)
LCC	Listes des composants critiques
LED	Listes par effet de défaillances
LI	Indicateur de niveau (Level Indicator)
LICA	Indicateur de niveau contrôlé analysé (Level Indicator Controller Analyser)
LSLL	Sécurité trèsbas niveau (Safety Alarm Low Low)
NO	Indice d'Octane
P	Pompe, Probabilité
PALL	Alarme trèsbassepression (Pressure Alarm Low Low)
P&ID	Schémas des tuyaux et d'instrumentation (Piping and Instrumentation Diagram)

PI	Indicateur de pression (Pressure Indicator)
PICA	Indicateur de pression contrôlé analysé (Pressure Indicator Controller Analyser)
PSV	Soupape de sécurité (Pressure Safety Valve)
R	Risque
RFCC	Résidu Fluide Craquage Catalytique
RR	Réduction de risque
SH	Société national de transport et commercialisation des Hydrocarbures
SNCC	Système numérique de contrôle et commande
SONATRACH	SOciété NAtional de TRAnsport et Commercialisation des Hydrocarbures
T	Sphère (Tank)
TAH	Alarme hautetempérature (Temperature Alarm High)
TAHH	Alarme très hautetempérature (Temperature Alarm High High)
TI	Indicateur de température (Temperature Indicator)
TIC	Indicateur de température contrôlé (Temperature Indicator Controller)
TICA	Indicateur de température contrôlé analysé (Temperature Indicator Controller Analyser)
TV	Vanne de température (Temperature Valve)
TVR	Tension de Vapeur Relative
ZSV	Vanne de sécurité (Safety Valve)

Résumé

Ce mémoire témoigne d'un travail rigoureux, ambitieux et appliqué, mené au sein d'un environnement industriel stratégique en Algérie : la raffinerie de SBAA (Adrar). L'auteure y explore deux outils majeurs de la gestion des risques : la méthode HAZOP, reconnue pour sa précision dans l'analyse des déviations de procédé, et le logiciel PHAST, utilisé pour simuler les conséquences d'accidents potentiels. À travers une approche à la fois analytique et pragmatique, l'étudiante démontre une véritable maîtrise des outils d'évaluation des risques, tout en mettant l'accent sur l'importance de la prévention, de la sécurité et de la rigueur dans les procédés industriels pétroliers. Ce travail reflète non seulement une compétence technique, mais aussi une conscience professionnelle des enjeux HSE dans un contexte à haut risque.

Les mots clés : la raffinerie d'ADRAR, PHAST, HAZOP

Abstract

This thesis reflects a deep commitment to technical excellence and professional responsibility. By applying the HAZOP method and the PHAST simulation tool at the SBAA refinery in Adrar, the author skillfully analyzes risks associated with the atmospheric distillation unit. Her work combines theory and practical experience to identify process deviations, model accident consequences, and propose robust safety measures. This project not only showcases her ability to use advanced risk analysis tools but also demonstrates a mature understanding of industrial safety principles in the oil and gas sector. Overall, the thesis stands as a comprehensive and thoughtful contribution to HSE practices in high-risk industries.

Keywords: ADRAR refinery, PHAST, HAZOP

المخلص

وبرنامج المحاكاة HAZOP يعكس هذا البحث مستوى عالٍ من الجدية والدقة، حيث قامت الطالبة بتطبيق منهجية تحليل المخاطر بأدرار، أحد المواقع الصناعية الحيوية في الجزائر. تناولت الدراسة تقييم المخاطر في وحدة SBAA في مصفاة PHAST التقطير الجوي بطريقة منهجية تعتمد على تحليل الانحرافات وإمكانية التشغيل، مع التركيز على سلامة العاملين والمنشآت. وقد نجحت الطالبة في توظيف أدوات علمية قوية لتحديد الأخطار المحتملة واقتراح تدابير وقائية، مما يدل على وعي كبير بأهمية في القطاع الصناعي. هذا العمل يعكس كفاءة تقنية عالية ونضجًا مهنيًا في التعامل مع قضايا (HSE) الصحة والسلامة والبيئة معقدة ذات حساسية عالية.

INTRODUCTION

GENERALE

Introduction générale :

Le monde industriel est en constante évolution, marqué par l'augmentation de la complexité des procédés, la rigueur des réglementations environnementales et la nécessité de garantir la sécurité du personnel et des installations. Dans ce contexte, l'analyse des risques s'impose comme une exigence incontournable dans la gestion des systèmes industriels. Elle permet d'identifier, d'évaluer et de maîtriser les dangers potentiels liés à l'exploitation des installations.

Parmi les différentes approches d'évaluation des risques, la méthode HAZOP (Hazard and Operability Study) se distingue par sa rigueur, son caractère systématique et sa capacité à mobiliser une expertise pluridisciplinaire. Elle vise à identifier les écarts de fonctionnement potentiels dans un procédé, à en analyser les causes et les conséquences, et à proposer des mesures de prévention ou de protection adaptées. L'intérêt de cette méthode devient encore plus significatif lorsqu'elle est complétée par des outils de simulation capables de modéliser les scénarios d'accidents, comme le logiciel PHAST, largement utilisé pour l'analyse des conséquences des rejets accidentels de substances dangereuses.

Dans ce cadre, le présent mémoire vise à démontrer la pertinence de cette double approche, à la fois analytique et prédictive, dans la gestion proactive des risques industriels. Une question centrale oriente cette étude : comment la combinaison de la méthode HAZOP et de la simulation avec PHAST peut-elle contribuer à améliorer de manière significative la sécurité des procédés et à limiter les impacts environnementaux au sein d'une unité de distillation atmosphérique ?

Pour y répondre, ce travail s'articule autour de plusieurs chapitres. Il débute par une présentation générale de la raffinerie RA1D, puis développe un cadre théorique sur la gestion HSE (Hygiène, Sécurité, Environnement) et les méthodes d'analyse des risques. La suite est consacrée à une étude approfondie de la méthode HAZOP, suivie par la simulation des scénarios d'accidents identifiés à l'aide du logiciel PHAST, appliqués au cas concret de l'unité de distillation atmosphérique.

CHAPITRE I
PRESENTATION
DE LA
RAFFINERIE DE
SBAA (ADRAR)

(ADRAR)

I.1.Introduction

La compréhension du contexte industriel est essentielle pour appréhender de manière pertinente l'analyse des risques.

Dans ce chapitre, nous nous intéresserons au cadre opérationnel de la raffinerie de SBAA (Adrar), en exposant d'abord son principe général de fonctionnement, ses principales unités et son importance stratégique. L'attention sera ensuite portée sur l'unité de distillation atmosphérique, qui constitue le sujet central de notre étude. Cette présentation repose notamment sur les observations et les connaissances acquises lors du stage que nous avons effectué au sein de la raffinerie, nous offrant ainsi une vision d'ensemble de son organisation, de ses procédés et de ses réalités techniques.

I.2.Présentation de la raffinerie de SBAA

La raffinerie de SBAA est construite sur un site se trouvant à 02 Km à l'est de la commune de SBAA et à 44 Km au nord de la wilaya d'ADRAR. [19]

Le site de la raffinerie est divisé en 06 aires :

- ✓ Utilité ;
- ✓ Unités de production ;
- ✓ Parc de stockage ;
- ✓ Rampe de chargement des camions ;
- ✓ Laboratoire ;
- ✓ Caserne sécurité ;
- ✓ Administration ;
- ✓ Base de vie.

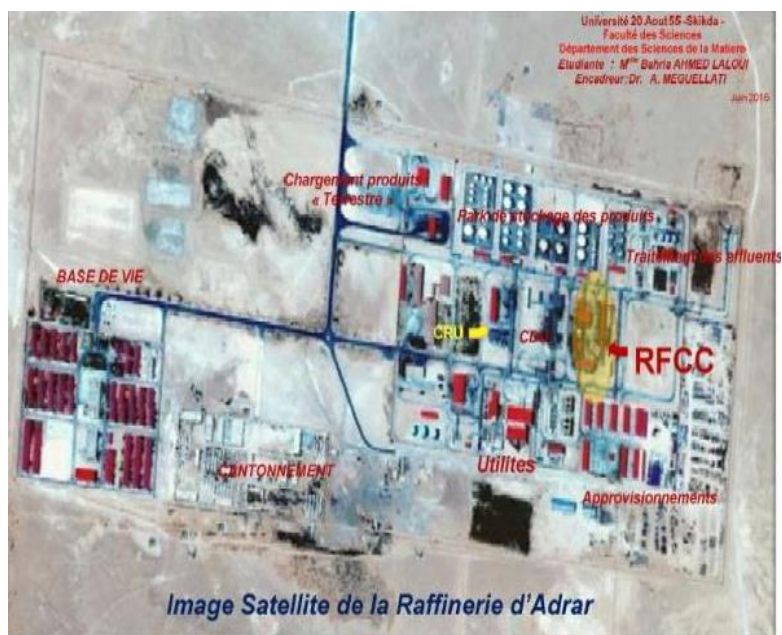


Figure I.1 : represente Image Satellite de la raffinerie d'ADRAR [19]

(ADRAR)

L'alimentation en pétrole brut se fait à partir des gisements du bassin de TOUAT a travers une pipe de 08 pouces.

La raffinerie renferme trois unités de production :

- ✓ Une unité de distillation atmosphérique et de production des GPL ;
- ✓ Une unité de reforming catalytique ;
- ✓ Une unité de craquage catalytique.

La capacité annuelle de traitement de la raffinerie de SBAA est de 600 000 Tonnes environ de pétrole brut pendant une période de 330 jours en continu par jour de vingt quatre (24) heurs (8000h). Le tableau suivant représente la capacité de la production annuelle de la raffinerie. [19]

Tableau I.1 : Présentation de capacité de raffinerie de SBAA (ADRAR). [19]

Quantités (Tonnes/An)	Produits
20 500	Propane
32 500	Butane
10 000	Essence super
208 300	Essence normale
238 400	Gasoil

La conception de l'installation est basée sur les principes :

- ✓ La raffinerie fonctionne en continu à sa capacité de production annuelle ;
- ✓ La valorisation de la totalité du résidu de l'unité de distillation atmosphérique en produit raffiné et particulièrement la maximisation du gasoil ;
- ✓ Le fonctionnement de la raffinerie est complètement autonome. Toutes les utilités requises pour le fonctionnement des installations sont produites par la Raffinerie, à l'exception du gaz naturel qui provienne du champ de gaz de SONATRACH de SBAA ;
- ✓ L'eau brute destinée au différents usage (eau réseau incendie, eau traitée pour refroidissement et production de la vapeur, eau potable provienne des trois forages situés à un (01) km d'environ coté nord-est de la raffinerie ;

(ADRAR)

- ✓ Le traitement des eaux de refroidissement de l'installation se prépare par l'unité de traitement des eaux et s'exploite par l'unité de circulation de l'eau ;
- ✓ Le traitement des eaux déminéraliser pour la production de vapeur se fait à l'unité du traitement des eaux et il sera pompé vers les chaudières via deux bacs de stockage d'une capacité de 200m³ pour chaque un ;
- ✓ La production de vapeur pour satisfaire les trois turbines de production d'énergie électrique et vapeur stripping des unités combinées est assurée par trois chaudières deux en service et l'autre en stand by avec un appoint de l'unité RFCC ;
- ✓ L'énergie électrique est produite par trois turbos génératrices deux en service et l'autre en stand by (3x 6000 kw)
- ✓ L'air comprimé (purifié et non purifié + le nitrogène) pour la production de l'air instrument est assurée par trois compresseurs (560Kw) deux en service et l'autre est en stand-by. [19]

I.2.1. Propriété chimique de pétrole brut

Les tableaux suivants donnent les principales propriétés chimiques de pétrole brut d'alimentation de la raffinerie

Tableau I.2 : Les métaux contenus dans le pétrole brut d'alimentation de la raffinerie. [19]

Analyse	Unité	Résultat
API°		42.80
Densité (20C°)	g/cm ³	0.8078
Viscosité (20C°)	mm ² /s	11.77
Viscosité (40C°)	mm ² /s	7.44
Point de congélation	°C	-24
Carbone résiduel	w%	4.69
Soufre	µg/g	662
Nitrogène	µg/g	513
Eau	w%	Trace
Point flash	°C	<30

(ADRAR)

Acidité	mg KOH/g	<0.02
Salinité	mg NaCl/l	50
Colloïde	w%	8.5
Concentration en paraffine	w%	4.4

I.2.2. Unités de production**1. Unité de distillation atmosphérique :**

Cette unité est conçue pour traiter 600 000 tonnes de brut par an (sa capacité maximale est de 700 000 tonnes/an tandis que sa capacité minimale est de 420 000 tonnes/an).

Tableau I.3 : Principales spécifications du brut traité[19]

Densité	0.834 g/l
teneur en NaCl	8 mg/l
teneur en soufre	0.14%
acidité	0.04 mg KOH/g

Au vu de ces spécifications, le brut traité est classé comme étant un brut aromatique à faible teneur en soufre.

2. Unité de reforming catalytique :

L'unité reforming catalytique est conçue pour traiter la charge naphta produite par l'unité distillation atmosphérique. Les produits de l'unité sont essentiellement du carburant sans plomb à haut indice d'octane : NO = 96 dénommé couramment : super sans plomb, des Gaz de Pétrole Liquéfié (G.P.L), du naphta léger, naphta raffiné, des gaz incondensables (combustible pour fours de l'unité) et de l'hydrogène (pour réactions du processus).

(ADRAR)

3. Unité de craquage catalytique :

L'unité craquage catalytique est la 3^{ème} unité de production de la raffinerie. Elle traite le résidu atmosphérique, sa capacité est de : 300 000 tonnes par an, elle produit les essences, le gasoil léger, les G.P.L, le slurry et les gaz incondensables. [19]

I.3.Processus de l'unité de distillation atmosphérique

I.3.1.Préchauffage du brut

Le brut est aspiré à partir du bac de stockage par la pompe de charge et refoulé à travers une batterie d'échangeurs constituant le train de préchauffe.

En premier lieu, le brut passe à travers 04 échangeurs situés sur 04 tronçons parallèles:

E-201 101 /1.2 et E-201 102 /1.2 ou il est chauffé respectivement par les vapeurs de tête des colonnes de préflash et atmosphérique : C-201 101 et C-201 102. Après l'échange thermique, le brut retrouve la ligne principale à la température de 91 °C.

Le préchauffage du brut continue à travers les échangeurs : E-201 103 (brut-kérosène),E- 201 104 (brut- gasoil : 1^{er} soutirage), E -201 105 (brut-1^{er} reflux atmosphérique) à la sortie de cet échangeur le brut a une température de 126 °C. A cette température, le brut subit l'opération de dessalement électrique dans trois dessaleurs places en série.

Après le dessalement, le préchauffage du brut continue à travers une autre série d'échangeurs : E- 201 106/1.2 (brut-résidu) , E -201 107 (brut- gasoil : 1^{er} soutirage), E- 201 108 (brut-gasoil : 2^{ème} soutirage) , E -201 109/1.2(brut-1^{er} reflux atmosphérique) , E- 201 110/1.2 (brut-résidu) , E -201 111/1.2(brut-2^{ème} reflux atmosphérique (2nd medium line)) , E- 201 112/1.2 (brut-résidu) , E-201 113 (brut-gasoil : 2^{ème} soutirage) , a la sortie , le brut a une température de 242 °C . A cette température, le brut entre dans la colonne de préflash C-201 101 au niveau du plateau 21, celui-ci étant partiellement vaporisé, les vapeurs migrent vers la tête de la colonne alors que la partie liquide tombe au fond.

Après transfert thermique avec les échangeurs E- 201 101 /1.2, les vapeurs sont refroidies dans les aéroréfrigérants : A-201 101/1.2 et les condenseurs : E- 201 124/1.2.

(ADRAR)

Le mélange biphasique (liquide + gaz) est récupéré dans le ballon de reflux D- 201 102 une pression de 0.25 Mpa et une température de 40 °C.

Le maintien de la pression dans le ballon est assuré grâce a la régulation de la vanne automatique de dégazage, celle-ci en cas de surpression évacue les gaz incondensables vers le ballon de séparation D- 201 104 d’ou ils sont envoyés vers le four F -201 101.

Une partie du liquide de D -201 102 est refoulée par la pompe P- 201 102/1.2 vers la tête de la colonne C- 201 101 (reflux de tête), tandis que l’autre partie est refoulée par la P -201 103/ 1.2 comme charge de la colonne stabilisatrice C- 201 202.

Le brut flashé du fond de la colonne C-2 01 101 est aspiré par la P- 201 104/1.2 et est refoulé à travers les échangeurs (E- 201 123) (brut- 2^{ème} reflux atmosphérique) et E- 201 114 (brut-résidu). [19]

I.3.2. Chauffage du brut

Le chauffage du brut se fait au niveau du four atmosphérique F-201 101 : qui est un four cylindrique vertical. A la sortie de (E- 201 114), le brut a une température de 262 °C, il entre par deux passes au niveau de la zone de convection du four F- 201 101, puis traverse la zone de radiation où se fait l’essentiel du transfert thermique. A la sortie du four, le brut a une température de 360 °C. [19]

I.3.3. Vapeur stripping

La zone de convection du four F-201 101 est utilisée pour produire de la vapeur stripping. En effet la vapeur basse pression est chauffée jusqu’à obtenir une vapeur surchauffée à une température de 400 °C et une pression de 0.3 Mpa. La vapeur stripping est injectée au fond de la colonne atmosphérique C-201 102 et au niveau du stripper C- 201 103.

(ADRAR)

I.3.4.Colonne atmosphérique C- 201 102

Le brut entre dans la colonne atmosphérique par la zone de flash, au niveau du plateau 47. Les fractions légères migrent vers la zone de rectification tandis que le brut réduit tombe au niveau de la zone d'épuisement au fond de la colonne.

La pression de tête est de : 0.05 Mpa, tandis que la température de tête est de 130 °C. Les vapeurs de tête échangent de la chaleur avec les E- 201 102/ 1.2, leur température décroît à 100 °C, puis sont refroidies dans les aéroréfrigérants : A- 201 102/1.2.3.4 et les condenseurs : E- 201 125/1.2 a' une Température de 40. [19]

Le mélange (liquide + gaz) partiellement condense est recueilli dans le ballon de reflux D-201 103 .Le dégazage au niveau du D-201 103 se fait vers le ballon de séparation D-201 124 ou les gaz sont envoyés vers le four atmosphérique F-201 101 comme combustible.

La phase liquide du ballon aspirée par la P-201 105/1.2 est refoulée dans deux directions différentes : une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux, l'autre partie est refoulée vers le bac de stockage et sera utilisée comme constituant principal de la charge de l'unité reforming catalytique. [19]

I.3.5.Différents soutirages et reflux de la colonne atmosphérique C- 201 102

I.3.5.1.Le kérosène

Coupe du kérosène : 165 °C – 240 °C.

Le kérosène est soutiré à partir du 12^{eme} et 14^{eme} plateau de la colonne C-201 102, puis, il est admis dans le stripper C- 201 103 (1^{er} tronçon) au niveau du 1^{er} plateau. Le rebouillage du fond se fait grâce à l'échange thermique avec le gasoil : 2^{eme} soutirage au sein du rebouilleur : E-201 115, les vapeurs des fractions légères retournent vers la colonne : C- 201 102 au niveau du plateau 11. [19]

(ADRAR)

1. Refroidissement du kérosène :

Le kérosène rebouilli est aspiré par la P-201 106/1.2 a une température de 202 °C et refoulé à travers : E-201 103 (échange thermique avec le brut), a une température de sortie 108°C, puis à travers le E-201 117 (condenseur a eau), a une température de sortie 45°C. [19]

2. Traitement et coulage vers stock :

Le kérosène refroidi est reparti en deux : une partie alimente la ligne de gasoil : (Comme ajout au gasoil), l'autre partie est envoyée vers la section traitement de l'unité. Celle-ci comprend :

- **La tour D-201 125 :**

Cette tour à lit est traversée par le kérosène du fond au sommet, à la sortie la couleur du produit est améliorée. [19]

- **Les deux tours D-201 108/1.2 :**

A la sortie de la tour D-201 125, le kérosène est admis dans les deux tours: D- 201108/ 1.2. Une solution alcaline de 10 % ainsi que l'air instrument sont injectés dans les deux tours : D- 201 108 / 1.2. Apres réaction du kérosène avec la solution catalytique (solution alcaline) en présence d'air, les mercaptans sont éliminés et l'acidité est améliorée. [19]

3. Le ballon de décantation : D- 201 126 :

A la sortie de D-201 108/1.2, le kérosène est admis dans le ballon de décantation D-201 126. Apres décantation le kérosène est aspire par la pompe P 201 125 et refoule à travers les deux tours : D-201 109 /1.2 a lit argileux, cela pour éliminer les traces de soude entraînées...etc.

4. Les deux filtres SR : 201 101/1.2 :

Finalement, le kérosène est filtre à travers les deux filtres SR : 201 101 / 1.2 pour l'élimination des traces d'eau et d'autres impuretés encore présentes. Apres cela, le kérosène est expédie vers le bac de stockage. [19]

I.3.5.2.Gasoil léger

1^{er}soutirage Coupe : 240 °C - 300 °C

(ADRAR)

Ce gasoil est soutiré à partir du plateau 28 de la colonne atmosphérique : C - 201 102 puis est admis dans le stripper C- 201 103 (partie centrale), le fond est chauffé avec la vapeur stripping tandis que les vapeurs des fractions légers retournent a la colonne atmosphérique au niveau du plateau 27. [19]

1. Refroidissement :

Le gasoil strippé est aspiré par la P-201 107 a une température de 238 °C, refoule a travers E- 201 107, E- 201 104 : (échange avec le brut), a une température de sortie 116°C puis à travers le condenseur à eau : E- 201 118, a une température de sortie : 60°C.

2. Traitement chimique (élimination du soufre).

Ce traitement se fait dans la tour : D-201 110 composée de deux ballons : un ballon inférieur et un ballon supérieur. Une solution alcaline de 4 % est injectée dans la ligne de gasoil à l'entrée du ballon inférieur.

Après lavage du gasoil par la soude, le mélange est introduit dans le ballon inférieur où il subit une séparation par l'action d'un champ électrique.

La solution de soude usée (réagit) est récupérée au fond du ballon tandis que le gasoil lavé quitte le ballon par le sommet. Le gasoil sortant subit un deuxième lavage à l'eau fraîche à l'entrée du ballon supérieur.

La séparation entre le gasoil raffiné et l'eau de lavage s'effectue dans le ballon supérieur sous l'action d'un champ électrique. L'eau brute est recueillie au fond du ballon tandis que le gasoil raffiné (à teneur en soufre répondant aux normes) sort par le sommet et est expédié directement vers le stockage. [19]

I.3.5.3. Gasoil lourd

2^{ème} soutirage : Coupe : 300 °C – 360 °C.

Ce gasoil est soutiré à partir du plateau 40 de la colonne atmosphérique puis est admis au niveau du stripper inférieur de C-201 103. Le fond est chauffé par de la vapeur stripping, les vapeurs des fractions légères retournent vers la colonne atmosphérique au niveau du plateau 38.

(ADRAR)

1. Refroidissement :

Le gasoil strippé est aspiré par la pompe P- 201 108 et refoule à travers une batterie d'échangeurs : E- 201 113 (chauffage brut), E- 201 115 (rebouillage kérosène), E-201 108 (chauffage brut), E- 201 201 (chauffage de la charge de la colonne stabilisatrice C- 201 201), E- 201 206 (pour le chauffage de la charge du dépropaniseur) et E- 201 119 : (condenseur à eau).

A la sortie du condenseur E-201-119, le gasoil acquiert une température de 60 °C.

2. Traitement chimique :

Ce traitement se fait dans la tour D-201 111 : composé de deux ballons : un ballon inférieur et un ballon supérieur.

Le même principe de traitement que celui du 1er gasoil est appliqué, à la sortie du ballon supérieur le gasoil raffiné à une teneur en soufre répondant aux normes. Finalement, le gasoil est expédié vers le bac de stockage. [19]

I.3.5.4. Résidu

Coupe : > à 360°C.

Le résidu est soutiré à partir du fond de la colonne atmosphérique.

1. Refroidissement :

Le résidu est aspiré par la pompe P – 201 111 / 1.2 et refoule à travers une série d'échangeurs : E- 201 114, E-201 1112/1.2, E-201 110/1.2, E-201 106/1.2 pour le chauffage du brut. A la sortie de E-201 106, une partie du résidu alimente directement l'unité de craquage Catalytique (comme charge), tandis que l'autre partie passe à travers le condenseur à eau E-201 120 et est expédiée vers le bac de stockage.

I.3.5.5. Reflux

En plus du reflux de tête, la stabilisation thermique de la colonne est assurée par deux autres reflux : 1^{er} reflux moyen atmosphérique et le 2^{ème} reflux moyen.

(ADRAR)

1. 1^{er} Reflux atmosphérique moyen :

Ce reflux est soutire par la pompe P-201 109 / 1.2 à partir du 18^{eme} plateau, refroidis à travers les échangeurs E-201 109 et E-201 105 puis retourne a la colonne au niveau du plateau 16 à la température 150°C.

2. 2^{eme} Reflux atmosphérique moyen:

Ce reflux est soutire par la pompe P-201 110 à partir du plateau 32, refroidis à travers les échangeurs : E-201-123, E201 204 (rebouilleur du stabilisateur C : 201 201), E 201 111 / 1.2 puis retourne à la colonne atmosphérique au niveau du plateau 30 à la température 213°C.

I.3.6. Stabilisation

La stabilisation de la charge de l'unité gaz plant (vapeurs de tête condensées du ballon de reflux de la colonne de préflash) est réalise au niveau de la colonne stabilisatrice (C- 201 201) : La charge est aspirée par la pompe P-201 201 / 1.2 à partir du ballon de reflux D- 201 102 de la colonne de préflash et refoulée pour chauffage a travers les échangeurs E-201 201 (fluide chauffant : gasoil lourd 2^{eme} soutirage) et E- 201 202 (fluide chauffant : fond de la colonne C- 201 201).

L'alimentation de la colonne : C-201 201 se fait au niveau du 25^{eme} plateau à une température de 126 °C.

Les vapeurs de tête de la colonne sont condensées au niveau du condenseur E-201 203 et recueillies dans le ballon de reflux D-201 201.

Les fractions condensées (G.P.L) sont aspirées par la P-201 201 et sont refoulées vers la tête de la colonne comme reflux et vers le circuit de refroidissement. Les incondensables sont évacues vers le réseau fuel gaz par l'intermédiaire de la vanne automatique de dégazage.

La température et pression de tête de la colonne sont respectivement 84.2 °C et 1.03 Mpa tandis que la température du fond est de 215.4 °C.

Le rebouillage du fond de la C-201 201 se fait avec le 2^{eme} reflux atmosphérique moyen.

(ADRAR)

I.3.7. Refroidissement du fond de la colonne

Le refroidissement du fond se fait à travers E-201 202 (chaleur cédée sera utilisée pour le chauffage de la charge de la C-201 201) et le condenseur à eau E-201 205. Le fond refroidi sera l'un des constituants de la charge de l'unité reforming. [19]

I.3.8. Unité gaz plant (Fractionnel section)

1. Depropaniseur (C-201 202):

En plus des G.P.L de l'unité distillation atmosphérique, les G.P.L des unités reforming Catalytique et craquage catalytique sont recueillis dans le ballon accumulateur D-201 202.

La charge du dépropaniseur est aspirée par la P-201 202 /1.2 et refoulée à travers l'échangeur E-201 206 (échange thermique avec le gasoil 2^{ème} soutirage). L'alimentation de la colonne se fait au niveau du 27 plateau à une température de 70.6 °C.

Les vapeurs de tête sont refroidies par le condenseur E-201 207 et recueillies dans le ballon de reflux D-201 203. La phase liquide du ballon D-201 203 est aspirée par la P-201 203 /1.2, une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux, l'autre partie sert de charge d'alimentation du dééthaniseur. La pression et la température de tête sont respectivement : 1.58 Mpa et 43.2 °C. Le rebouillage du fond de la colonne se fait avec de la vapeur à 1.0 Mpa et 250 °C au niveau du E- 201 208, la température du fond est de 97.7 °C.

2. Deethaniseur (C-201 203) :

La charge du deethaniseur est constituée de la phase liquide du ballon de reflux du dépropaniseur. L'alimentation de la colonne se fait par la P-201 205 /1.2 au niveau du plateau 19 à une température de 40 °C. [19]

Les vapeurs de tête constituées essentiellement d'éthane sont refroidies par le condenseur E-201 110, le mélange biphasique est recueilli dans le ballon de reflux D-201 204. Le dégazage des incondensables se fait vers le réseau fuel gaz, la phase liquide est refoulée par la P-201 205/1.2 vers la tête du deethaniseur comme reflux.

(ADRAR)

Les pressions et températures de tête sont respectivement : 2.73 Mpa et 49.1 °C. Le rebouillage du fond de la colonne se fait au niveau de E- 201 211 par une eau chaude (T=115 °C, P=0.35 Mpa) venant de l' unité craquage catalytique. La température du fond est estimée à 69 °C.

3. Depentaniseur (C-201 204) :

La charge de cette colonne est constituée du fond du dépropaniseur, l'alimentation se fait au niveau du 19e plateau à une température de 44.1 °C.

Lors de la séparation à l'intérieur de la colonne, les vapeurs de tête sont refroidies dans le condenseur E-201 213, les produits (liquide + gaz) sont accumulés dans le ballon de reflux D-201 205.

Les gaz incondensables sont évacués vers le réseau fuel gaz, la phase liquide aspirée par la pompe P-201 206/1.2 est constituée de butane commercial dont une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux. Les pressions et températures de tête sont respectivement de : 0.37 Mpa et 41.6 °C. Le rebouillage du fond est réalisé au niveau de E-201 114 par de la vapeur, la température dans cette zone de la colonne est de : 83.3 °C. [19]

4. G.P.L: non conformes :

Les G.P.L non conformes peuvent être : des G.P.L non traités de l'unité : F.C.C ou des G.P.L de démarrage de l'unité : distillation, ils sont stockés dans une sphère de 400 m³, la : T-30508. Ce produit est coulé vers la section refining de l'unité : F.C.C pour un retraitement

Le butane et le propane non conformes sont coulés à travers une ligne commune vers les sphères : T-305 06 et T-305 07 et constitueront ainsi la charge de la section : gaz plant de l'unité distillation. [19]

I.4. Conclusion

À travers ce chapitre, nous avons pu présenter le fonctionnement global de la raffinerie de SBAA (Adrar) et situer son rôle dans la chaîne de valorisation des hydrocarbures. L'unité de distillation atmosphérique, cœur de notre étude, a fait l'objet d'un examen plus détaillé, mettant en lumière ses spécificités techniques, son importance dans le traitement primaire du pétrole brut, ainsi que les principaux paramètres opératoires qui y sont associés.

Les informations collectées, notamment lors de notre stage, constituent une base essentielle pour la suite de ce travail [19]

CHAPITRE II

GENERALITES

SUR LA GESTION

DES RISQUES

II.1. Introduction :

Dans le monde du travail de nos sociétés modernes la mise en œuvre d'une politique « hygiène, sécurité et environnement (HSE) » est devenue indispensable tant les enjeux sont multiples. L'intérêt HSE s'est fortement accru au sein des entreprises. Il y a d'abord l'application plus stricte de la réglementation (code du travail). La préservation de l'intégrité physique des salariés, de leur sécurité et de la protection de l'environnement relève de la responsabilité du chef d'entreprise. Les entreprises reconnaissent l'importance d'une politique HSE car son efficacité permet de réduire les risques d'accidents.

La gestion des risques vise donc à identifier, évaluer et maîtriser l'ensemble des dangers susceptibles d'affecter les personnes, les biens ou l'environnement. Elle repose sur une approche structurée, mobilisant des outils d'analyse adaptés à chaque contexte. Ce chapitre propose une vue d'ensemble sur les principes fondamentaux de la gestion des risques, ses objectifs, ses enjeux et les principales étapes de sa mise en œuvre au sein des organisations.

II.2. Définitions et concepts relatifs aux aspects HSE

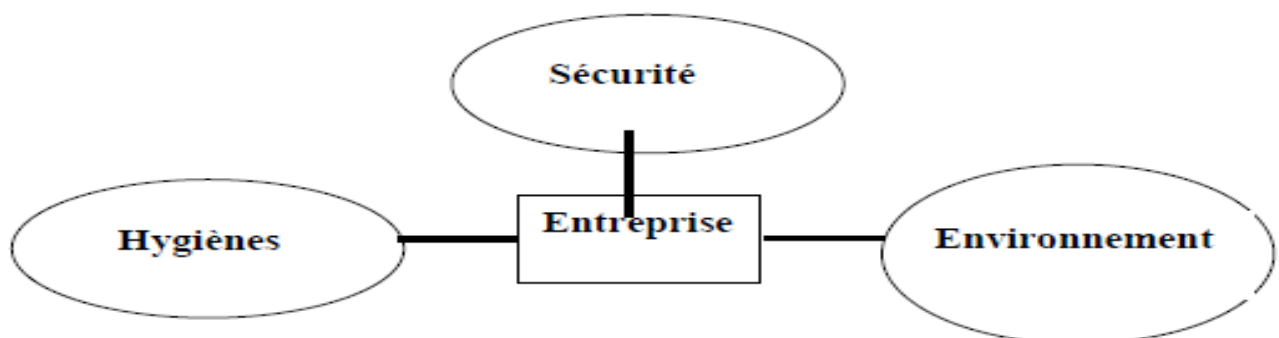


Figure II.1 : représente Les enjeux d'une entreprise [1] [15]

II.2.1. Hygiène

C'est l'ensemble des moyens collectifs ou individuels, les principes et les pratiques visant à préserver ou à favoriser la santé ;

Il en est ainsi des mesures préventives à mettre en œuvre dans le cadre de la lutte contre les maladies contagieuses En milieu professionnel ;

II.2.2. Sécurité

Le terme de l'entreprise recouvre diverses réalités ; de l'affaire individuelle aux sociétés les plus puissantes qui emploient de nombreux salariés et sont en rapport avec de multiples personnes. Les moyens, le personnel, les organisations diffèrent d'une entreprise à une autre, mais concernant la sécurité, les principes à appliquer restent les mêmes. [15]

II.2.2.1. La démarche de la sécurité

- L'engagement des dirigeants-politique de sécurité
- Des règles clairement établies, connues et appliquées
- Des objectifs et des plans d'actions
- La formation
- Exploitation de l'expérience
- Motivation du personnel
- La communication
- Une organisation spécifique
- Le contrôle, le recyclage
- La persévérance [1]

II.2.3. Environnement :

L'environnement est « l'ensemble des éléments qui entourent un individu ou une espèce et dont certains contribuent directement à subvenir à ses besoins », ou encore « l'ensemble des conditions naturelles et culturelles susceptibles d'agir sur les organismes vivants et les activités humaines[15]

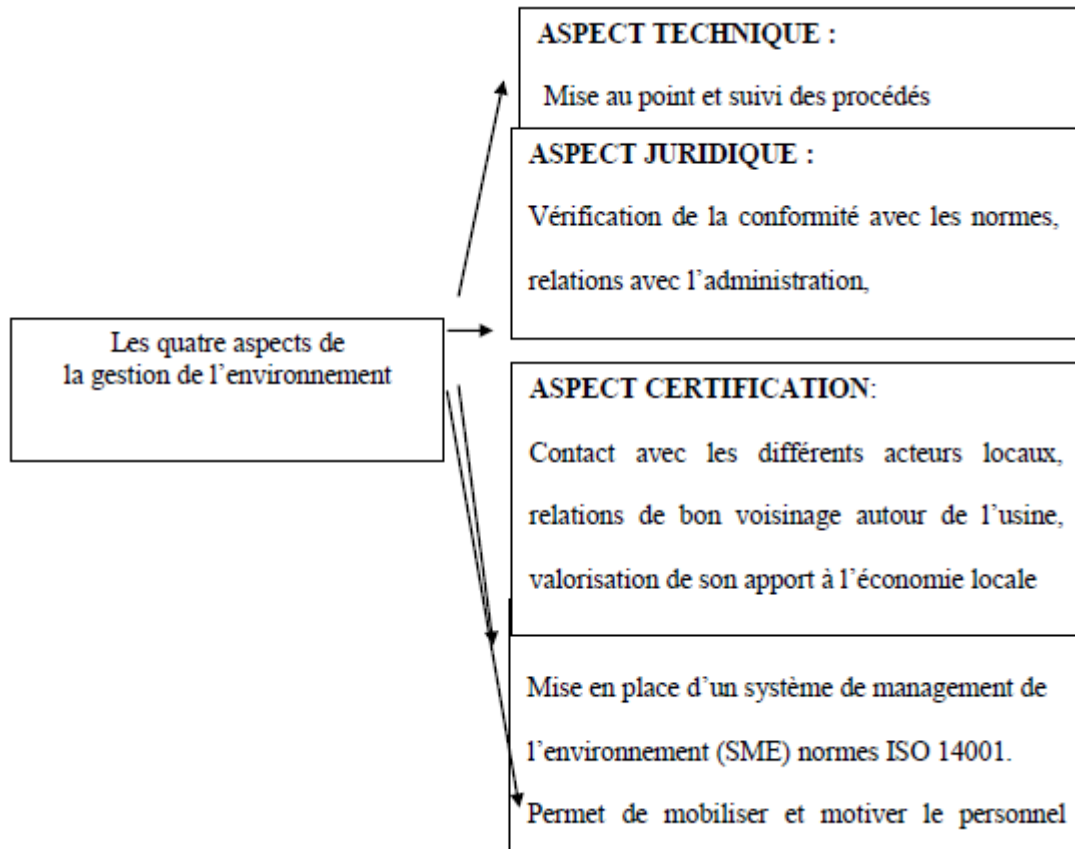


Figure II.1 : représente Différent aspects de la gestion de l'environnement[1]

II.3. Structure HSE

II.3.1. Démarche de développement durable- approche HSE

PERSONNES : Maîtrise de la santé des salariés à leur poste de travail

BIENS : Rentabilité, réputation, image de marque, sûreté

ENVIRONNEMENT : rejets chroniques et accidentels / déchets / produits achetés / vendus

[1]

II.3.2. Fonctions habituelles d'une structure HSE

II.3.2.1. Rôle de la structure HSE :

Protéger l'homme et son environnement contre l'homme par : La prévention, l'élimination, la réduction des risques. [15]

II.3.2.2. Objectifs du service HSE

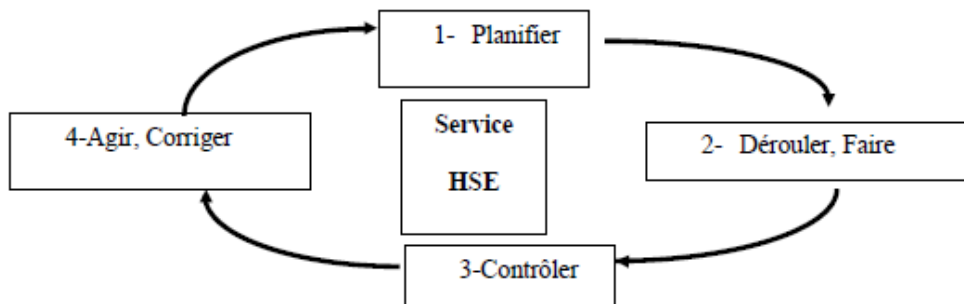


Figure II. 2 ; représente Cycle d'amélioration continue (roue de Deming) [1]

1. Planifier : Participer à la définition de la politique HSE du site en termes d'objectifs et de moyens

2. Dérouler/ Faire :

- Rédiger et maintenir à jour les consignes HSE / plans spécifiques
- Connaître / Centraliser et Diffuser toute la documentation utile (recommandations, obligations réglementaires, ...)
- Assurer la formation du personnel en matière de prévention HSE
- Diriger les actions de communication HSE

3. Contrôler l'efficacité de la politique :

- Vérifier le respect des consignes
- Effectuer quotidiennement une tournée HSE sur site
- Effectuer des audits HSE sur le site, en particulier sur les chantiers
- Analyser les dysfonctionnements HSE

- Participer à la tenue à jour des statistiques et à la publication du rapport annuel du Comité d'Hygiène, de Sécurité et des Conditions de Travail (CHSCT). [1]

4. Corriger :

- Tirer des enseignements des erreurs passées pour éviter qu'elles ne se reproduisent
- Initier les actions correctives nécessaires suite à tout dysfonctionnement HSE
- Diriger/ Coordonner la lutte contre les sinistres

II.4. Réglementation relative à l'hygiène et la sécurité

4.1. Santé :

Loi n° 88-07 du 26 janvier 1988 relative l'hygiène à la sécurité et à la médecine du travail

4.1.1. Les objectifs de la loi :

- Définir les voies et moyens d'assurer aux travailleurs les meilleures conditions en matière d'hygiène, de sécurité au travail,
- Définir les personnes responsables et organismes employeurs chargés de l'exécution des mesures prescrites.

4.2. Environnement :

Loi n° 03-10 du 19 Joumada El Oula 1424 correspondant au 19 juillet 2003 relative à la protection de l'environnement dans le cadre du développement durable.

4.2.1. Objectives de la loi :

- Définir les règles de protection de l'environnement dans le cadre du développement durable.
- Prévenir toute forme de pollution ou de nuisance causée à l'environnement en garantissant la sauvegarde de ses composantes
- Restaurer les milieux endommagés
- Renforcer l'information, la sensibilisation et la participation du public et des différents intervenants aux mesures de protection de l'environnement.

II.5. Quelques méthodes d'analyse des risques

II.5.1. Historique et domaine d'application

L'Analyse Préliminaire des Risques (APR) est une méthode développée dans les années 1960 dans les secteurs aéronautique et militaire, avant de s'étendre progressivement à divers domaines industriels, notamment à la suite de sa recommandation par l'Union des Industries Chimiques (UIC) en France dès les années 1980. Cette méthode est particulièrement adaptée aux premières phases de conception d'une installation ou d'un projet, lorsqu'une connaissance détaillée de l'installation n'est pas encore disponible. [8]

Elle est utile dans plusieurs contextes :

- Lors de la phase de conception, pour initier une première évaluation des risques et orienter le choix des équipements et des consignes de sécurité.
- En complément d'une démarche globale d'analyse des risques sur une installation complexe existante, en tant qu'étape initiale préparant des analyses plus approfondies (type AMDEC, HAZOP, arbre des défaillances).
- Lorsque le niveau de complexité de l'installation ne justifie pas le recours à des méthodes plus poussées. [8]
- **II.5.2. Principe**

Le principe fondamental de l'APR repose sur l'identification des éléments dangereux présents dans l'installation. Ceux-ci peuvent être :

- Des substances ou produits dangereux,
- Des équipements à risques (zones de stockage, chaudières, réacteurs, etc.),
- Des opérations critiques associées aux procédés.

Cette identification s'appuie généralement sur la description fonctionnelle du système, et peut être assistée par des listes de risques types ou les mots-guides de la méthode HAZOP. À partir de ces éléments, l'APR vise à déterminer des situations de danger, c'est-à-dire des configurations

pouvant entraîner une exposition à des phénomènes dangereux si elles ne sont pas maîtrisées. L'analyse porte ensuite sur les causes, les conséquences et les barrières de sécurité existantes. Si ces dernières sont insuffisantes au regard de la criticité du risque, des mesures correctives sont proposées. [8]

II.5.3. Déroulement

L'analyse s'appuie généralement sur un tableau de synthèse structurant la réflexion collective et facilitant la traçabilité des résultats. Toutefois, ce tableau reste un outil adaptatif qui doit être ajusté aux objectifs spécifiques du groupe de travail. L'APR ne se résume pas à un exercice de remplissage, mais constitue un véritable processus collaboratif d'identification et de réduction des risques. [8]

Le Tableau Ci-Dessous Est Donc Donné A Titre D'exemple.

Functionousystème:						Date:	
1	2	3	4	5	6	7	8
N°	Produit ou équipement	Situationde danger	Causes	Conséquences	Sécurités existantes	Propositions d'amélioration	Observations

Tableau 5 : Exemple de tableau de type « APR » [24]

II.5.1.4. Limites Et Avantages

L'Analyse Préliminaire des Risques (APR) présente l'avantage majeur d'offrir une évaluation rapide et économique des situations dangereuses, notamment au stade de la conception d'installations. Sa mise en œuvre ne requiert pas une connaissance exhaustive du système étudié, ce qui en fait un outil particulièrement adapté aux phases initiales de projet.

Cependant, cette méthode présente certaines limites. Elle ne permet pas une analyse détaillée de la chaîne d'événements pouvant aboutir à un accident majeur, notamment dans le cas de systèmes complexes. L'APR demeure donc une approche introductive, destinée à repérer les points

critiques nécessitant des analyses plus approfondies, comme celles réalisées par les méthodes AMDEC, HAZOP ou par arbre des défaillances.

Néanmoins, pour des installations simples ou lorsque le groupe de travail possède une expertise suffisante, l'APR peut, à elle seule, constituer une base d'analyse acceptable. [24]

II.5.2. AMDE ET AMDEC

II.5.2.1. Historique et domaine d'application

L'Analyse des Modes de Défaillance et de leurs Effets (AMDE) a vu le jour dans les années 1960 dans l'industrie aéronautique, avant d'être adoptée dans d'autres secteurs sensibles tels que le nucléaire, la chimie et le pétrole. Elle s'applique à l'étude de défaillances matérielles sur des systèmes mono ou multi-technologiques (électriques, mécaniques, hydrauliques...). [24]

II.5.2.2. Principe

L'AMDE repose sur l'identification des modes de défaillance, leurs causes et leurs effets. Une défaillance est la perte d'une fonction attendue d'un composant, tandis que le mode de défaillance est la manière dont cette perte se manifeste. L'analyse permet de :

- Repérer les défaillances possibles,
- En évaluer les conséquences locales et globales,
- Identifier les dispositifs de détection ou de prévention.

Lorsque cette démarche intègre une évaluation de la criticité (gravité × probabilité), elle devient AMDEC, apportant une hiérarchisation des risques et permettant d'orienter les mesures correctives. [24]

II.5.2.3. Déroulement

L'AMDEC s'effectue de manière systématique par composant et par état de fonctionnement. Pour chaque élément analysé, les étapes suivantes sont réalisées :

1. Identification du mode de défaillance ;
2. Détermination des causes et des effets (locaux et globaux) ;
3. Analyse des moyens de détection et des mesures compensatoires ;
4. Évaluation de la criticité (P : probabilité, G : gravité) ;
5. Proposition de mesures supplémentaires si nécessaire.

Ce processus est itératif et peut être résumé à l'aide de tableaux structurés permettant de consigner méthodiquement les résultats. [24]

III.5.2.4. Limites et avantages

L'AMDEC est une méthode rigoureuse et efficace pour anticiper les défaillances simples et mettre en place des actions préventives ou correctives. Elle permet aussi de détecter les modes communs de défaillance, souvent liés à des événements extérieurs majeurs ou des dépendances fonctionnelles.

Cependant, son application peut devenir complexe et chronophage lorsqu'elle concerne des systèmes de grande envergure ou aux multiples états de fonctionnement. En outre, l'AMDEC se limite aux défaillances simples et peut nécessiter un complément d'analyse via des méthodes comme l'analyse par arbre de défaillances, plus adaptées aux défaillances multiples. [24]

II.5.3. Analyse par arbre des défaillances

II.5.3.1. Historique et domaine d'application

Développée au début des années 1960 par Bell Telephone pour l'évaluation de la sécurité des systèmes de tir de missiles, l'analyse par arbre des défaillances (AAD) est la première méthode d'analyse systématique des risques. Elle est aujourd'hui largement utilisée dans des domaines sensibles tels que l'aéronautique, le nucléaire ou la chimie, tant en analyse prévisionnelle qu'a posteriori (analyse des causes d'accidents). [24]

II.5.3.2. Principe

L'AAD est une méthode déductive qui part d'un événement redouté prédéfini pour identifier, de manière logique, les enchaînements d'événements susceptibles de le provoquer. Elle remonte ainsi aux causes premières ou événements de base, qui peuvent être :

- Élémentaires et connus,
- Nécessitant un développement ultérieur,
- Répétitifs mais non décomposables davantage.

Ces événements sont reliés à l'aide de portes logiques (ET/OU), formant une structure graphique arborescente. L'approche permet une représentation claire des combinaisons causales, et peut intégrer une analyse probabiliste du scénario étudié si les données sont disponibles. [2]

II.5.3.3. Méthodologie

L'AAD se déroule en plusieurs étapes :

1. Connaissance du système étudié.
2. Définition précise de l'événement redouté à analyser (ex. : explosion, rejet toxique).
3. Construction de l'arbre, en remontant des événements intermédiaires aux causes de plus en plus élémentaires.
4. Exploitation de l'arbre, pour en déduire les vulnérabilités, les contributions majeures au risque, et évaluer la probabilité de l'événement final.

La précision de cette méthode dépend fortement de la rigueur dans la formulation des liens causaux, et peut nécessiter l'intervention d'un groupe de travail pluridisciplinaire. [2]

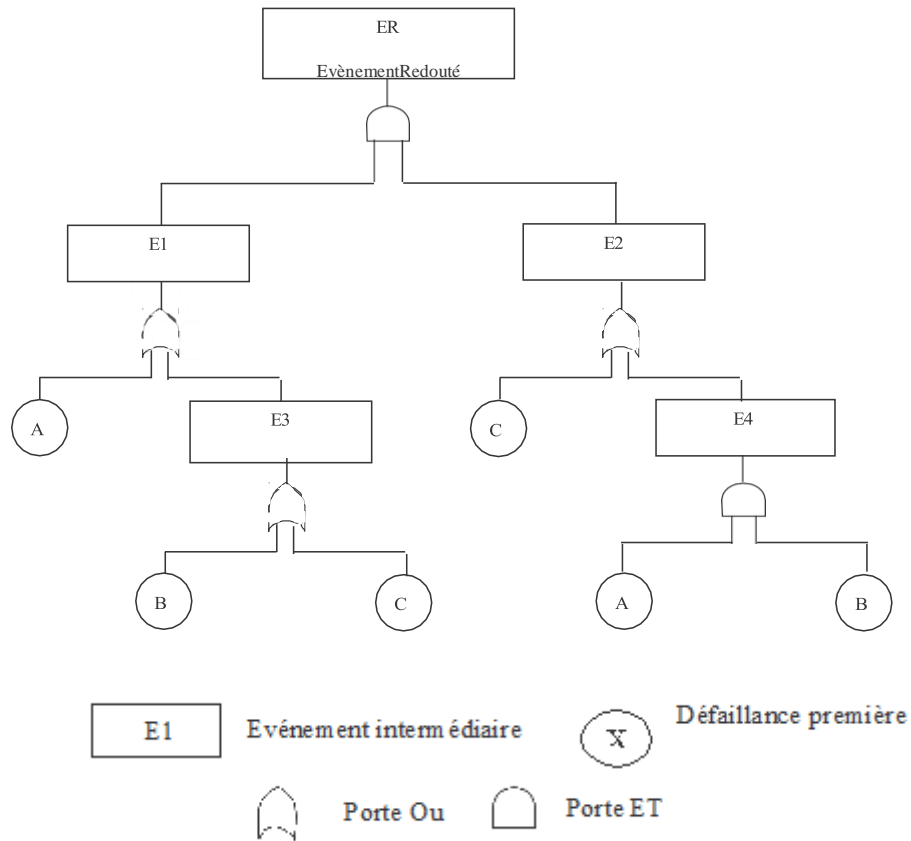


Figure II.8 : représente Exemple d'arbre des défaillances [2]

II.5.3.4. Limites Et Avantages

L'analyse par arbre des défaillances présente un atout majeur : elle permet d'étudier les combinaisons d'événements susceptibles de conduire à un accident majeur. Cette approche reflète fidèlement la réalité des sinistres industriels, souvent dus à la conjonction de défaillances multiples plutôt qu'à une cause unique. Elle offre également une dimension probabiliste, permettant de prioriser les actions préventives en fonction de la vraisemblance des scénarios analysés. [24] [6]

Cependant, cette méthode se concentre sur un événement redouté unique, rendant son application à l'ensemble d'un système complexe particulièrement lourde. Ainsi, il est recommandé de recourir d'abord à des méthodes inductives (APR, AMDEC, HAZOP) pour identifier les scénarios critiques méritant une analyse approfondie par arbre.

L'élaboration rigoureuse de l'arbre requiert une identification précise des causes immédiates, nécessaires et suffisantes, ce qui peut représenter un travail long et délicat. Pour pallier cette complexité, des outils logiciels spécialisés ont été développés. Ils facilitent l'identification des coupes minimales, le calcul des probabilités, et la représentation graphique des résultats, améliorant ainsi la lisibilité et l'efficacité de l'analyse. [24] [6]

II.5.4. Arbre des Événements

II.5.4.1. Historique et domaine d'application

L'analyse par arbre des événements a été développée dans les années 1970 pour l'évaluation du risque dans les centrales nucléaires. Aujourd'hui, elle est utilisée dans divers secteurs industriels pour analyser les conséquences potentielles d'une défaillance initiale, notamment dans les systèmes dotés de multiples dispositifs de sécurité. [24] [6]

II.5.4.2. Principe

Contrairement à l'analyse par arbre des défaillances (approche déductive), cette méthode adopte une approche inductive : elle part d'un événement initiateur pour étudier les scénarios possibles en fonction du succès ou de l'échec des fonctions de sécurité (détection, alarme, limitation, atténuation), qu'elles soient automatiques ou humaines. [24]

II.5.4.3. Méthodologie

L'analyse se déroule en plusieurs étapes :

1. Définir l'événement initiateur (ex. : défaillance d'un système de refroidissement).
2. Identifier les fonctions de sécurité prévues pour réagir à cet événement.

3. Construire l'arbre, en développant les différentes séquences temporelles d'événements selon le fonctionnement ou la défaillance des barrières.
4. Exploiter l'arbre, pour identifier les scénarios menant à un accident.

La méthode permet de visualiser clairement les enchaînements possibles et d'évaluer l'efficacité globale du système de sécurité, tout en intégrant les modes communs de défaillance. [24]

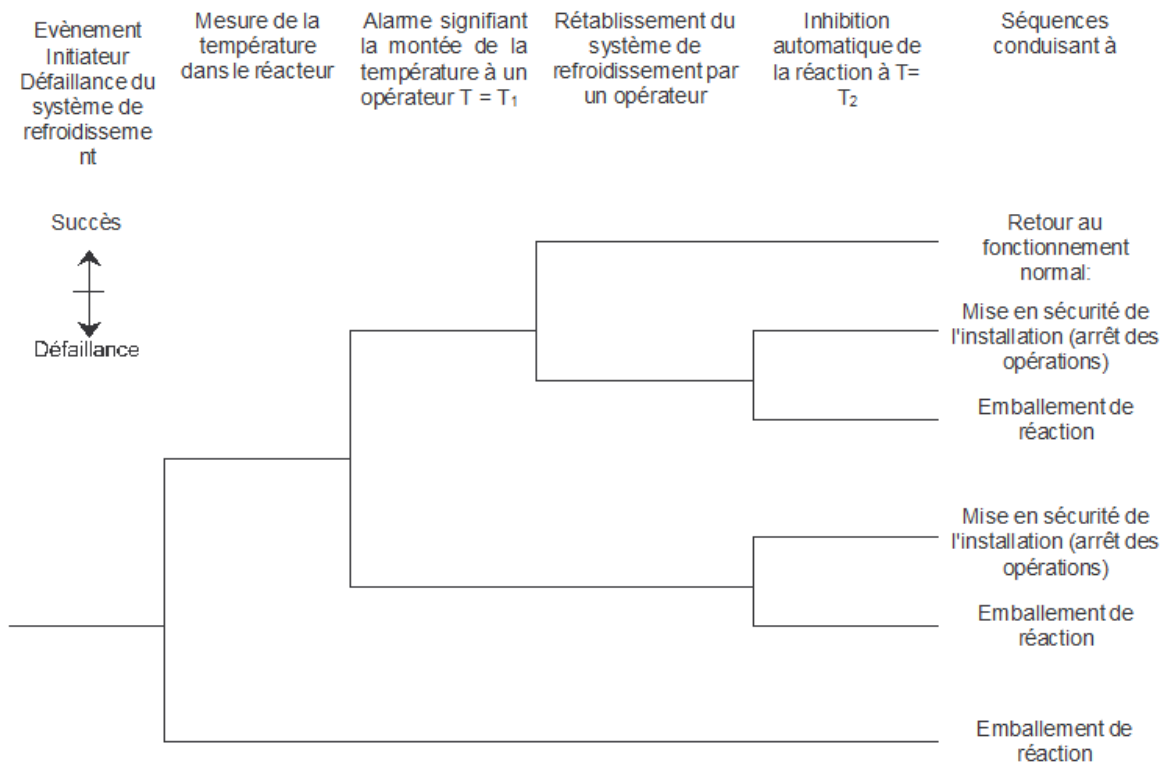


Figure II.9 : représente Exemple d'arbre d'évènements réduit [6]

II.5.4.4. Limites Et Avantages

L'analyse par arbre d'événements permet de visualiser, à partir d'un événement initiateur, les différentes séquences d'évolution menant ou non à un accident. Elle est particulièrement pertinente pour évaluer l'efficacité et l'agencement des moyens de sécurité (prévention, protection, intervention), ainsi que pour l'analyse post-accident.

Cependant, sa mise en œuvre est complexe et exigeante, ce qui implique une sélection rigoureuse des événements initiateurs à étudier afin d'en garantir la pertinence et l'efficacité. [24] [6]

II.7. Conclusion :

Ce chapitre a présenté les fondements de la gestion des risques en milieu professionnel, en mettant l'accent sur les notions d'hygiène, de sécurité et d'environnement, ainsi que sur les obligations réglementaires, les fonctions de la structure HSE et les outils d'évaluation des risques.

Une gestion efficace des risques permet de prévenir les accidents, de protéger les personnes et l'environnement, et de renforcer la performance globale de l'entreprise.

Dans le chapitre suivant, nous approfondirons une méthode d'analyse des risques largement utilisée dans l'industrie : la méthode HAZOP, qui permet d'identifier de manière systématique les défaillances potentielles dans les procédés. [6]

***CHAPITRE III : LA
DESCRIPTION DE LA
METHODE HAZOP***

III.1.Introduction

Après avoir présenté les bases de la gestion des risques, ce chapitre s'intéresse à une méthode d'analyse très utilisée dans l'industrie : la méthode HAZOP.

Il s'agit d'une technique qui permet de repérer, de façon systématique, les dangers liés au fonctionnement d'un procédé industriel. Elle aide à identifier les anomalies possibles, leurs causes, leurs conséquences, et les moyens de prévention à mettre en place.

La méthode HAZOP est généralement réalisée en équipe et s'applique étape par étape à chaque partie d'un procédé. Elle est essentielle pour améliorer la sécurité, surtout dans les secteurs sensibles comme la chimie ou l'énergie.

Ce chapitre explique de manière simple comment fonctionne cette méthode, à quoi elle sert, et comment la mettre en œuvre efficacement.

III.2. Historique et définition de la méthode HAZOP

La méthode HAZOP (HAZard & OPerability study) a été développée par la société IMPERIAL CHEMICAL INDUSTRIES (ICI) au début des années 1970.

Cette méthode est particulièrement utile pour l'examen de systèmes pour lesquels des paramètres comme le débit, température, pression, le niveau, la concentration...etc. sont particulièrement importants pour la sécurité de l'installation.

De par sa nature, cette méthode requiert notamment l'examen de schémas et plans de circulation des fluides ou schémas P&ID (Piping and Instrumentation Diagramme).

HAZOP est une méthode structurée qui permet de prendre en compte les interférences entre les éléments constitutifs d'une installation.

HAZOP est une méthode participative permettant d'associer les différents acteurs concernés, entraînant un effet de synergie entre les participants, disposant ainsi des compétences transversales nécessaires à l'analyse.

Cette méthode est devenue la technique de référence pour les industries de procédés.

HAZOP est une méthode d'équipe offrant l'opportunité, à l'ensemble des acteurs de l'entreprise, de laisser leur imagination aller librement et ainsi visualiser tous les chemins

susceptibles de conduire à des événements redoutés, afin d'en réduire l'occurrence et les impacts.

Les quatre questions de base d'une étude HAZOP :

- Qu'est-ce qui pourrait mal fonctionner ? (déviation)
- Quels pourraient être les effets possibles ? (effets, impacts)
- Quelles pourraient être les causes ?
- Quelles sont les actions de maîtrise possibles ?

III.3. Description détaillée de la méthode d'analyse HAZOP

HAZOP est une technique qualitative basée sur les mots guide et nécessite une équipe pluridisciplinaire autour d'une série de réunions.

L'étude HAZOP, par ses avantages apporte à la phase de conception un complément de sécurité. Elle est couramment effectuée comme une vérification finale, lors de la finalisation de la conception détaillée.

Les études HAZOP sont utilisées plus largement entre autres :

- Au stade initial de la conception où tous les schémas sont disponibles ;
- Lorsque les diagrammes (P&ID) finalisés sont disponibles ;
- Lors de la construction et l'installation pour s'assurer que les recommandations sont mises en œuvre ;
- Au cours de la phase commissioning ;
- Pendant la phase exploitation pour s'assurer que les plans d'urgence et les procédures d'exploitation sont régulièrement revus et mis à jour selon les exigences.

III.3.1. Définitions

- **Système**

Un système peut être défini comme un ensemble de composants interdépendants, conçus pour réaliser une fonction donnée, dans des conditions données et dans un intervalle de temps donné. Pour chaque système, il importe de définir clairement les éléments qui le caractérisent, à savoir :

La fonction, la structure, les conditions de fonctionnement, les conditions d'exploitation et l'environnement dans lequel il est appelé à opérer.

- **Nœud**

Est un emplacement spécifique dans le process où la déviation par rapport à l'intention du design est évaluée. Exemples : réacteurs, séparateurs, échangeurs de chaleur, pompes, compresseurs, pipes... etc.

- **Intention**

Définit comment la partie, la section du process... etc., est sensée opérer.

- **Déviatiion**

Écart entre les paramètres d'exploitation et les conditions du design.

- **Paramètre**

Le paramètre pertinent pour les conditions du process (pression, température, composition, etc.).

- **Mots guides**

Simple mots ou locutions qui sont utilisées pour qualifier l'intention pour guider et stimuler la réflexion en vue d'identifier les déviations.

Mot guide + Paramètre = Déviatiion

- **Cause**

Les raisons qui font que la déviation a lieu. Une fois qu'une déviation est vue comme ayant une cause réaliste, concevable elle est considérée comme significative.

Plusieurs causes peuvent être identifiées pour une même déviation. Il est souvent recommandé de commencer par la cause qui engendre la plus mauvaise conséquence.

- **Conséquences**

Résultats des déviations quand elles surviennent. Plusieurs conséquences peuvent provenir d'une même cause comme une conséquence peut avoir plusieurs causes.

- **Protection (barrière de sécurité)**

Qui aident à réduire la probabilité d'occurrence de la déviation ou mitiger ses conséquences. Il y a des protections qui :

- Identifient les déviations (détecteurs, alarmes, etc.) ;
- Compensent les effets de la déviation (systèmes de contrôle automatique, etc.) ;
- Préviennent l'occurrence des déviations (gaz inerte dans les stockages de substances inflammables, etc.) ;
- Préviennent l'escalade de la déviation (ESD...etc.) ;

Relayer le procédé des déviations dangereuses (PSV, événement).

Tableau.III.1 : Les types des déviations des paramètres et leurs significations

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

	Plus tard	Un événement se produit après l'heure prévue
Ordre séquence	Avant	Un événement se produit trop tôt dans une séquence
	Après	Un événement se produit trop tard dans une séquence

III.4. Membres de l'équipe HAZOP et responsabilités

III.4.1. Facilitateur d'équipe HAZOP/ LEADER

Les missions consistent en :

- Définir le champ d'application pour l'analyse ;
- Sélectionner les membres d'équipe HAZOP ;
- Planifier et préparer l'étude ;
- Le président de la réunion HAZOP :
 - * Déclenchement de la discussion en utilisant les mots-guides et les paramètres ;
 - * Suivi des progrès selon le calendrier / agenda ;
 - * Assurer l'exhaustivité de l'analyse.

Le leader d'équipe doit être indépendant (c.-à-d. pas de responsabilité sur le process et/ou l'exécution des opérations) [16]

III.4.2. Secrétaire HAZOP

Les missions consistent en :

- Préparer les feuilles de calcul HAZOP ;
- Compte rendu de la discussion dans les réunions HAZOP ;
- Préparer un rapport (s)

III.4.3. Membres de l'équipe HAZOP

L'équipe de base seront les suivants :

- ✓ Ingénieur de projet
- ✓ Manager de commissioning ;
- ✓ Ingénieurs procédés ;
- ✓ Instrumentiste/ingénieur électricien ;
- ✓ Ingénieur de sécurité.
- ✓ Selon le processus actuel de l'équipe peut être renforcée par :
- ✓ Chef d'équipe d'exploitation ;
- ✓ Technicien d'entretien ;
- ✓ Les fournisseurs de l'équipement ;
- ✓ D'autres spécialistes nécessaires

III.4.4. Réunion HAZOP

Planning du jour proposé :

- Introduction et présentation des participants ;
- Présentation générale du système ou de l'exploitation à analyser ;
- Description de l'approche HAZOP ;
- Présentation du premier nœud ou une partie logique de l'opération ;
- Analyser le premier nœud / pièce à l'aide du guide-mots et des paramètres ;
- Continuer la présentation et l'analyse (l'étape 4 et 5, pour chaque nœud) ;
- Résumer des résultats secondaires.

L'accent devrait être mis sur les dangers potentiels ainsi que les problèmes opérationnels possibles.

Chaque session de la réunion HAZOP ne devrait pas dépasser deux heures [16]

III.4.5. Processus HAZOP

III.4.5.1. Document

- ✓ Comme base de l'étude HAZOP les informations suivantes doivent être disponibles :
- ✓ Diagrammes de flux de processus ;
- ✓ Schémas des tuyaux et d'instrumentation (P & ID) ;
- ✓ Schémas d'implantation ;

- ✓ Description du procédé, logique de régulation et des sécurités ainsi que les systèmes de sécurité et les consignes opératoires ;
- ✓ Instructions de fonctionnement provisoire ;
- ✓ Bilans énergétiques et de matière et les fiches réactions ;
- ✓ Fiches de données des équipements, des produits et les procédures de démarrage et d'arrêt d'urgence.

III.4.5.2. Modes de fonctionnement

Les modes de fonctionnement de l'usine devraient être envisagés pour chaque nœud :

- Le fonctionnement normal ;
- Réduction des opérations de débit ;
- Routine de démarrage ;
- Arrêt de routine ;
- D'arrêt d'urgence ;
- Mise en service ;
- Modes de fonctionnement spéciaux.

III.4.5.3. L'évaluation du risque (élaboration de la grille de criticité)

La fréquence peut être évaluée en appréciant d'autres critères fondamentaux :

- La Fréquence d'Exposition au Danger ;
- La Durée d'Exposition au Danger ;
- La Fréquence de Survenue de l'événement redouté :

$$R = (Fe \times De \times Fs) \times G = \text{Fréquence} \times \text{Gravité} [3]$$

III.4.6. La matrice utilisée pour l'évaluation du niveau des risques

- ✓ **Guide pour l'application des jugements subjectifs**

La matrice choisie dans notre travail est celle utilisé pour l'étude de danger du projet

		P : Probabilité				
		1	2	3	4	5
G : Gravité	1	Bas	Bas	Bas	Bas	Bas
	2	Bas	Bas	Bas	Moyen	Moyen
	3	Bas	Moyen	Moyen	Moyen	Elevé
	4	Moyen	Moyen	Elevé	Elevé	Elevé
	5	Elevé	Elevé	Elevé	Elevé	Elevé




-  Risque acceptable
-  Risque tolérable
-  Risque inacceptable

Figure.III.1 : Matrice d'évaluation des risques du projet [3]

✓ **Interprétation des niveaux de gravité et de probabilité « Evaluation des potentiels de danger »**

- Les catégories de fréquence

La connaissance du procédé de production et l'historique des accidents survenus au site ainsi que les données parvenues de sites similaires doivent être utilisés pour une classification de fréquence d'occurrence appropriée. La fréquence peut être exprimée quantitativement et qualitativement. Ces catégories doivent être définies par l'exploitant du site en question. [3]

Tableau.III. 2 : Interprétation des niveaux de probabilité[3]

Echelle de Probabilité	1	2	3	4	5
Appréciation quantitative (par unité et par an)	< 10 ⁻⁵ / an	Entre 10 ⁻⁴ et 10 ⁻⁵	Entre 10 ⁻³ et 10 ⁻⁴	entre 10 ⁻² et 10 ⁻³	> 10 ⁻² / an
Appréciation Qualitative	« événement possible mais extrêmement peu probable» : n'est pas impossible au vu des connaissances actuelles mais non rencontré au niveau mondial sur un très grand nombre d'années d'installations.	«événement très improbable » : s'est déjà produit dans ce secteur d'activité mais a fait l'objet de mesures correctives réduisant significativement sa probabilité.	« événement improbable » : un événement similaire déjà rencontré dans le secteur d'activité ou dans ce type d'organisation au niveau mondial, sans que les éventuelles corrections intervenues depuis apportent une garantie de réduction significative de sa probabilité	«événement probable sursit » : s'est produit et/ou peut se produire pendant la durée de vie des installations.	« événement courant » : se produit sur le site considéré et/ou peut se produire à plusieurs reprises pendant la durée de vie des installations, malgré d'éventuelles mesures correctives.

Procédure HAZOP peut être illustrée comme suit :

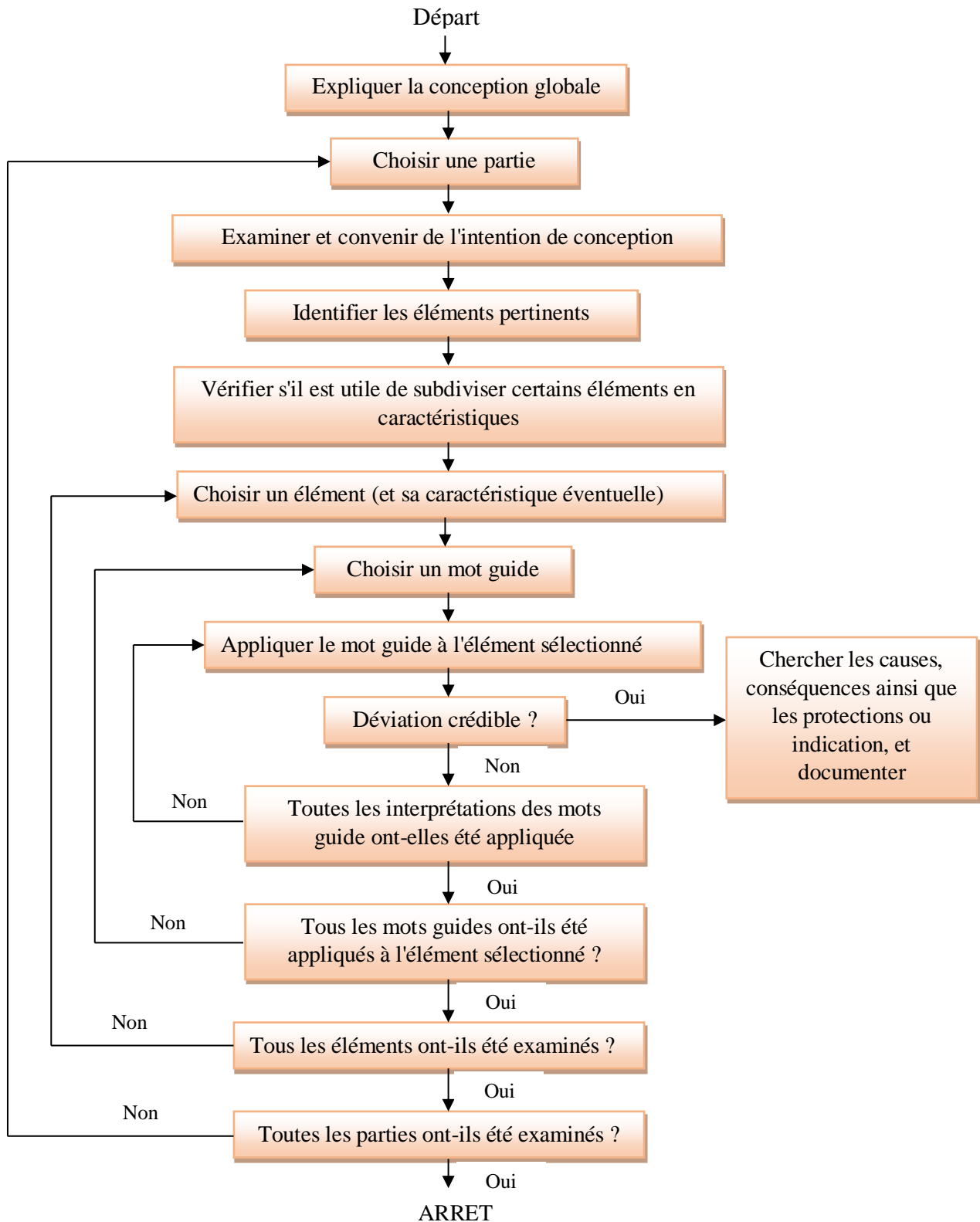
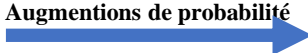



Figure.III.3 : représente La procédure HAZOP[16]

LA DESCRIPTION DE LA METHODE HAZOP

CHAPITRE III

Gravité	Conséquences				Probabilité				
					Augmentations de probabilité 				
	P1 Improbable	P2 Peu probable	P3 Probable	P4 Très probable					
	Personnel	Environnement	Public	Biens	10^{-4} jamais rencontrés ou entendu parler mais physiquement possible (ou rarissime)	$10^{-4} - 10^{-2}$ Déjà(ou pourrait se) rencontré dans une organisation similaire que SH	$10^{-2} - 10^{-1}$ s'est produit (ou pourrait se produire) au sein de SH, pourrait se produire pendant la durée de vie de l'installation	$1/AN$ s'est produit fréquemment au sein de SH	
Augmentation de la gravité 	G1 Mineur	Blessures mineures (A.S.A)	Mineur	Pas d'incendie	Pas de dommage pas d'arrêt de production	Risque acceptable	Risque acceptable	Risque acceptable	Risque tolérable
	G2 Sérieux	Blessures significatives (A.A.A.)	Pollution interne, Maitrisée	Blessures mineures	Dommages mineurs +	Risque acceptable	Risque tolérable	Risque tolérable	Risque inacceptable

**LA DESCRIPTION DE LA METHODE
HAZOP**

CHAPITRE III

					arrêt bref de la production				
	G3 Grave	Incapacité permanant ou décès	pollution interne non maitrisé ou pollution hors limite maitrisée	Blessures significatives	Domage localisé+ arrêt partiel de l'unité	Risque tolérable	Risque tolérable	Risque inacceptable	Risque inacceptable
	G4 Catastrophique	Plusieurs décès	Pollution hors limite de longue durée	Décès	Domage important+ arrêt total de la production	Risque tolérable	Risque inacceptable	Risque inacceptable	Risque inacceptable

Figure III.4 : représente la matrice du risque de la SONATRACH /Division de production.[16]

III.5. Phase d'enregistrement et présentation des résultats

III.5.1. Phase d'enregistrement

Les conclusions atteintes durant l'étude devraient être entièrement enregistrées, le rapport représente typiquement le seul enregistrement compréhensif de l'étude HAZOP.

Il est particulièrement important d'enregistrer les détails suffisants à même de paramètre aux personnes qui n'ont pas assisté ce qui leur permettrait de comprendre parfaitement les problèmes potentiels soulevés. [16]

Les résultats d'une étude HAZOP devraient être enregistrés et pour ce faire un format de type rapport serait comme suit :

- ✓ Résumé générale ;
- ✓ Introduction et organisation du rapport ;
- ✓ Etendue et objectifs ;
- ✓ L'approche ;
- ✓ Description du procès ;
- ✓ Résultats de l'étude ;
- ✓ Conclusion et actions.

III.5.2.Phase de présentation

Les résultats de l'étude HAZOP sont présentés dans un tableau (Voir Tableau si dessous).qui identifie le nœud étudié, le numéro du plan, le numéro de la révision, la date, la composition de l'équipe, les causes, conséquences, les mesures de prévention et protection existantes et ainsi les recommandations afférente s'il y a un besoin. [23]

Tableau III.3 : présentation des résultats de l'étude HAZOP[23]

Projet :			Plan N°			Composition de l'équipe de travail					
Nœuds étudié						Date de la revue :					
item	causes	conséquences	G	P	CR	Prévention etProtection		G	P	CR	Recommandations

III.5.2.1. Etude des causes et conséquences

Une fois la dérive envisagée, doit identifier les causes de cette dérive, puis les conséquences potentielles de cette dérive. [23]

III.5.2.2. Moyens de détection, sécurités existantes

La méthode HAZOP prévoit d'identifier pour chaque dérive les moyens accordés à sa détection et les barrières de sécurité prévues pour en réduire l'occurrence ou les effets.

Exemple(AHL : Alarme haut niveau). [23]

III.5.2.3. Moyens de détection, sécurités proposés

Si les mesures mises en place paraissent insuffisantes au regard du risque encouru, le groupe de travail peut proposer des améliorations en vue de pallier à ces problèmes ou du moins définir des actions à engager pour améliorer la sécurité quant à ces points précis. [23]

III.6. Conclusion HAZOP

III.6.1. Résultats HAZOP

- ✓ Amélioration du système ou les opérations ;
- ✓ Réduction des risques et une meilleure intervention ;
- ✓ Les opérations plus efficaces ;
- ✓ Amélioration des procédures ;
- ✓ L'ordre logique ;
- ✓ Exhaustivité ;
- ✓ Prise de conscience générale entre les parties prenantes ;
- ✓ Constitution de l'équipe. [17]

III.6.2. Avantages

- ✓ Examen systématique ;
- ✓ Étude pluridisciplinaire ;
- ✓ Utilise l'expérience opérationnelle ;
- ✓ Les couvertures de sécurité ainsi que des aspects opérationnels ;
- ✓ Solutions aux problèmes identifiés peuvent être indiquées ;
- ✓ Considère les procédures opérationnelles ;

- ✓ Couvre les erreurs de l'homme ;
- ✓ Étude menée par une personne indépendante ;
- ✓ Les résultats sont consignés ; [17]

III.6.3. Les facteurs de réussite

- ✓ Précision des dessins et des données utilisées comme base pour l'étude ;
- ✓ L'expérience et les compétences du chef d'équipe HAZOP ;
- ✓ Les compétences techniques et des idées de l'équipe ;
- ✓ Capacité de l'équipe d'utiliser l'approche HAZOP comme une aide à repérer les écarts, les causes et conséquences ;
- ✓ Capacité de l'équipe à maintenir un sens de la mesure, en particulier lors de l'évaluation de la gravité des conséquences potentielles. [17]

III.6.4. Les pièges et les objections

- ✓ De temps consommé ;
 - ✓ Trop se concentrer sur des solutions ;
 - ✓ Membres de l'équipe a permis de détourner des discussions sans fin de détails ;
 - ✓ Quelques-uns des membres de l'équipe dominer la discussion ;
 - ✓ «Ceci est mon design ou de la procédure" ;
- Défendre une conception ou de la procédure ;
- HAZOP n'est pas un audit ;
- ✓ "Pas de problème" ;
 - ✓ "Le temps perdu".[17]

III.7. Conclusion

La méthode HAZOP est un outil fondamental de la gestion des risques industriels. Grâce à son approche rigoureuse et collective, elle permet d'identifier les déviations potentielles dans un procédé, d'en analyser les causes et les conséquences, puis de proposer des mesures correctives adaptées. Elle joue un rôle clé dans la prévention des accidents et dans l'amélioration de la sécurité des installations.

Cependant, l'analyse des risques ne s'arrête pas à l'identification des dangers. Il est également essentiel de pouvoir modéliser les effets potentiels d'un accident, comme une fuite, une explosion ou un incendie. C'est dans cette logique que s'inscrit le chapitre suivant, qui portera sur la modélisation des effets à l'aide de l'outil PHAST, utilisé pour simuler et évaluer les conséquences d'événements accidentels dans un environnement industriel.

CHAPITRE IV :
MODELISATION
DES EFFETS
(L'OUTIL PHAST)

L'OUTIL PHAST

IV.1. Introduction

Dans la continuité de l'analyse des risques, il est important de pouvoir estimer les conséquences possibles d'un accident industriel. La modélisation des effets permet de simuler ces événements afin d'en mesurer l'impact.

Logiciel PHAST est un outil spécialisé qui aide à visualiser ces scénarios et à mieux préparer les mesures de sécurité.

L'objectif du chapitre est de présenter l'utilité de la modélisation des effets, découvrir les principales fonctions de PHAST, et comprendre comment il contribue à améliorer la prévention des risques.

IV.2. Logiciels de simulation de risques industriels / dispersion atmosphérique :

Divers logiciels spécialisés sont utilisés pour simuler les conséquences d'accidents industriels tels que les fuites, incendies, explosions et dispersions toxiques. Ces outils permettent de réaliser des études de dangers, des évaluations quantitatives des risques (QRA) et de répondre aux exigences réglementaires (ex. SEVESO).

Parmi les plus utilisés :

- PHAST et SAFETI (DNV) : modèles complets pour les études HAZOP et QRA, intégrant dispersion, feux et explosions.
- ALOHA et RMP*Comp (EPA) : outils gratuits, utiles pour la gestion d'urgence et la conformité réglementaire aux États-Unis.
- FLACS (Gexcon) : simulation CFD avancée des explosions dans des environnements complexes.
- TNO EFFECTS, PROBIT et RISKCURVES : logiciels de modélisation des effets physiques et des courbes de risque.
- FRED (Shell) : dédié à l'industrie pétrolière et gazière. [5]

L'OUTIL PHAST

- ANSYS Fluent et OpenFOAM : logiciels CFD généralistes, utilisés dans des cas spécifiques de dispersion ou explosion.

Ces outils sont essentiels pour anticiper les scénarios d'accident, dimensionner les mesures de sécurité et appuyer les décisions en matière de prévention des risques industriels.

IV.3. Causes de l'utilisation de PHAST par rapport aux autres logiciels

- **Outil de simulation complet** : PHAST permet de modéliser l'ensemble de la séquence accidentelle, de la fuite initiale jusqu'aux conséquences finales telles que l'incendie ou l'explosion. Il se distingue ainsi des outils plus limités comme ALOHA ou EFFECTS.
- **Intégré aux études quantitatives de risque (QRA)** : Grâce à son interconnexion avec le logiciel SAFETI, PHAST facilite la réalisation d'analyses quantitatives approfondies, notamment à travers la génération de courbes de fréquence et de probabilité.
- **Base de données de substances chimiques intégrée** : Le logiciel inclut une base de données exhaustive contenant les propriétés physiques et thermodynamiques de nombreux produits, ce qui optimise la précision et la rapidité des modélisations.
- **Prise en compte des effets multiples** : PHAST permet de simuler divers scénarios tels que les feux de flaques, les torchères, les feux de jet, les explosions de nuages de gaz (VCE), ou encore les BLEVE, en évaluant leurs effets thermiques, toxiques et de surpression.
- **Conformité réglementaire** : Largement utilisé dans les secteurs pétrolier, gazier et chimique, PHAST est reconnu pour sa conformité aux référentiels normatifs tels que SEVESO, API ou HAZID, et accepté par de nombreuses autorités réglementaires internationales.
- **Visualisation des résultats** : Le logiciel génère des représentations graphiques riches et exploitables (cartes de dispersion, isoconcentrations, courbes d'effets), offrant un support visuel efficace pour l'analyse et la communication des résultats.
- **Modélisation réaliste des conditions de procédé** : PHAST intègre les paramètres réels de fonctionnement des installations (pression, température, dispositifs de sécurité, etc.), permettant une simulation dynamique et fidèle aux conditions industrielles.

L'OUTIL PHAST

IV.4. Description de l'outil PHAST

PHAST est un logiciel utilisé pour évaluer les situations présentant des risques potentiels pour le personnel, les installations et l'environnement, et pour mesurer la gravité de ses situations.

[DNV PHAST]

PHAST appartient à une gamme de produits développée par DNV Software, reconnu comme le leader mondial dans le domaine de l'évaluation du risque d'accident industriel majeur. Tout naturellement il a été adopté par de nombreuses entreprises internationales de premier plan et par des gouvernements comme un précieux outil d'aide à la décision en matière de risque industriel et de sécurité publique.

PHAST examine la progression d'un incident potentiel de la fuite initiale à la dispersion en champ lointain, incluant la modélisation de l'épandage et de l'évaporation des flaques, ainsi que les effets inflammables et toxiques. [5]

IV. 5. Les Avantages de logiciel PHAST

- Facilite la réduction des coûts en terme de pertes et d'assurances ;
- Permet l'optimisation de la conception de site et de procédés ;
- Aide l'industrie à se conformer à la législation ;
- Permet une réponse plus rapide en cas d'incidents à risques ;
- Améliore la compréhension des dangers potentiels par les ingénieurs ;
- Les mises à jour régulières du logiciel incorporent les expériences et l'expertise les plus récentes dans l'industrie, ainsi que les dernières avancées dans la technologie de modélisation des conséquences. [5]

IV.6. Les industries utilisant actuellement PHAST

- Pétrole et gaz ;
- Entreprises pétrochimiques ;
- Fabricants de produits chimiques ;
- Gouvernements et autorités chargées de la réglementation ;
- Services de conseil et de conception ;
- Compagnies d'assurance ;
- Universités.

L'OUTIL PHAST

IV.7. Applications de PHAST

- Agencement de site ;
- Contrôle des stocks ;
- Contrôle de pollution ;
- Gestion de crise ;
- Préparation d'une étude de dangers ;
- Evaluation d'opérations non courantes.

IV.8. Evaluation de l'impact des effets du phénomène de BLEVE par PHAST

Afin de réaliser le recensement des biens matériels exposés aux phénomènes dangereux retenus dans notre étude, il est nécessaire de caractériser l'intensité des effets des phénomènes dangereux sur l'environnement proche de l'établissement en fonction de la distance des biens à la source.

Pour ce faire, il est courant dans les études de dangers (EdD), de modéliser de manière graphique, des courbes d'iso-intensité en fonction des seuils d'intensité définis par la réglementation des Installations Classées. [5]

IV.8.1 Résultats et discussion

PHAST calcule automatiquement les différentes étapes (formation éventuelle d'une flaque, dispersion des vapeurs, ...) propres au déroulement d'un accident type.

PHAST utilise les propriétés thermodynamiques issues de la banque de donnée DIPPR (Design Institute for Physical Properties) des produits et il détermine lui-même, en fonction des conditions de pression et de température, les caractéristiques de l'écoulement du fluide; que ce soit un débit liquide, gazeux ou diphasique.

L'OUTIL PHAST

IV.8.2.Modélisation des effets

IV.8.2.1.Effet de dispersion

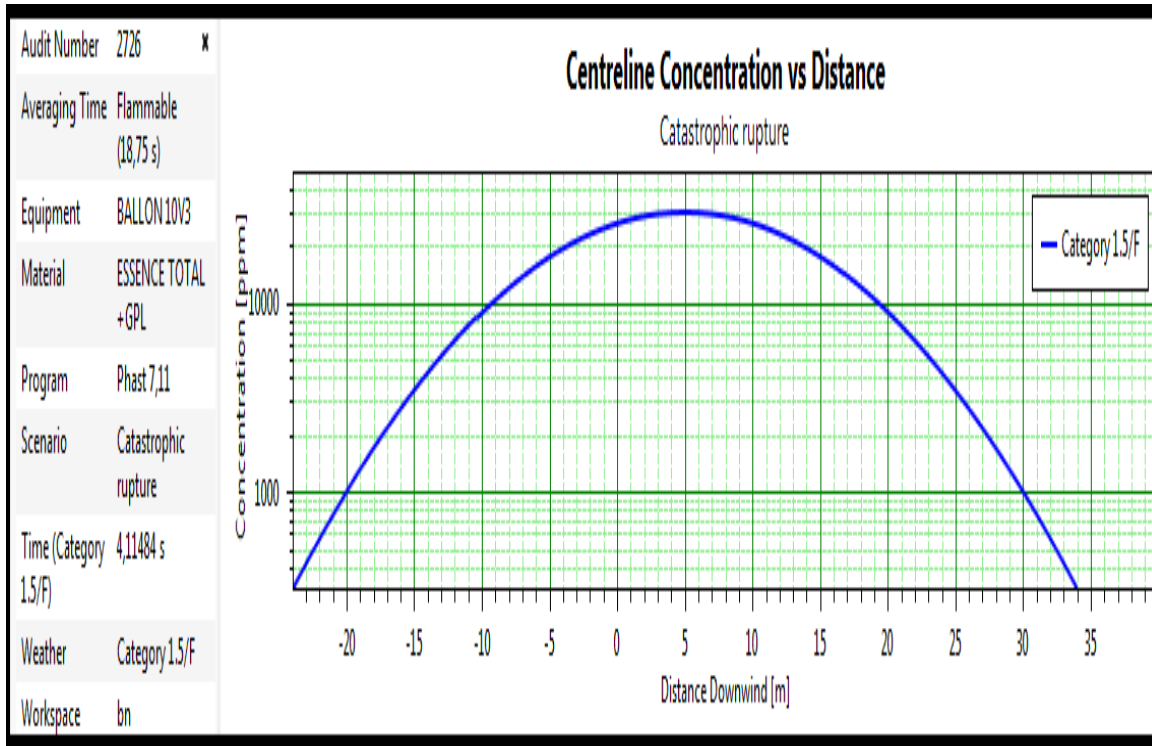


Figure.IV.1 : représente concentration médiane par rapport à la distance

Le graphe montre la variation de la concentration médiane des polluants (essence total + GPL) par rapport à la distance à travers la ligne médiane du nuage et selon la direction du vent. On voit que la concentration atteint leur valeur maximale qui est [12000 ppm] dans une distance [5m] pour une durée de temps de 4.114 s.

L'OUTIL PHAST

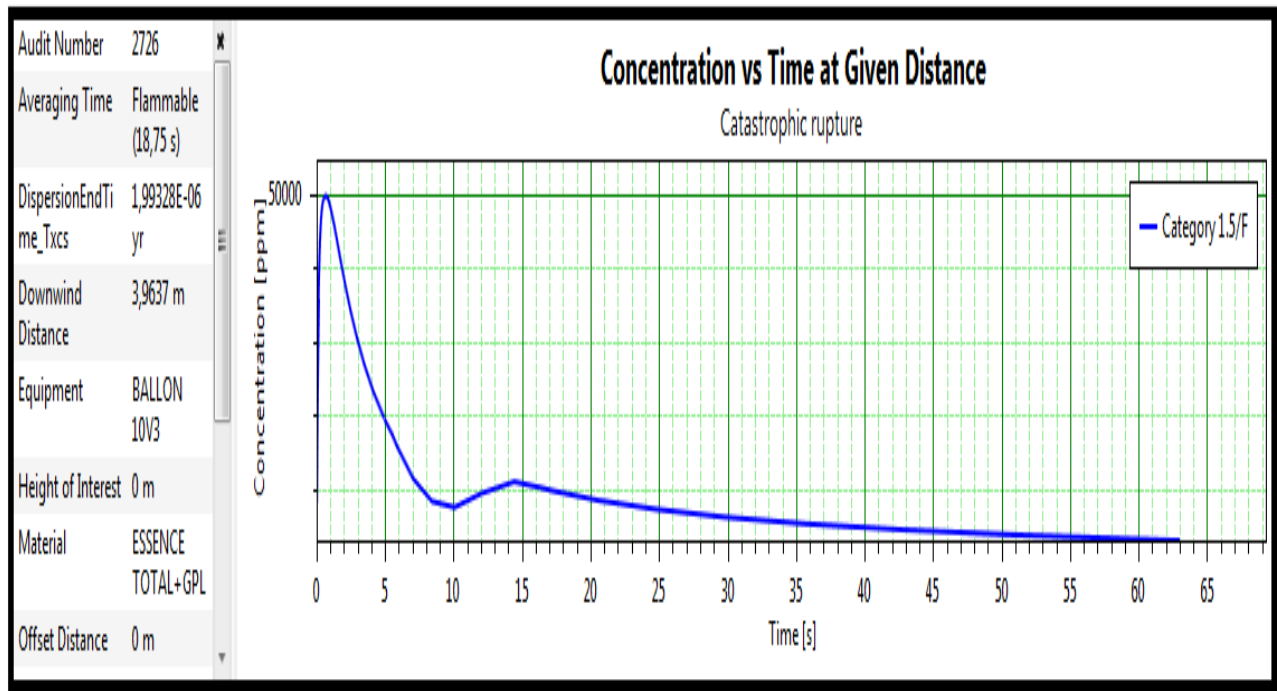


Figure.IV.2 : représente La concentration du polluant en ppm par rapport au temps

Les résultats dans ce graphe sont obtenus à une distance donnée de [3.963 m] à la source d'accident. On constate la rapidité d'augmentation de concentration à cette distance de source [50000 ppm] dans une seconde.

L'OUTIL PHAST

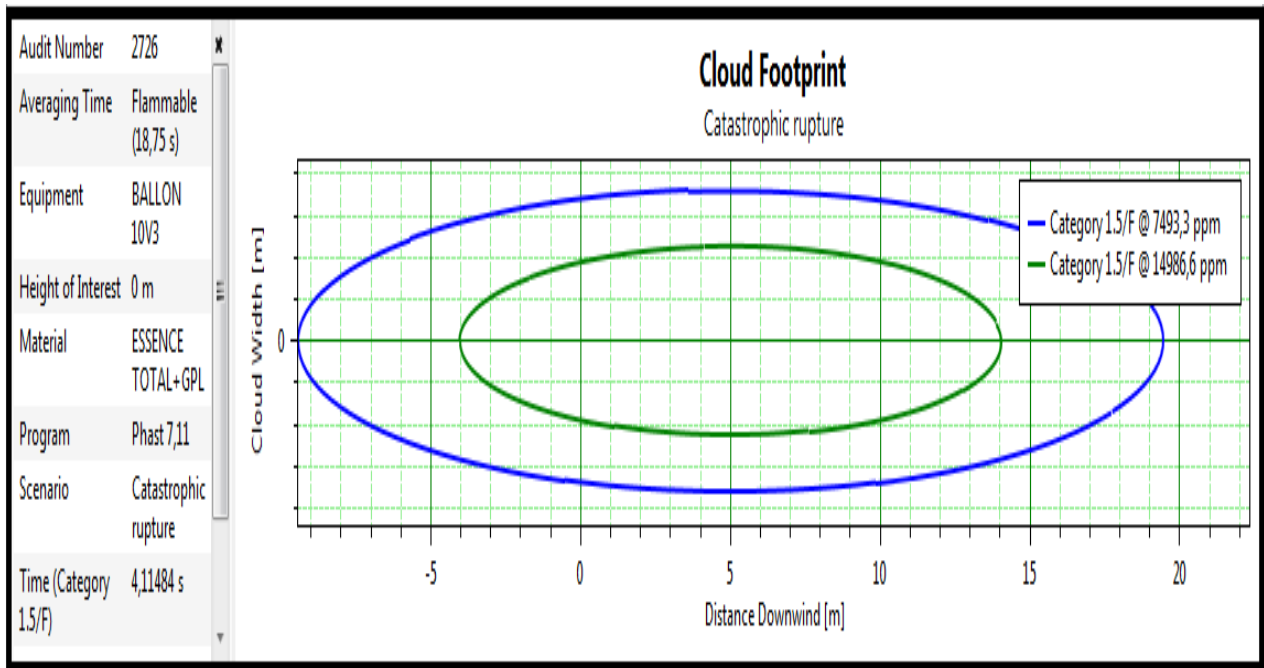


Figure IV.3 : représente nuage empreinte

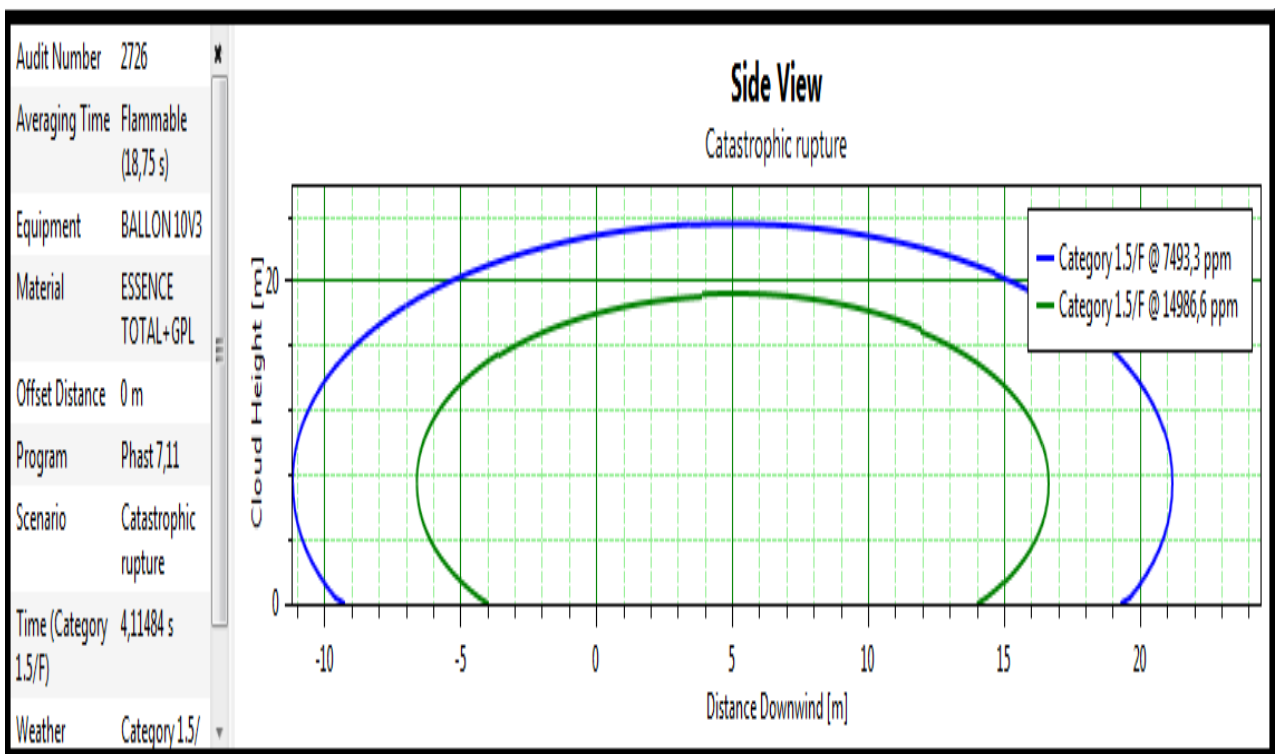


Figure IV.4 : Présente concentrations maximale à l'intérieur du nuage

L'OUTIL PHAST

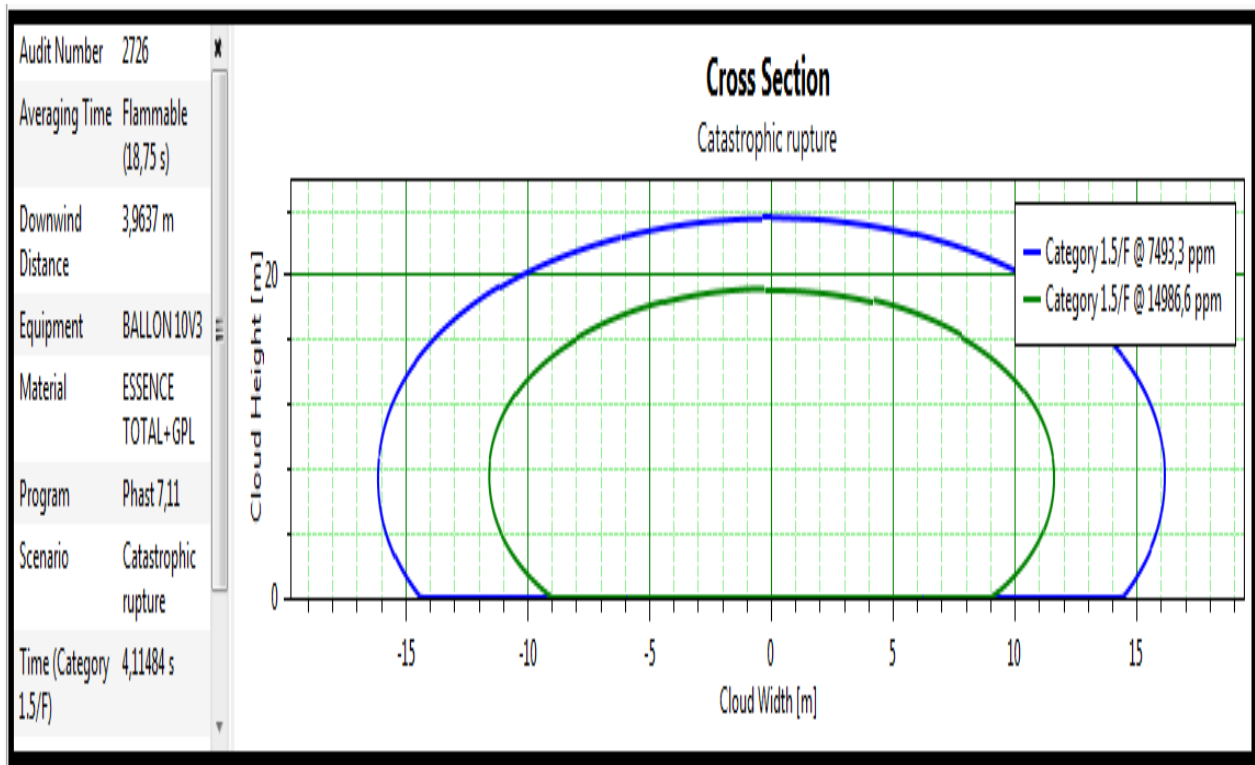


Figure IV.5 : représente la Coupe transversale

La figure (Figure IV.6) montre la forme des contours pour les zones de risque en fonction de la concentration. On remarque que les zones de risque sont proportionnel avec la concentration plus de concentration de essence total + GPL plus le risque est augment, et le contraire est juste.

Les Figures montrent la forme des contours pour concentrations maximale à l'intérieur du nuage, vu de côté par le biais de la ligne médiane du nuage.

L'OUTIL PHAST

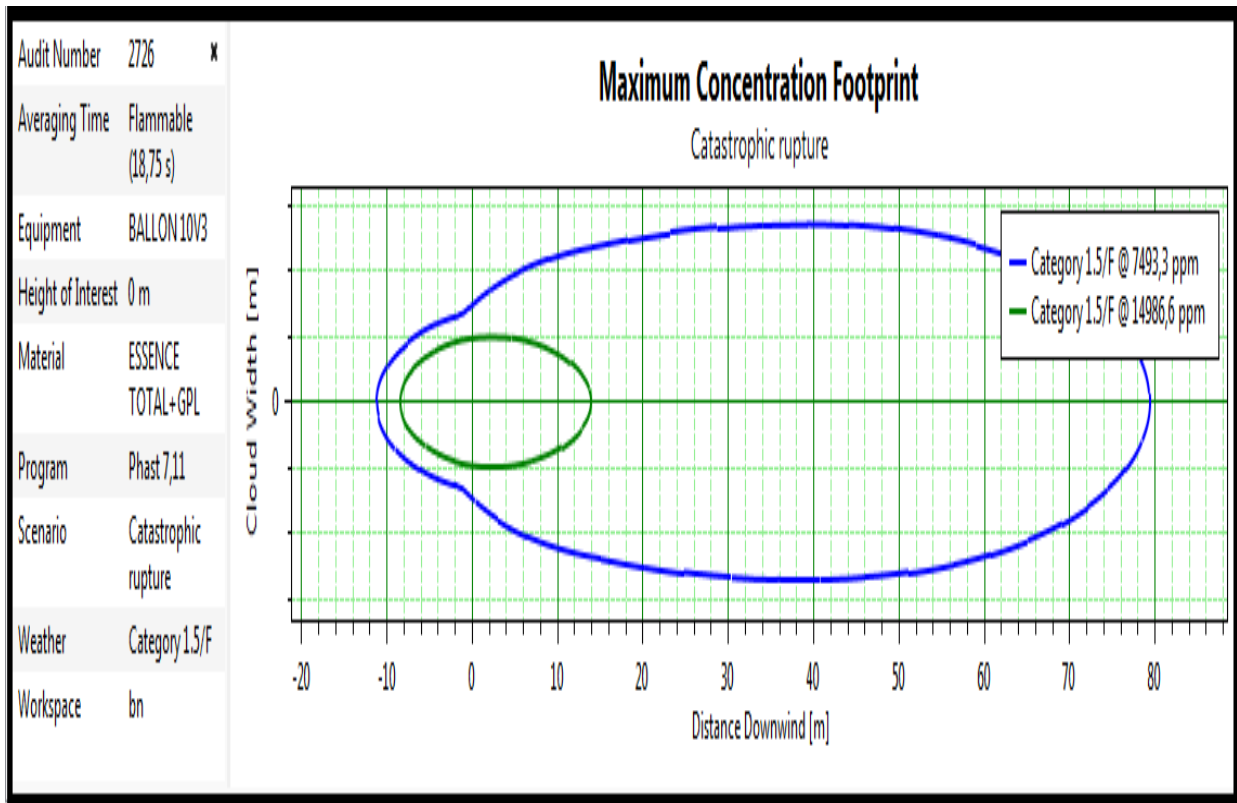


Figure IV.6: représente La concentration maximale du polluant en ppm par rapport à la distance

La figure ci-dessus montre les zones touchées par la dispersion de la pollution d'un grand nuage d'essence total + GPL polluant pendant un temps de suivi qui est due à 18.75secondes.

La 1^{er} zone représente le centre d'accident, et leur concentration atteint une valeur maximale avec une distance courte qui est approximative à l'intervalle suivant [-8– 14] m. Et dans la 2^{ème} zone on remarque que la concentration du essence total + GPL est diminuée par rapport à la concentration initial donc cette diminution est due à la dilution d'un nuage, à cause des facteurs météorologique comme le vent puisque la wilaya de ADRAR est connue par le vent de l'après-midi dominants et la distance de la deuxième nuage varie à un intervalle de distance suivant [-12 – 79,78]m.

D'après ces résultats les zones touchées par le menace du polluant et des flammes est plus de 79.78 mètres, ce qui signifie que la zone de sécurité pour protéger les opérateurs, les

L'OUTIL PHAST

équipements contre les effets de flammes et de pollution commence à partir 100 m de centre d'accident.

IV.8.2.2.Modélisation des effets thermiques

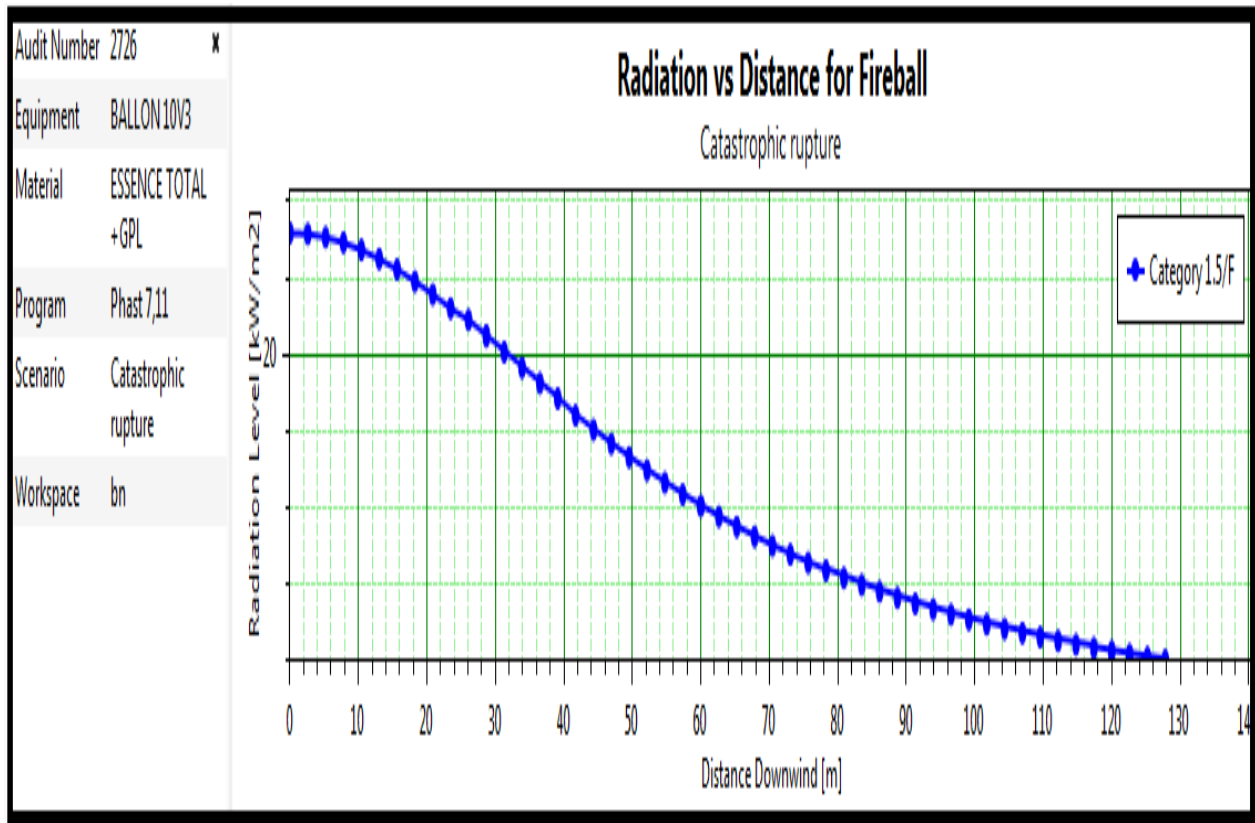


Figure IV.7 : Représente le niveau de propagation de la radiation.

La figure ci-dessus indique le niveau de propagation de la radiation pour le BLEVE en fonction de distance et en fonction de la direction du vent. On remarque qu'il y a la rapidité visuelle pour l'augmentation de niveau de la radiation qu'elle peut atteindre à une valeur maximale qui est [27,54 kW/m²] pour le début d'accident. Et on remarque que le niveau de la propagation de radiation est diminué à une valeur minimale [2,4172kW/m²] en fonction de distance [128m]. D'après ces résultats on conclut que les radiations thermiques atteignent à une distance de 128mètre par rapport à la source de l'accident, alors la distance de sécurité commence à partir de cette valeur.

L'OUTIL PHAST

IV.8.2.3. Modélisation des effets de surpression

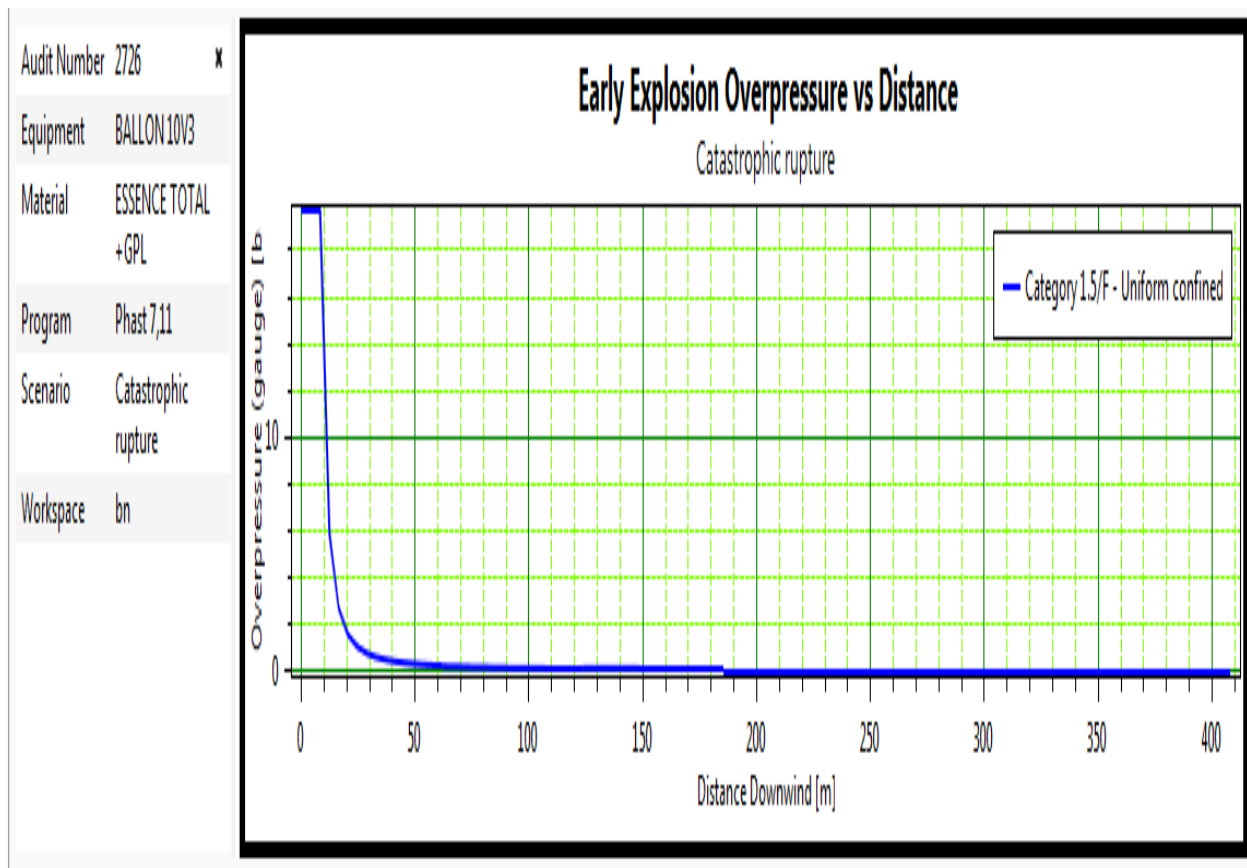


Figure IV.8 : Présente la surpression d'explosion.

Selon l'allure de la courbe présente dans la figure de la surpression d'explosion en fonction de la distance sous le vent. On remarque que la surpression d'explosion atteint à leur valeur maximale qui est [19 bar] dans le début d'accédant. Ensuite on remarque diminution de la surpression d'explosion jusqu'à [0,315 bar] dont la distance [410.22m]. Pour une libération continue, la forme de la courbe reste constante, la surpression d'explosion atteint à leur valeur minimale qui est [0,314 bar].

L'OUTIL PHAST

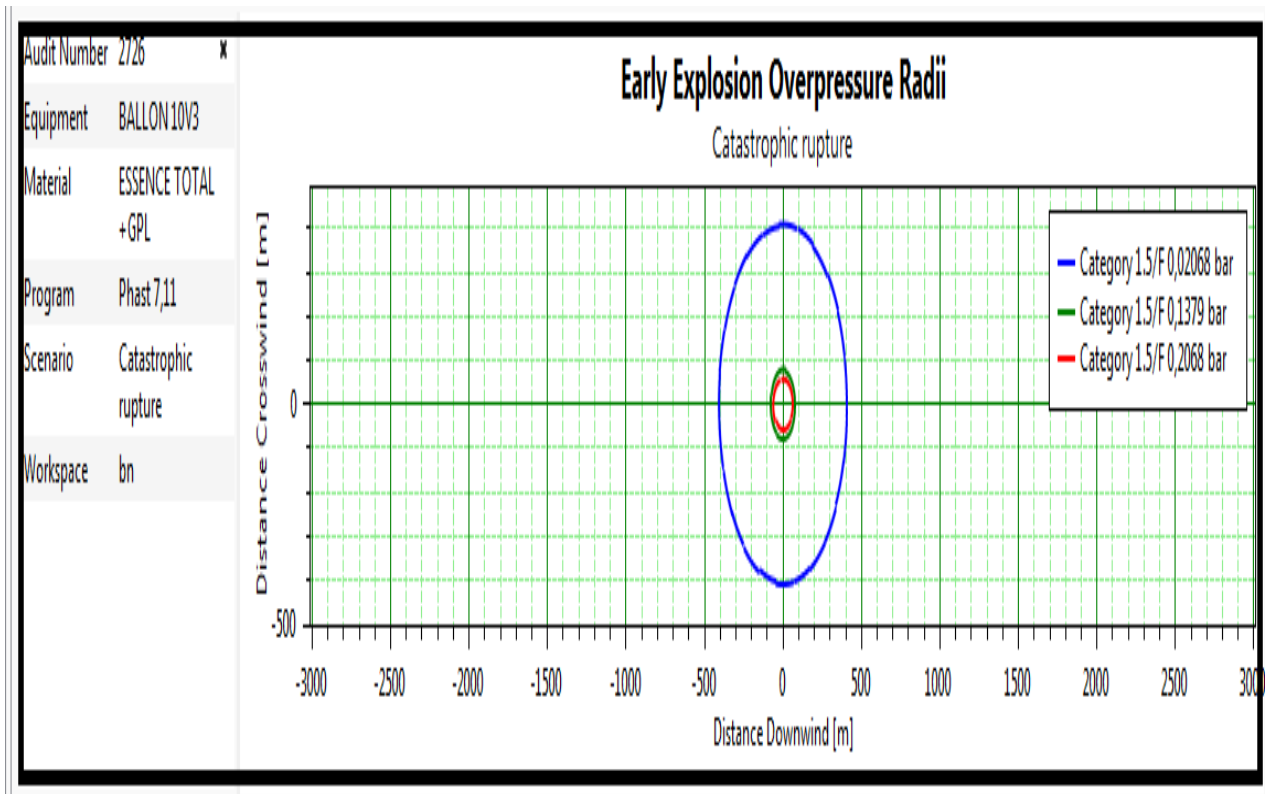


Figure IV.9 : Représente les effets de surpression.

La figure ci-dessus montre que les effets de surpression peuvent toucher la zone à une distance approximative de [400.10 m] à la source de l'accident, c'est-à-dire, la distance de sécurité est de [400.10 m] par rapport à la source de l'accident.

L'OUTIL PHAST

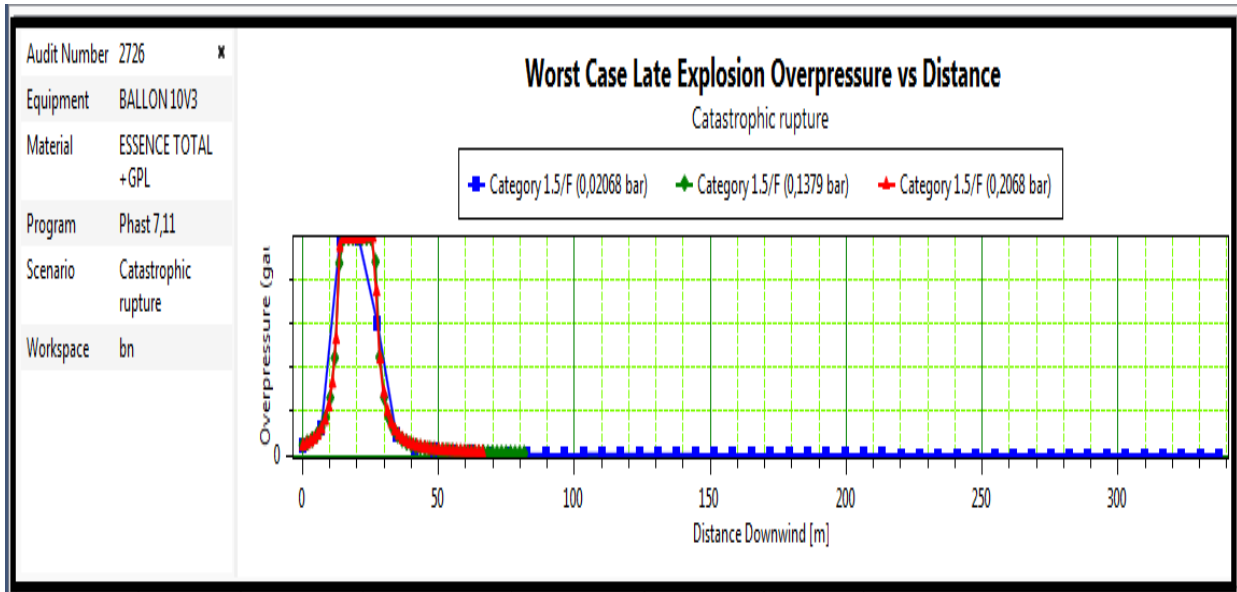


Figure IV.10 : Présente l’explosion de suppression tard

L’allure de la figure (IV.11) présente trois courbes différentes, chaque courbe correspond à une onde d’explosion de suppression.

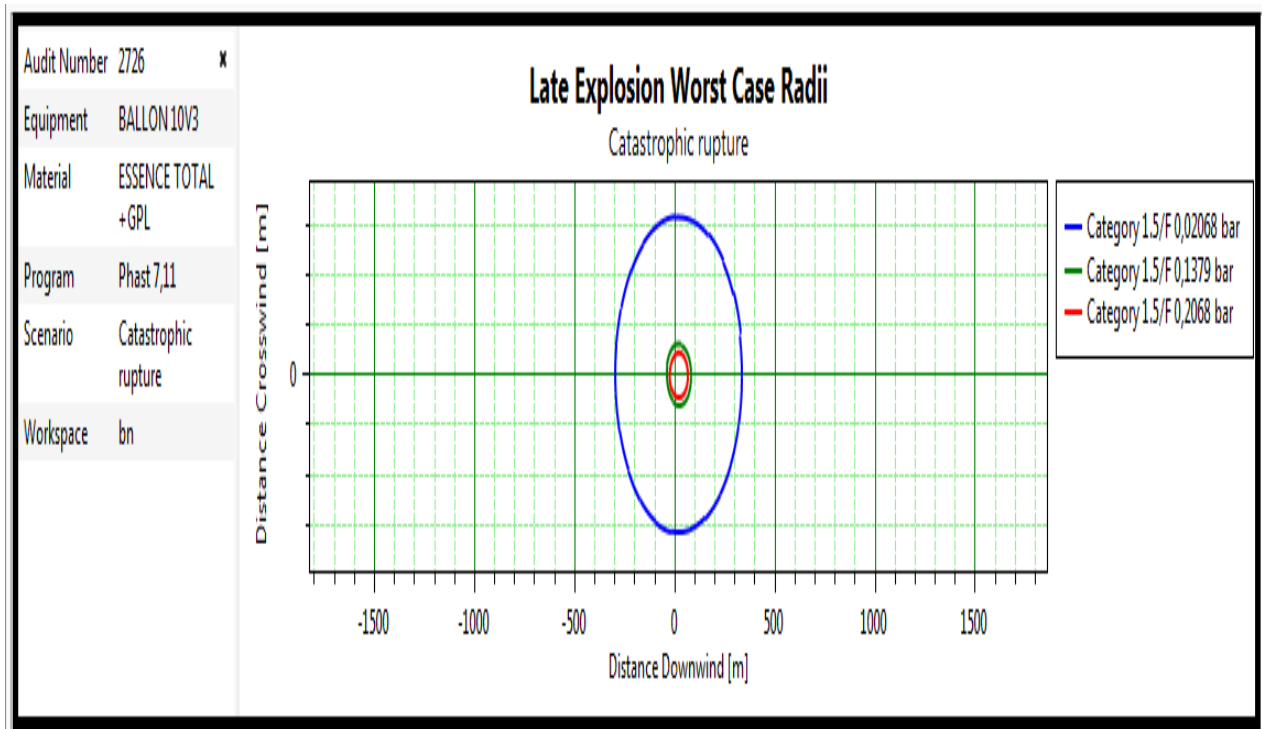


Figure IV.11: Présente l’explosion de suppression tard avec une altitude.

L'OUTIL PHAST

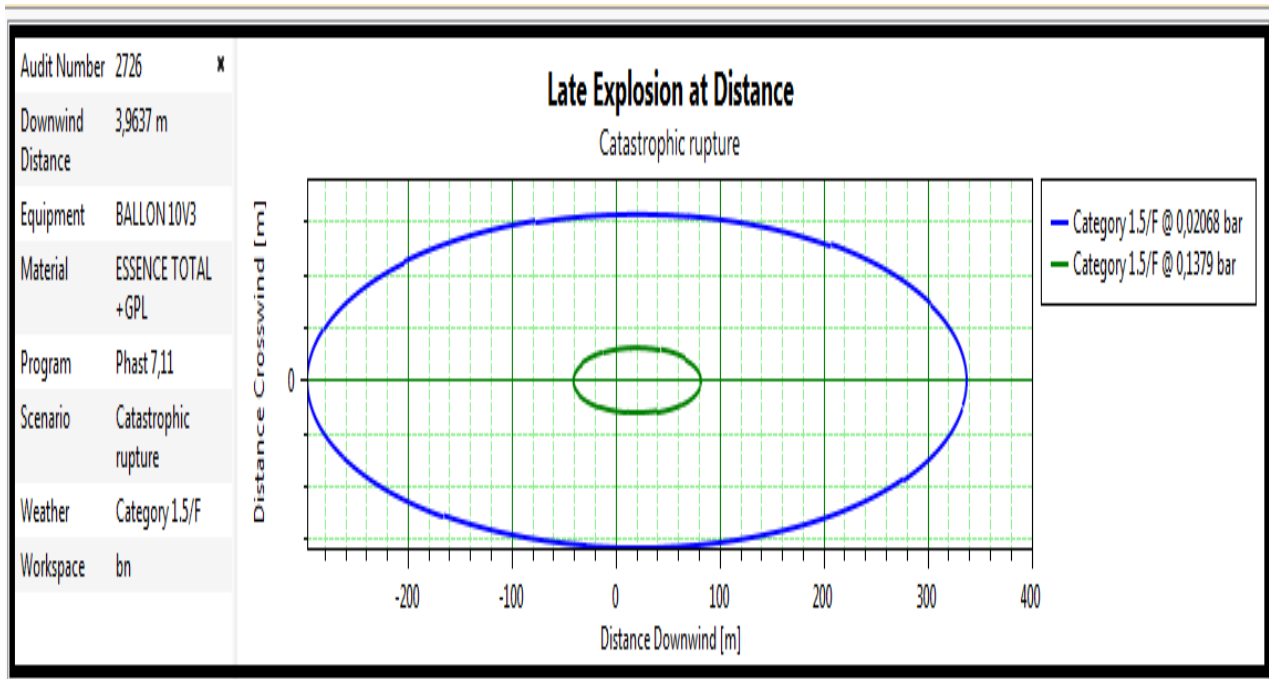
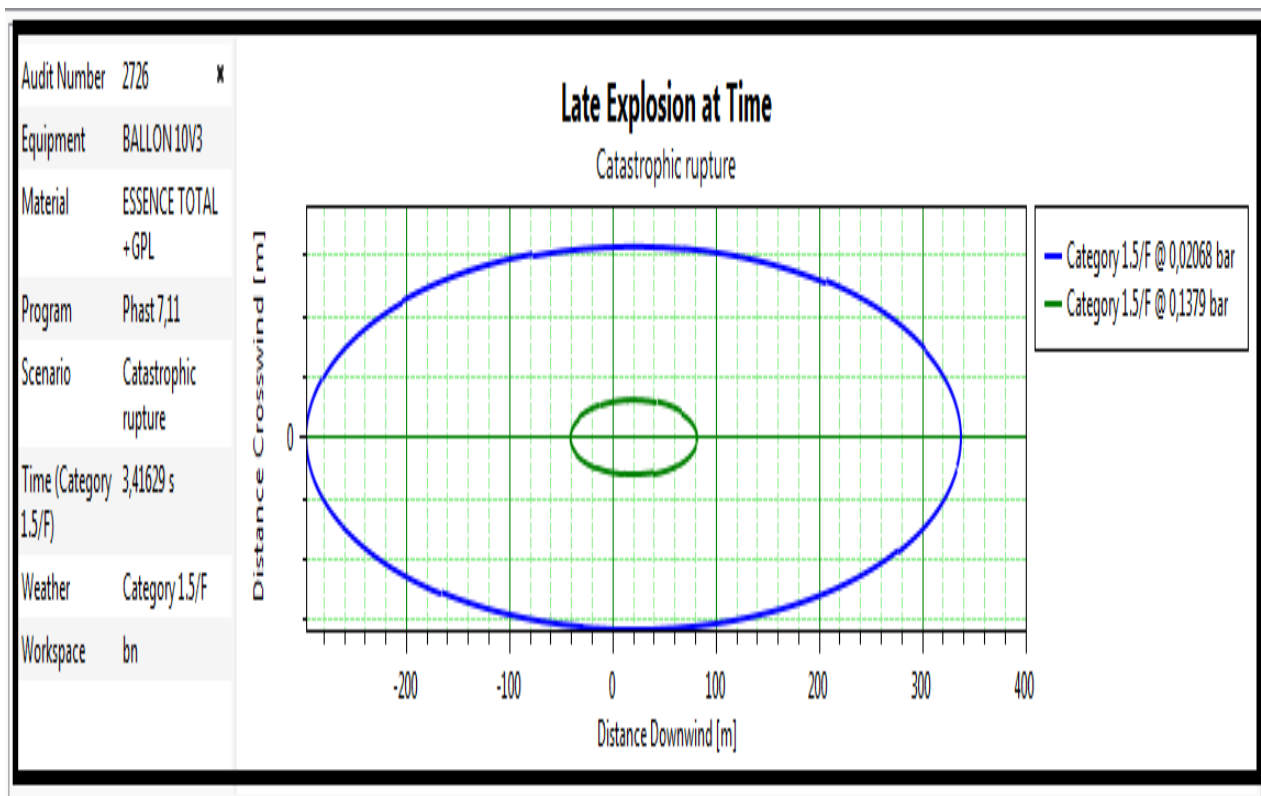


Figure IV.12: Présente l'explosion de suppression tard avec une altitude de distance



L'OUTIL PHAST

Figure IV.13: Présente l'explosion de suppression tard avec une altitude de temps

Le graphe montre la vue de l'accident d'explosion de suppression tard avec une altitude dépasse [340 m].

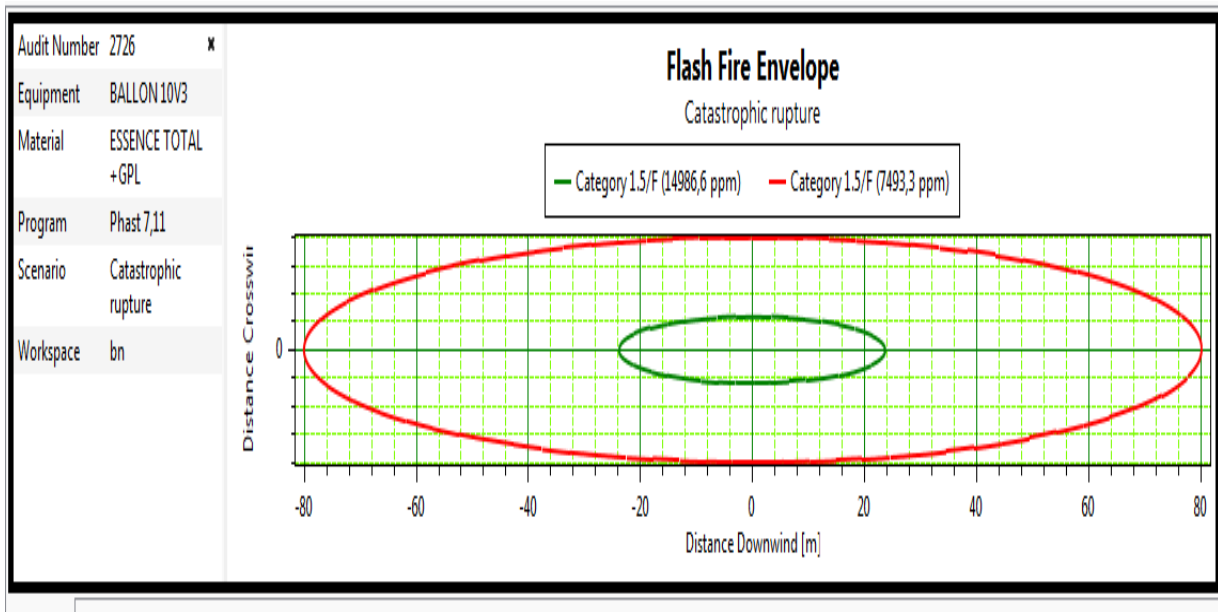


Figure IV.14 : Représente Flash Fier.

Selon cette figure on constate que la zone maximale de Flash Fier couverte par l'enveloppe, à savoir la zone balayée par l'empreinte Flash Fier, à travers toutes les directions du vent.

L'OUTIL PHAST

IV.9. Conclusion

L'outil PHAST s'avère être un instrument essentiel dans l'analyse et la gestion des risques industriels liés aux phénomènes dangereux tels que les explosions. Grâce à ses capacités de modélisation avancées, il permet de simuler avec précision les scénarios d'accidents et d'évaluer les conséquences potentielles sur l'environnement et les populations avoisinantes.

Son principal avantage réside dans sa capacité à générer rapidement des résultats fiables, facilitant ainsi la prise de décision en matière de prévention et de sécurité. En visualisant les zones à risque sur une carte géographique, PHAST offre une représentation claire et intuitive des impacts possibles, ce qui constitue un atout majeur pour les études de dangers et la planification des mesures de protection.

En somme, PHAST est un outil indispensable pour les ingénieurs et les spécialistes en sécurité industrielle, car il contribue à une meilleure compréhension des phénomènes physiques et à une gestion proactive des risques.

CHAPITRE V :
APPLICATION DE
LA METHODE
HAZOP SUR LES
EQUIPEMENTS DE
L'UNITE CDU
D'ADRAR

V.1.Introduction

Ce chapitre est consacré à l'application de la méthode HAZOP (Hazard and Operability Study), un outil d'analyse systématique des risques visant à identifier les dangers potentiels et les problèmes d'opérabilité au sein des installations industrielles.

Afin de maîtriser efficacement cette méthode, l'unité CDU d'ADRAR a été décomposée en neuf équipements principaux, considérés comme des nœuds d'étude. Chacun de ces équipements joue un rôle clé dans la maîtrise et la réduction des risques opérationnels :

- Bac de stockage du brut (T-30103)
- Pompe de charge (P-30102/2)
- Échangeur (E-201102/2)
- Four (F-201101)
- Colonne atmosphérique (C-201102)
- Bac de résidu (T-30403)
- Sphère de stockage (T-30507)
- Bac de naphta (T-30201)

L'analyse HAZOP de ces nœuds permettra de mettre en évidence les déviations possibles, d'en identifier les causes et les conséquences, et de proposer les mesures correctives appropriées afin d'améliorer la sécurité de l'unité.

V.2.HAZOP bac de stockage du brut T- 30103

Le bac de stockage de pétrole brut sont situés dans un bassin de rétention en béton d'une hauteur minimale de 2 m. les caractéristiques principales du bac étudié T-30103 sont reprises dans le tableau ci-dessous.

T- 30103	
Type de bac	Bac de stockage à toit flottant
Substance	Brut stabilisé
T (c°)	T° ambiante
Pression (bar)	Atmosphérique
Volume (m ³)	6000
Densité (kg/m ³)	0,83
Diamètre (m)	23
Hauteur (m)	15,850
Poids à vide Kg	164,550



Figure V.1. : représente Bac de stockage du brut T- 3010

Nœud 01 : Bac de stockage du Brut T- 30103

Déviatiion 1 : Trop de Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
1	<ul style="list-style-type: none"> -Augmentation soudain d'alimentation du brut d'après la ligne d'alimentation des bacs -Les vannes des lignes d'alimentation ne sont pas étanches dans le cas fermées -Défaillance de l'indicateur de niveau ou fausse indication -Erreur opérationnel (Envoi du brut vers un bac déjà rempli, Destination de produit pas changé quant le bac est rempli) 	<ul style="list-style-type: none"> -Inondation de toit flottant du bac -Débordement du produit et possibilité de déclaration d'un incendié 	3	3		<ul style="list-style-type: none"> -LI 50103 (indicateur de Niveau) LAH 50103 (Level Alarm High) (-Système de permutation entre les trois bacs - 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Amélioration de système instrumentation et automatisme (indicateurs, alarmes, extinction automatique ...) -Ajoute d'un interlock pour Très Haut Niveau LAHH pour la coupure d'alimentation (la fermeture des vannes)

						Cuvette de rétention - PII				
--	--	--	--	--	--	-------------------------------	--	--	--	--

Déviation 2 : Pas Assez de Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
2	<ul style="list-style-type: none"> - Fausse indication de niveau ou défaillance de l'indicateur - Fuite importante de la vanne de drainage - Fuite importante au niveau de ligne d'alimentation (pipe, vanne, pompe,...) 	<ul style="list-style-type: none"> -Perturbation de procédé -La pompe d'alimentation d'unité CDU est évacuée ou fonctionne sans capacité suffisante (cavitation de pompe) 	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -LAL 50103 (Level Alarm Low) -LI 50103 (indicateur de niveau) 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Amélioration de système instrumentation (indicateurs, alarme, ...) -Ajoute d'un interlock pour Très Bas Niveau LALL pour l'arrêt des pompes

	- Augmentation soudaine de l'extraction du brut par l'unité de distillation atmosphérique										d'alimentation (Pour éviter la cavitation des pompes)
--	---	--	--	--	--	--	--	--	--	--	---

Déviati3n 3 : Haute Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
3	-La température de l'environnement est élevée (conditions ambiantes >TVR) -Feu à proximité -incendie sur le toit du bac _ feu de joint	-Augmentation de la température de produit ainsi que la pression -Evaporation de produit (TVR « Tension de Vapeur Relative » élevée) -Possibilité de déclaration d'un incendie par émanation des gaz à l'extérieur UVCE	3	3		-TI 50103 (indicateur de température) -Courant de refroidissement -PII	2	1		-Système de refroidissement automatique -Ajouter une alarme Haute Température TAH au DCS -Ajouter détecteur de gaz et feu au niveau de joint de bac (câble thermosensible)

		-Débordement du produit s'il ya une quantité d'eau au fond du bac par l'évaporation d'eau (BoilOver)									
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--

Déviatiion 4 : Basse Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
4	-La température de l'environnement est faible (conditions ambiante)	-Des changements mineurs sur des paramètres de procès	/	/	/	/	/	/	/	/

Déviatoin 5 : Haute Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
5	<ul style="list-style-type: none"> -Haute pression de produit -Augmentation de la température -Feu à proximité (extérieur) 	<ul style="list-style-type: none"> -TVR « Tension de Vapeur Relative » très élevée -Emanation du gaz via les joint d'étanchéité -Possibilité de survenance d'un incendie 	4	2		<ul style="list-style-type: none"> -Courant de refroidissement -PI (indicateur de pression) -PII 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Refroidissement automatique -Amélioration de système d'automatisme (Indicateurs, transmetteur, ...) -PI (indicateur de pression) au niveau de la salle de contrôle -Ajouter une alarme Haute Pression PAH au niveau DCS -Ajouter détecteur de feu et de gaz autour du bac

Déviatiion 6 : Basse Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
6	-La température de l'environnement est faible -Volume de produit stocké est très petite	-L'exportation de produit devient très difficile a cause de quantité de produit et leur pression -L'écoulement de produit dans les canalisations devient difficile	1	2		/	1	1		-PI (indicateur de pression) avec alarme PAL au niveau DCS

Déviatiion 7: Trop de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
	- Erreur opérationnel		3	3			2	1		/

7	-La vanne de ligne d'alimentation complètement ouverte	-Vibration de ligne d'alimentation -Risque d'électricité statique qui peut causer une déclaration d'un incendie -Remplissage rapide du bac (débordement)				-FI 50101/1,2 (indicateur de débit) -la mise a la terre				Entretien périodique de système de sécurité (mise a la terre)
---	--	--	--	--	--	--	--	--	--	---

Déviatiion 7: Pas de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
8	-Fuite au niveau de ligne d'alimentation - Erreur opérationnel -Refoulement de la pompe d'alimentation est très faible	-diversement de produit, évaporation et formation d'un nuage explosif (incendie) -Perturbation de procès	3	3		-FI 50101/1,2 (indicateur de débit) -PII	2	1		-Entretien périodique des installations

*Application de la méthode HAZOP sur les équipements de l'unité
CDU d'ADRAR*

CHAPITRE V

	-La vanne de ligne d'alimentation complètement fermé - Clapet anti retour défaillant									
--	---	--	--	--	--	--	--	--	--	--

V.3.HAZOP du bac de naphta T-30201

Après l'opération de refroidissement de naphta par une série des refroidisseurs et des ballon de décantation, la phase liquide du ballon aspirée par la P- 201 105/1.2 est refoulée dans deux directions différentes, une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux, l'autre partie est refoulée vers les bacs de stockage et sera utilisée comme constituant principal de la charge de l'unité reforming catalytique.

Les caractéristiques principales du bac étudié T-30201 sont reprises dans le tableau ci-dessous.

T- 30201	
Type de bac	Bac à double toits fixe et flottant
T (c°)	T° ambiante
Pression (bar)	Atmosphérique
Volume (m ³)	1000
Densité (kg/m ³)	0,7
Diamètre (m)	10,800
Hauteur (m)	12,690
Poids à vide Kg	30,600



Figure V.2. : représente bac de naphta T-30201

Nœud 02: Bac de Naphta T- 30201

Déviatiion 1 : Trop de Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
1	<ul style="list-style-type: none"> -Augmentation soudain d'alimentation de naphta d'après l'unité de distillation atmosphérique -Les vannes des lignes d'alimentation ne sont pas étanches dans le cas fermées -Défaillance de l'indicateur de niveau ou fausse indication 	<ul style="list-style-type: none"> -Inondation de toit flottant du bac -Débordement du produit et possibilité de déclaration d'un incendie 	3	3		<ul style="list-style-type: none"> -LI 5020 2 (indicateur de niveau) -LAH 50202 (alarme haut niveau) - PII - Cuvette de rétention 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Amélioration de système instrumentation (détecteurs, alarme, ...) -Ajouter un interlock LAHH pour les systèmes ESD « Emergency Shut Down » pour la fermeture des vannes d'alimentation ou arrêt des pompes d'expédition

Déviatiion 2 : Pas assez de niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
2	<ul style="list-style-type: none"> - Fausse indication de niveau ou défaillance de l'indicateur - Diversement de produit durant le drainage - Fuite importante au niveau de ligne d'alimentation (pipe, vanne, pompe,...) 	<ul style="list-style-type: none"> -Perturbation de production -La pompe d'alimentation est évacuée ou fonctionne sans capacité suffisante (Cavitation de pompe) 	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -LI 5020 2 (indicateur de niveau) -LAL 50202 (alarme bas niveau) 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Amélioration de système instrumentation (détecteurs, alarme, ...) -Ajouter un interlock LALL pour les systèmes ESD « Emergency Shut Down »

Déviati3n 3 : haute température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
3	-La température ambiante est élevée		3	3			2	1		-Système de refroidissement automatique

	<p>-Feu à proximité</p> <p>-Refroidissement insuffisante au niveau de circuit (aeros, refroidisseur, ...)</p>	<p>-Augmentation de la température de produit ainsi que la pression</p> <p>-Evaporation de produit (TVR « Tension de Vapeur Relative » élevée)</p> <p>-Possibilité de déclaration d'un incendie</p>				<p>-TI 50201/2, 3,4 (indicateur de température)</p> <p>- Des événements d'aération (reniflard)</p> <p>-Courant de refroidissement</p> <p>-PII</p>				<p>-Alarme TAH au niveau DCS« Distributed Control System »</p> <p>-Systèmes de détections feu et gaz</p>
--	---	---	--	--	--	---	--	--	--	--

Déviatiion 4 : Basse Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
4	-la température de l'environnement est faible	Néant	/	/	/	/	/	/	/	/

Déviatiion 5 : Haute Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
5	<ul style="list-style-type: none"> -Haute pression de produit -Augmentation de la température -Feu à proximité 	<ul style="list-style-type: none"> -TVR «Tension de Vapeur Relative » très élevée -Les exigences de sécurité sont élevées -Possibilité de survenance d'un Incendie/explosion 	3	3		<ul style="list-style-type: none"> -PI 50202/3 (indicateur de pression) -Courant de refroidissement -Des évènements d'aération (reniflard) 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Refroidissement automatique -Amélioration de système d'automatisme (détecteur, transmetteur, ...) -Alarme PAH au niveau DCS« Distributed Control System » -Détecteur du gaz et feu

Déviatiion 6 : Basse Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
6	<p>-La température ambiante est faible</p> <p>-Volume de produit stocké est très petite</p>	<p>-L'exportation de produit devient très difficile a cause de quantité de produit et leur pression</p>	1	2		<p>-PI 50202/3 (indicateur de pression)</p>	1	1		<p>-Alarme PAL au niveau DCS« Distributed Control System »</p>

Déviatiion 7: Trop de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
7	- Erreur opérationnel -La vanne de ligne d'alimentation complètement ouverte	-Vibration de ligne d'alimentation -Risque d'électricité statique qui peut causer une déclaration d'un incendie -Remplissage rapide de bac	3	2		-PII	1	2		-Indication de débit FI au niveau de salle de contrôle -Alarme FAH au niveau DCS« Distributed Control System »

Déviatiion 7: Pas de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
8	- Erreur opérationnel	-Perturbation de procès	3	2		-PII	1	2		-Indication de débit FI au niveau de salle de contrôle

	<p>-Refoulement de la pompe P-201 105/1.2 d'alimentation est très faible</p> <p>-Fuite au niveau de ligne d'alimentation</p>	<p>-Risque incendie</p>							<p>-Alarme FAL au niveau DCS« Distributed Control System »</p>
--	--	-------------------------	--	--	--	--	--	--	--

V.4.HAZOP du bac de résidu T- 30403

Le brut résidu au fond de la colonne atmosphérique est aspiré par la pompe P -201 111 / 1.2 et refoule à travers une série des échangeurs pour le chauffage du brut.

À la sortie de E-201 106, une partie du résidu alimente directement l'unité de craquage catalytique (comme charge), tandis que l'autre partie passe à travers le condenseur à eau E-201 120 et expédiée vers le bac de stockage.

Les caractéristiques principales du bac étudié T-30403 sont reprises dans le tableau ci-dessous.

T- 30403	
Type de bac	Bac de stockage à toit fixe
Substance	BRA (brut résidu atmosphérique)
T (c°)	T° ambiante
Pression (bar)	Atmosphérique
Volume (m ³)	3000
Densité (kg/m ³)	0,7
Diamètre (m)	17
Hauteur (m)	15,850
Poids à vide Kg	75,800



Figure V.3. : représente bac de résidu T- 30403

Nœud 03: Bac Résidu T- 30403

Déviatiion 1 : Trop de Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
1	<ul style="list-style-type: none"> - Augmentation soudaine de produit d'alimentation -La vanne de sectionnement de la ligne d'alimentation n'est pas étanche -Mal indication de niveau à cause d'une défaillance de l'indicateur 	-Débordement de produit	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -Indicateur de niveau LI 50401/2,3 -LAH 50401/2,3 (Level Alarm High) 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Amélioration de système instrumentation (Indicateurs, alarme, ...) -Interlock LAHH pour l'arrêt d'alimentation

Déviatiion 2 : Pas Assez du Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
2	<ul style="list-style-type: none"> - Fausse indication de niveau ou défaillance de l'indicateur -Vanne de drainage n'est pas étanche -Fuite importante au niveau de ligne d'alimentation (pipe, vanne, pompe,...) 	<ul style="list-style-type: none"> -Manque de la matière première de l'unité RFCC (perturbation de procès) -Mauvaise aspiration de produit par la pompe peut provoquer un dommage au niveau de pompe (Cavitation) 	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -indicateur de niveau (LI 50401/2,3 -LAL 50401/2,3 (Level Alarm Low) 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Amélioration de système instrumentation (Indicateurs, détecteurs, alarme, ...) -Interlock LALL pour l'arrêt des pompes d'aspiration -Une ligne de circulation minimale pour la protection des pompes

Déviati3n 3 : Haute Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
3	<ul style="list-style-type: none"> -La température de l'environnement est élevée -Chauffage incontrôlée -Feu à proximité 	<ul style="list-style-type: none"> -Augmentation de la température de produit ainsi que la pression -Evaporation de produit (TVR élevée) -Ebullition de produit s'il y a une quantité d'eau peut causer plusieurs dangers 	3	3		<ul style="list-style-type: none"> -Calorifugeage des bacs de résidu pour éviter la transformation de température externe vers l'intérieur -indicateur de température TI 50401/2,3 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Système de refroidissement automatique - Alarme TAH au niveau DCS« Distributed Control System »

Déviati3n 4 : Basse Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
4	<p>-La température ambiante est faible</p> <p>-Chauffage insuffisant de produit</p>	<p>-Mauvaise opération d'alimentation de l'unité RFCC</p> <p>-La congélation de produit et endommagement de serpentin de chauffage (bouchage)</p>	2	2		<p>-Installation de vapeur se forme de serpentin au fond de bac</p> <p>-Calorifugeage de bac pour conserver la température de produit</p> <p>-TI 50401/2 ,3 (indicateur de température)</p>	1	1		<p>-Contrôle la température de procès</p> <p>-Alarme TAL au niveau DCS« Distributed Control System »</p>

Déviatiion 5 : Haute Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
5	<ul style="list-style-type: none"> -haute pression de produit -augmentation de la température -feu à proximité 	<ul style="list-style-type: none"> -les exigences de sécurité sont élevées - évaporation du produit (TVR « Tension de Vapeur Relative » élevé) 	2	2		-PI 50401(indicateur de pression)	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Alarme PAH au niveau DCS« Distributed Control System » -Ajouter un PSV au niveau du bac (crachement vers la ligne blow-down)

Déviatiion 5 : Basse Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
6	<p>-la pression de produit est très faible</p> <p>-volume de produit stocké est très petite</p> <p>-le taux de TVR « Tension de Vapeur Relative »de produit est faible</p>	<p>-l'exportation de produit devient très difficile a cause de quantité de produit et leur pression</p>	1	2		-PI 50401 (indicateur de pression)	1	1		-Alarme PAL au niveau DCS« Distributed Control System »

Déviatiion 7: Trop de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
7	<ul style="list-style-type: none"> - Erreur opérationnel -La vanne de ligne d'alimentation complètement ouverte 	<ul style="list-style-type: none"> -Vibration de ligne d'alimentation -Risque d'électricité statique qui peut causer une déclaration d'un incendie -Remplissage rapide de bac 	2	2		/	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -Indication de débit FI au DCS« Distributed Control System » -Alarme FAH au niveau de DCS « Distributed Control System »

Déviatiion 7: Pas de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
8	<ul style="list-style-type: none"> - Erreur opérationnel -Refoulement de la pompe P -201 111 / 1.2 d'alimentation est très faible -Fuite au niveau de ligne d'alimentation 	-Perturbation de procès	2	2		/	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -Indication de débit FI au DCS « Distributed Control System » -Alarme FAL au niveau de DCS« Distributed Control System » -Détecteur de flamme et de gaz

• **V.5.HAZOP du ballon D-201 201**

Les vapeurs de tête de la colonne C-201 201(colonne stabilisatrice) sont condensées au niveau du condenseur E-201 203 et recueillies dans le ballon de reflux D-201 201. Les caractéristiques principales de ballon étudié D-201 201 sont reprises dans le tableau ci-dessous.

D- 201 201	
Equipement	Ballon de décantation
Substance	GPL
T (c°)	T° ambiante
Pression MPa	1,45
Volume (m ³)	17,2
Poids à vide Kg	5868



Figure V.4. : représente Ballon D-201 201

Nœud 04 : Ballon D-201201

Déviatiion 1 : Trop de Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
1	<ul style="list-style-type: none"> -Alimentation de produits non contrôlé (les vannes ne sont pas étanches) -Fausse indication de niveau ou défaillance de l'indicateur -L'excès de refoulement de produit par la pompe P-201 201/1.2 de remplissage -Quantité d'eau important dans le produit 	<ul style="list-style-type: none"> -Remplissage complète de ballon -Augmentation de pression au niveau de ballon 	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -LICA 42201 (Level Indicator Controler Analys) -Drainage de quantité d'eau formée 	2	1		-Entretien périodique des vannes

Déviatiion 2 : Pas assez de niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
2	- Fausse indication de niveau ou défaillance de l'indicateur -Diversement de produit durant le drainage -Fuite importante au niveau de ligne d'alimentation (pipe, vanne, pompe,...)	-La pompe d'exportation est évacuée ou sans débit suffisant	2	2		-LICA 42201 (Level Indicator Controler Analys)	2	1		-Amélioration de système instrumentation (Indicateurs, alarme, ...)

Déviatiion 3 : Haute Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
3	<p>-La température de l'environnement est élevée</p> <p>-Source de chaleur externe (feu à proximité)</p> <p>-Refroidissement insuffisante au niveau de circuit (aèros, refroidisseur, ...)</p>	<p>-Augmentation de la température de produit ainsi que la pression</p> <p>-Evaporation de produit (TVR « Tension de Vapeur Relative » élevée)</p> <p>-Possibilité d'explosion</p>	3	3		<p>-TI 42202 (indicateur de température)</p> <p>-Calorifuge de ballon</p>	2	1		<p>-Déecteur de gaz et flamme</p> <p>-Alarme TAH au niveau DCS« Distributed Control System »</p>

Déviatiion 4 : Basse Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
4	-La température de l'environnement est faible	Néant	/	/	/	/	/	/	/	/

Déviatiion 5 : Haute Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
5	<ul style="list-style-type: none"> -Haute pression de produit -Augmentation de la température -Feu à proximité 	-Possibilité de survenance d'une explosion	3	3		<ul style="list-style-type: none"> -PICA 42202 (indicateur de pression) -Soupape de sécurité (PSV) vers la torche (blow down) 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Refroidissement automatique -Amélioration de système d'automatisme (détecteur, transmetteur, ...) -Alarme PAH au niveau de la salle de contrôle -détecteur de flamme et de gaz

Déviatiion 6 : Basse Pression

item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
6	<p>-La température de l'environnement est faible</p> <p>-Volume de produit stocké est très petite</p>	-l'exportation de produit devient très difficile a cause de quantité de produit et leur pression	1	2		- PICA 42202 (indicateur de pression contrôlé)	1	1		-Alarme PAL au niveau de la salle de contrôle

Déviatiion 7: Trop de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
7	- Erreur opérationnel -La vanne de ligne d'alimentation complètement ouverte	-Vibration de ligne d'alimentation -Risque d'électricité statique qui peut causer une déclaration d'un incendie -Remplissage rapide de ballon	3	3		-FICA 42201 (indicateur de débit contrôlé)	2	1		-Alarme FAH au niveau DCS« Distributed Control System »

Déviatiion 7: Pas de débit

item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
8	<ul style="list-style-type: none"> - Erreur opérationnel -La vanne de ligne d'alimentation complètement fermée -Fuite au niveau de ligne d'alimentation 	<ul style="list-style-type: none"> -Pas de produit dans le ballon -Perturbation de procès 	2	2		- FICA 42201 (indicateur de débit contrôlé)	2	1		-Alarme FAL au niveau DCS« Distributed Control System »

V.6.HAZOP de la colonne de distillation atmosphérique C-201 102

Le brut entre dans la colonne atmosphérique par la zone de flash, au niveau du plateau 47. Les fractions légères migrent vers la zone de rectification tandis que le brut réduit tombe au niveau de la zone d'épuisement au fond de la colonne.



**Figure V.5 : représente la colonne de distillation atmosphérique
C-201 102**

Nœud 05 : La Colonne de distillation atmosphérique C-201 102

Déviatation 1 : Haut de Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
1	<p>-Mauvaise séparation à l'intérieur de colonne forme une quantité importante de BRA « Brut Résidu Atmosphérique » au fond de colonne</p> <p>-Trop de débit de linge d'alimentation</p> <p>-Les pompes P-201 111/1,2 d'aspiration de BRA vers les bacs de stockage sont défaillantes</p>	<p>-Produits ne sont pas finis</p> <p>-Perturbation de procès</p>	3	2		<p>-indicateur de niveau LI (11102)</p> <p>-indicateur de niveau contrôlé LICA (11101)</p>	2	1		/

Déviatation 2 : Pas de Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
2	-Fuite ou rupture au niveau de Ligne d'alimentation -Fausse indication de LI 11102 et LICA 11101	-Cavitation des pompes d'aspiration	3	2		-indicateur de niveau LI (11102) -indicateur de niveau contrôlé LICA (11101)	2	1		/

Déviati3n 3 : Haute Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
3	-Température du brut sortant de four (F-201101) est très élevée - Source de chaleur externe	-Augmentation de pression à l'intérieur de colonne - Perturbation de l'opération de séparation	3	2		-indicateur de température TI (1110/3, 4, 6, 7)	2	1		/

Déviatiion 4 : Basse Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
4	-Mauvaise échauffement de brut dans le four F-201101	-perturbation de l'opération de séparation a l'intérieur de four (mauvaise séparation) -les produits résultants ne sont pas finis (off spec)	2	2		-indicateur de température TI (1110/3, 4, 6, 7)	2	1		/

Déviatiion 5 : Haute Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
5	-Augmentation de la température -Augmentation de pression du brut durant l'opération de chauffage dans le four	Néant	1	2		-Deux indicateur de pression PI 1110/1,2 l'un au niveau de tête de colonne et l'autre au niveau de l'entrée de brut (plateau 47)	1	1		/

Déviatiion 6 : Basse Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
6	-Température et pression de brut sont faibles à partir de l'opération de préchauffage	-Mauvaise écoulement des produits résultants -Débit faible	1	2		-Deux indicateur de pression PI 1110/1,2 l'un au niveau de tête de colonne et l'autre au niveau de l'entrée de brut (plateau 47)	1	1		/

Déviatiion 7: Trop de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
7	-Débit élevée de la source d'alimentation	-Grande quantité de BRA (brut résidu atmosphérique) -Opération de séparation des produits anormale	2	2		FI indicateur de débit local au niveau de ligne d'alimentation	2	1		-Indication de débit FI à la salle de contrôle avec alarme FAH

Déviatiion 8: Pas de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
	-Fuite de brut (rupture de ligne d'alimentation)	-Perturbation de production des produits (quantité)	2	2			2	1		

8	-Défaillance de FI (indicateur local de débit) -Basse pression du brut				-FI (indicateur de débit local) au niveau des lignes d'alimentation			-Indication de débit FI à la salle de contrôle avec alarme FAL
---	---	--	--	--	---	--	--	--

V.7.HAZOP d'échangeur E-201102/2

le brut passe à travers l'échangeurs E-201 102 /1, 2 situés sur deux tronçons parallèles ou il est chauffé par les vapeurs de tête des colonnes atmosphérique C – 201102, le brut entre l'échangeur par la température ambiante (20-35 °C) , après l'échange thermique, le brut retrouve la ligne principale à la température de 91 °C .les caractéristiques principales de l'échangeur étudiée E- 201 102/2 sont reprises dans le tableau ci-dessous.

E-201102/2		
Coté	tubes	Calandre
Fluide	Pétrole brut	Naphta
Pression max de service MPa	2,34	0,23
Pression de calcule	2,6	0,35
Température de calcule °C	110	150
Traitement thermique	oui	Oui
Epaisseur mm	3	3
Poids à vide Kg	7862	



Figure V.6 : représente d'échangeur E-201102/2

Nœud 06 : Echangeur E-201102/2

Déviatiion 1 : Haute Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
1	<ul style="list-style-type: none"> -Température du brut très élevée (température estivale) - Source de chaleur externe (feu) -Température de produit de coté calendre est très élevé (naphta) 	<ul style="list-style-type: none"> -Diminution de la résistance thermique des tubes de l'échangeur - Augmentation de la pression aux tuyauteries - Inflammation spontanée 	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -TI (indicateur local de la température) -Contrôle local par l'operateur 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Indication de température TI avec alarme TAH au niveau de DCS « Distributed Control System » -Ajouter des détecteurs de feu et de gaz - Entretien les instruments de mesure detempérature

Déviatiion 2 : Basse Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
2	<p>-La température de l'environnement est faible</p> <p>-La température de produit d'échange est faible (naphta de tête de colonne atmosphérique)</p>	<p>-Mauvaise échange (transfert) de température</p> <p>-Perturbation de procès</p> <p>-Diminution de l'efficacité de l'échange thermique</p>	1	2		<p>-TI (indicateur local de la température)</p> <p>-Contrôle local par l'opérateur</p>	1	1		<p>-Indication de température TI avec alarme TAL au niveau de DCS</p> <p>-Ajouter des détecteurs de feu et de gaz</p> <p>- Entretien les instruments de mesure detempérature</p>

Déviatiion 3 : Haute Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
3	<ul style="list-style-type: none"> -Haute pression de produit à la tête de colonne (naphta) -Augmentation de la température -Pression de refoulement très élevée 	<ul style="list-style-type: none"> -Erosion des tubes -Perçage des tubes, donc l'introduction du naphta dans les tubes 	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -PI (indicateur local de la pression) -Contrôle local par opérateur. 	2	1		-Indication de pression PI avec alarme PAH au niveau de DCS

Déviatiion 4 : Basse Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
4	<p>-Pression de refoulement est basse</p> <p>-Basse température des produits d'échange (brut, naphta)</p> <p>-Une fuite importante du brut ou de naphta quelque part</p>	<p>-Mauvaise écoulement de produit dans les canalisations</p> <p>-Débit faible</p>	2	2		<p>-PI (indicateur local de pression)</p> <p>-Contrôle local par opérateur.</p>	1	1		<p>-Indication de pression PI avec alarme PAL au niveau de DCS</p> <p>-Détecteur de gaz et de feu</p> <p>- Un caméra de télésurveillance</p>

Déviatiion 5: Trop de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
5	<p>-La vanne de ligne d'alimentation complètement ouverte</p> <p>-Déclenchement accidentelle de la deuxième pompe P-30102 /1,2d'alimentation de brut</p>	<p>-Surpression à l'intérieur des tubes de l'échangeur</p> <p>-L'érosion de la tuyauterie</p>	2	2		-FI (indicateur local de débit)	2	1		<p>-Indication de débit FI avec alarme FAH au niveau de DCS</p> <p>-Automatisé le système de démarrage de pompes pour éviter le déclenchement accidentelle des pompes</p>

Déviatiion 6: Pas de Débit

item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
6	<ul style="list-style-type: none"> -Dégradation ou l'arrêt de pompesP- 30102 /1,2 d'alimentation -Fuite quelque part de brut -Formation de dépôt dans les tubes -Bouchage des tubes 	<ul style="list-style-type: none"> -Perturbation de procès -Mauvaise échange de température 	2	2		-FI (indicateur local de débit)	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Indication de débit FI avec alarme FAL au niveau de DCS -Nettoyage périodique des tubes

V.8.HAZOP de Four F-201 101

Le chauffage du brut se fait au niveau du four atmosphérique F- 201 101 qui est un four cylindrique vertical. A la sortie d'E- 201 114, le brut a une température de 262 °C, il entre par deux passes au niveau de la zone de convection du four F- 201 101, puis traverse la zone de radiation où se fait l'essentiel du transfert thermique.

A la sortie du four, le brut a une température de 360 °C.



Figure V.7. : représente Four F-201 101

Nœud 07: Four F-201 101

Déviatiion 1 : Haute Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
1	<p>-Température du brut très élevée durant l'opération de préchauffage</p> <p>- Source de chaleur externe</p> <p>-la température des bruleurs est très élevée (mauvais régulation des vanne de gaz d'alimentation)</p>	<p>-Augmentation de pression du brut à l'intérieur de serpentins</p> <p>-possibilité d'endommagement Des serpentins</p> <p>-diminution de résistance des serpentins</p> <p>-incendié à l'intérieur de four</p>	3	3		<p>-TICA 11206 au niveau des zones de convection et radiation</p> <p>-système d'ESD (emergency shut down) interlock</p> <p>TAHH du brut a la sortie du four</p> <p>-système d'extinction par vapeur</p> <p>d'étouffement en cas d'incendie dans la</p>	2	1		<p>-Ajouter d'un interlock pour Très Haute Température</p> <p>TAHH dans la chambre de combustion</p>

						chambre de combustion			
--	--	--	--	--	--	-----------------------	--	--	--

Déviation 2 : Basse Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
2	<p>-Mauvaise fonctionnement des vannes d'alimentation des gaz combustible</p> <p>-Mauvaise échange de température au niveau des échangeurs de préchauffage</p> <p>-Registre (bloqué ouvert) (Annexe 5)</p>	<p>-Des changements mineurs sur des paramètres de procès</p> <p>- Endommagement du serpentin</p> <p>-Possibilité d'arrêt de four.</p>	2	2		<p>- TICA 11206 au niveau des zones de convection et radiation</p> <p>-les vannes d'alimentation de gaz combustible automatiques (XCV 11201)</p>	2	1		-Alarme TAL au niveau DCS « Distributed Control System »

Déviatiion 3 : Haute Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
3	<ul style="list-style-type: none"> -Augmentation de la température -Augmentation de la pression du brut dans les échangeurs d'alimentation 	<ul style="list-style-type: none"> - Endommagement de serpentin -Incendie à l'intérieur du four -Diminution de la résistance des serpentins. -Explosion de four 	3	3		<ul style="list-style-type: none"> -PIC 11202 (indicateur contrôlé de pression) -Les trappes de sécurité (portes explosives) 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Amélioration de système d'automatisme (indicateurs, transmetteur, système de triconex) -Ajoute d'un interlock pour Très Haute Pression PAHH -Ajouter des détecteurs de flamme pour chaque bruleur pour l'arrêt du four en cas d'absence de flamme

Déviatiion 4 : Basse Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
4	-Mauvais refoulement des pompes P 20104/1,2 -Température du brut est faible à partir d'opération de préchauffage -Température faible à l'intérieur de chambre de combustion	-Mauvaise écoulement de produit dans les canalisations de procès -débit faible	2	2		- PIC 11202 (indicateur de pression contrôlé) au niveau de zone de convection et radiation -interlock Très Basse Pression PALL du fuel gaz	2	1		-Alarme PAL au niveau de DCS« Distributed Control System »

Déviatiion 5: Trop de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
5	-Défaillance de FICA 11201, FICA 11202 -Débit très élevé à partir des pompes d'alimentation P 20104/1,2 -Défaillance de FV (Flow Valve) (bloquée ouverte)	-Surpression dans les serpentins -Diminution de la résistance mécanique des serpentins -produit avec très basse température -endommagement les plateaux de la colonne de distillation	2	2		- FICA 11201, FICA 11202 (indicateur de débit contrôlé) au niveau des lignes d'alimentation	2	1		-Vérification périodique des vannes -alarme FAH au niveau DCS « Distributed Control System »

Déviatiion 6: Pas de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
6	-Fermeture de FV (Flow Valve) -Fuite de brut (rupture de la ligne d'alimentation) -Arrêt de la pompe (P201104/1,2) -Défaillance de FICA 11201, FICA 11202 -Basse pression du brut	-Perturbation de procès -Surchauffe du serpentin entraînant d'une défaillance possible. -Perte de propriétés du brut. -Diminution de la résistance des serpentins.	2	2		- FICA 11201, FICA 11202 (indicateur de débit contrôlé) au niveau des lignes d'alimentation -interlock Très Bas Débit FALL sur les passes du four	2	1		-Ajoute une alarme Bas Débit FAL au niveau de DCS « Distributed Control System »

V.9.HAZOP de pompe de charge P-30102/2

Le pétrole brut est aspiré à partir du bac de stockage T-30103/1, 2, 3 par la pompe de charge P-30102/1, 2 et refoulé à travers une batterie d'échangeurs constituant le train de préchauffe, les caractéristiques principales de pompe étudiée P-30102 /2 sont reprises dans le tableau ci-dessous.

P-30102/2	
Type de pompe	Pompe centrifuge
Substance	Pétrole Brut
T (c°)	T° ambiante
Nombre de tours	2980 r/min
Débit	6000 m ³ /min
Alimentation	380/660 V
IP (Indice de Protection)	55



Figure V.8 : représente pompe de charge P-30102/2

Nœud 08 : Pompe de Charge P- 30102 /2

Déviatiion 1 : Haute Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
1	<ul style="list-style-type: none"> -Température du brut très élevée - Mauvaise refroidissement (interruption de l'eau de refroidissement) - Cavitation dans la pompe (présentation des poches d'air dans la pomper) - Source de chaleur externe 	<ul style="list-style-type: none"> -Perte des propriétés mécaniques des matériaux de la pompe -Instabilité de l'écoulement du brut -L'arrêt de la pompe -Détérioration de la garniture mécanique de la pompe (Fuite de produit et incendie) 	3	3		<ul style="list-style-type: none"> -Système de refroidissement -TI (indicateur local de température) -Une autre pompe stand-by 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Indication de température TI avec alarme TAH au niveau DCS« Distributed Control System » -Ajouter un système de démarrage automatique de pompe en stand-by -Ajouter des détecteurs du gaz et du feu à la proximité de pompes -Ajouter un système déluge pour la protection de pompes

Déviatiion 3 : Haute Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
3	-Haute pression de produit au niveau de bac d'alimentation -Augmentation de la température	-Fuite au niveau des points faible de la pompe (déclaration d'un incendie)	3	3		-PI 5010/1,2 (indicateur de pression)	2	1		-Amélioration de système d'automatisme (Indicateur, transmetteur, ...) -Ajoute une alarme Haute Pression PAH

Déviatiion 4 : Basse Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
4	<ul style="list-style-type: none"> - Bouchage de filtre d'aspiration -Fuite importante dans la tuyauterie (partie amont) -Erreur opérationnel (la vanne de by-pass est ouverte) 	<ul style="list-style-type: none"> -Mauvaise écoulement de produit dans les canalisations de procès -Débit faible 	2	2		-PI 5010/1,2(indicateur de pression)	1	1		<ul style="list-style-type: none"> -Entretien périodique des filtres d'aspiration (nettoyage ou changement) -Ajoute une alarme Basse Pression PAL au niveau de DCS « Distributed Control System »

Déviatiion 5: Trop de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
5	- Erreur opérationnel -la vanne de ligne d'alimentation complètement ouverte	-Augmentation de pression dans la pompe (débordement aval) -L'érosion de la tuyauterie	2	2		-FI (indicateur local de débit)	2	1		-Indication de débit FI au niveau de salle de contrôle avec alarme FAH

Déviatiion 6: Pas de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
6	<ul style="list-style-type: none"> - Erreur opérationnel -Refoulement de la pompeP-30102 /2 d'alimentation est très faible -Fuite au niveau de ligne d'alimentation 	-perturbation de procès	2	2		-FI (indicateur local de débit)	2	1		-Indication de débit FI au niveau de salle de contrôle avec alarme FAL

V.9.HAZOP de sphère T-30507

La section Gaz Plant (fractionnel section) de l'unité de distillation atmosphérique produit le butane et le propane commerciaux. Le butane est stocké dans 03 sphères de capacité de : 1000 m³ à chacune, l'un de ses sphère est T-30507. Les caractéristiques principales de sphère étudié T-30507 sont reprises dans le tableau ci-dessous.

T- 30507	
Type de bac	Sphère
Substance	Butane commercial
Température max de service (°C)	Température normale ° ambiante
Pression max de service (bar)	19,3
Volume (m ³)	1000
Poids à vide Kg	180000
Date essai	2005



Figure V.9 : représente sphère T-30507

Nœud 09 : Sphère T-30507

Déviatiion 1 : Trop de Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
1	<p>-Alimentation de produits non contrôlé</p> <p>-La vanne de ligne d'alimentation de sphère n'est pas étanchée</p> <p>-Fausse indication de niveau ou défaillance de l'indicateur</p>	<p>-Remplissage complète de sphère et disparition de chambre d'extension</p>	2	2		<p>-la vanne d'arrêt d'urgence ZSV 50507</p> <p>-indicateur de niveau (LI 50507)</p>	2	1		<p>-Entretien périodique des vannes</p> <p>-Alarme LAH au niveau DCS« Distributed Control System »</p>

Déviatiion 2 : Pas Assez de Niveau

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
2	<ul style="list-style-type: none"> - Fausse indication de niveau ou défaillance de l'indicateur -Diversement de produit durant le drainage -Fuite importante au niveau de ligne d'alimentation (pipe, vanne, pompe,...) 	-La pompe d'exportation est évacuée ou sans débit suffisant	2	2		<ul style="list-style-type: none"> -indicateur de niveau (LI 50507) -LSLL 50507 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Amélioration de système instrumentation (détecteurs, alarme, ...) -Alarme LAL au niveau DCS « Distributed Control System »

Déviatiion 3 : Haute Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
3	<ul style="list-style-type: none"> -La température de l'environnement est élevée - La couche d'isolation est endommagée -Feu à proximité -Refroidissement insuffisante au niveau de circuit (aeros, refroidisseur, ...) 	<ul style="list-style-type: none"> -Augmentation de la température de produit ainsi que la pression -Evaporation de produit (TVR élevée) -Possibilité d'explosion 	3	3		<ul style="list-style-type: none"> -Peinture isolante spécial sur la paroi extérieure de sphère -double soupape de sécurité vers torche -Courant de refroidissement semi-automatique -indicateur de température TI 50507 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -système de refroidissement automatique -Alarme TAH au niveau DCS -Détecteur de gaz et de feu -Ajouter une unité à mousse pour la protection de sphère -Une caméra télésurveillance -Ajouter détecteur de feu et de gaz

Déviatiion 4 : Basse Température

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
4	-la température de l'environnement est faible	Néant	/	/	/	/	/	/	/	/

Déviatiion 5 : Haute Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
5	<ul style="list-style-type: none"> -Haute pression de produit -Augmentation de la température -Feu à proximité 	<ul style="list-style-type: none"> -Les exigences de l'équipement et de fonctionnement sont élevées -Les exigences de sécurité sont élevées -Possibilité de survenance d'une explosion 	3	3		<ul style="list-style-type: none"> -indicateur de pression PI 50507 -Courant de refroidissement -Soupape de sécurité (PSV) vers la torche (blow down) 	2	1		<ul style="list-style-type: none"> -Refroidissement automatique -Amélioration de système d'automatisme (détecteur, transmetteur, ...) -Alarme PAH au niveau DCS -Un interlock PAHH pour l'isolement de sphère en cas haute pression -Ajouter détecteur de feu et de gaz

Déviatiion 6 : Basse Pression

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
6	-la température de l'environnement est faible -volume de produit stocké est très petite	-l'exportation de produit devient très difficile a cause de quantité de produit et leur pression -la déformation de la sphère.	1	2		-indicateur de pression PI 50507	1	1		-Alarme PAL au niveau DCS

Déviatiion 7: Trop de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
7	- Erreur opérationnel	-Vibration de ligne d'alimentation	3	3		-ZSV 50507 (vanne de sécurité automatique)	2	1		-Indication de débit FI au niveau DCS

-La vanne de ligne d'alimentation complètement ouverte	-Risque d'électricité statique qui peut causer une déclaration d'un incendie -Remplissage rapide de sphère et disparition de chambre d'extension										-Alarme FAH au niveau DCS
--	---	--	--	--	--	--	--	--	--	--	---------------------------

Déviatiion 7: Pas de Débit

Item	Causes	Conséquences	G	P	R	Prévention et Protection	G	P	R	Recommandation
8	- Erreur opérationnel -La vanne de ligne d'alimentation complètement fermée	-Pas de produit dans la sphère -Perturbation de procès -Risque de déclaration de feu en cas de fuite	2	2		-ZSV 50507 (vanne de sécurité automatique)	2	1		-Indication de débit FI au niveau DCS -Alarme FAL au niveau DCS

V.10.Recommandations générales de l'application HAZOP

L'application de la méthode HAZOP a montré que les équipements sont composés à des risques important d'explosion et d'incendie.

Nous proposons des solutions et des actions d'amélioration pour juger utile d'établir et recenser des consignes générales à future situation après l'analyse de la situation actuelle.

Parmi ces recommandations on note :

- ✓ Ajouter un système de sécurité de feu et gaz indépendant du système ESD est géré par un automate programmable de niveau SIL3 pour la gestion de toutes les fuites possible ;
- ✓ Ajouter un système qui est une caméra télésurveillance pour améliorer la sécurité, l'emplacement de la caméra selon la classification des zones ;
- ✓ Configuration des interlocks selon l'étude ;
- ✓ Ajouter un système déluge pour la protection de pompes.

V.11. Cartographie des Scenarios à risque élevé sur les personnes

V.11.1. FIRE-BALL

Un **Fire Ball** survenu suite à l'ignition d'une rupture catastrophique Sphère de propane commercial T-30501

Phénomène dangereux : **FIRE-BALL**

Produit mis en cause : **PROPENE**

Conditions climatique : **08/C**

Type d'effet : Thermique Distance d'effet
 $37.5\text{Kw/m}^2 = 364.698\text{m}$

Distance d'effet $8\text{Kw/m}^2 = 774.343\text{m}$

Distance d'effet $5\text{Kw/m}^2 = 960.587\text{m}$

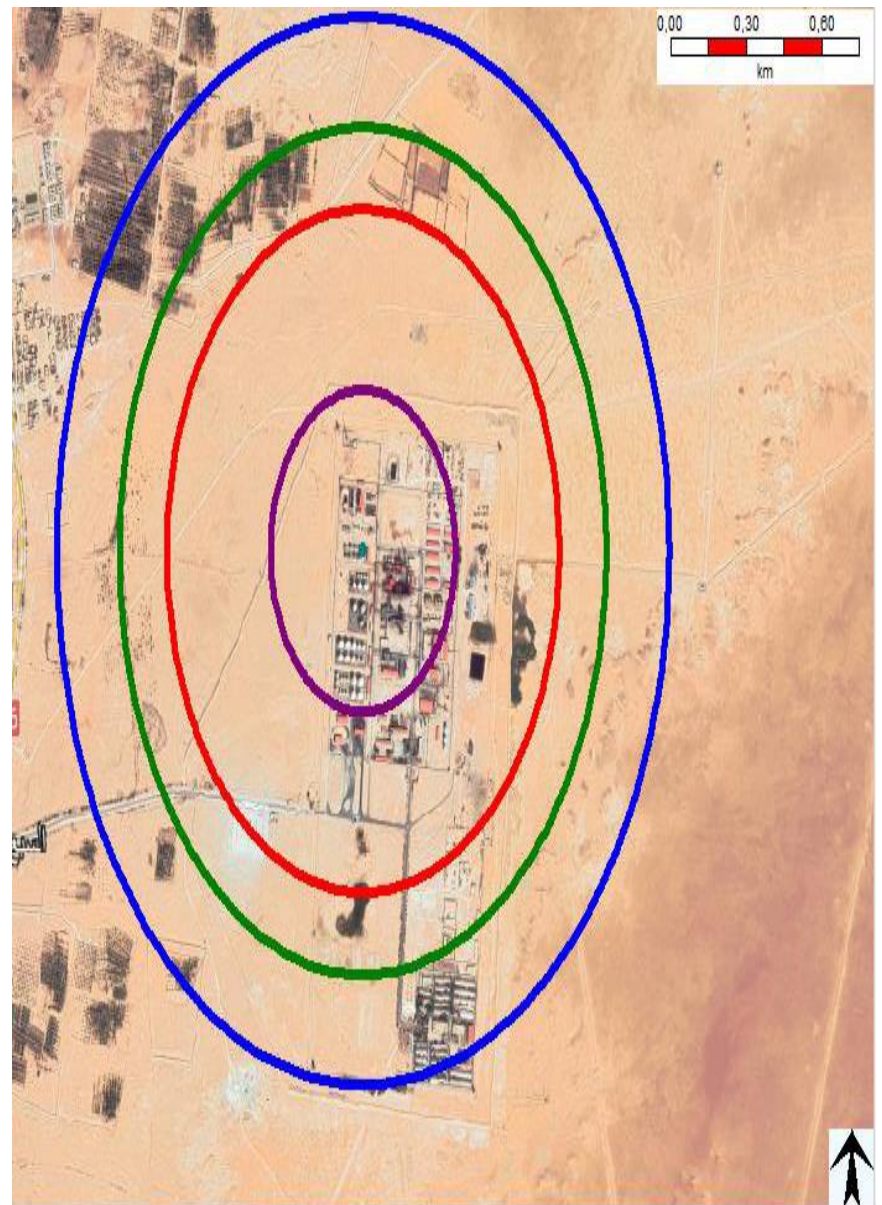
Distance d'effet $3\text{Kw/m}^2 = 1209.21\text{m}$

Cinétique : Rapide

Type de brèche : Rupture Franche

Probabilité : $2.43 \cdot 10^{-5}$

Gravité : 5



V.11.2. FEU DE CUVETTE

Un Feu de cuvette survenu suite à l'ignition d'une rupture catastrophique de la Sphère de propane commercial T-30501

Phénomène dangereux : FEU DE CUVETTE

Produit mis en cause : PROPENE

Conditions climatique : 08/C

Type d'effet : Thermique

Distance d'effet 37.5Kw/m² = 63,09m

Distance d'effet 8Kw/m² = 108,32m

Distance d'effet 5Kw/m² = 128,03m

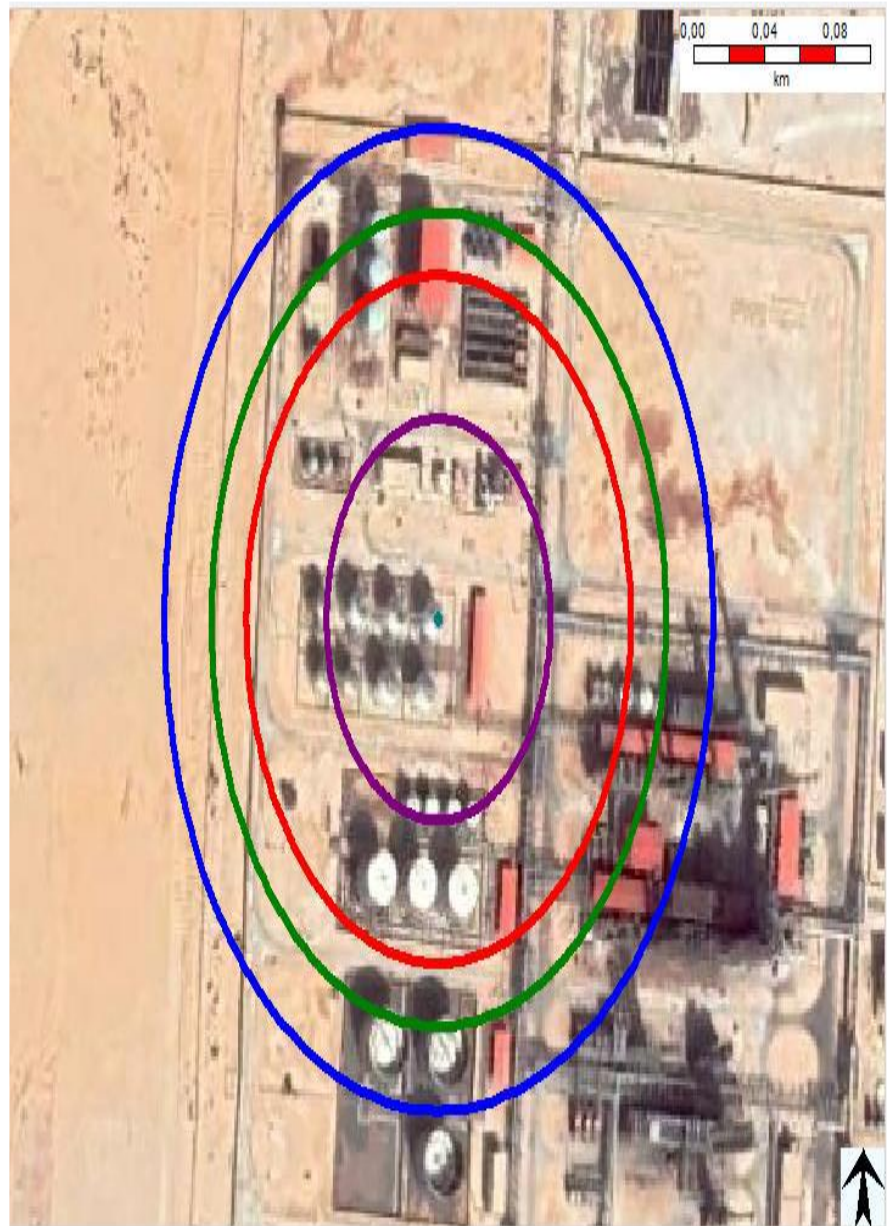
Distance d'effet 3Kw/m² = 154,51m

Cinétique : Long

Type de brèche : Rupture Franche

Probabilité : 3.16 10⁻⁵

Gravité : G5



V.11.3. BLEVE

Un BLEVE survenu suite à l'ignition d'une rupture catastrophique de la Sphère de propane commercial T-30501

Phénomène dangereux : BLEVE

Produit mis en cause : PROPENE

Conditions climatique : 08/C

Type d'effet : Surpression

Distance d'effet 350mbar = 71.9574M

Distance d'effet 200mbar = 99.2614m

Distance d'effet 140mbar = 123.212m

Cinétique : Très Rapide

Type de brèche : Rupture Franche

Probabilité : $3.48 \cdot 10^{-5}$

Gravité : 5

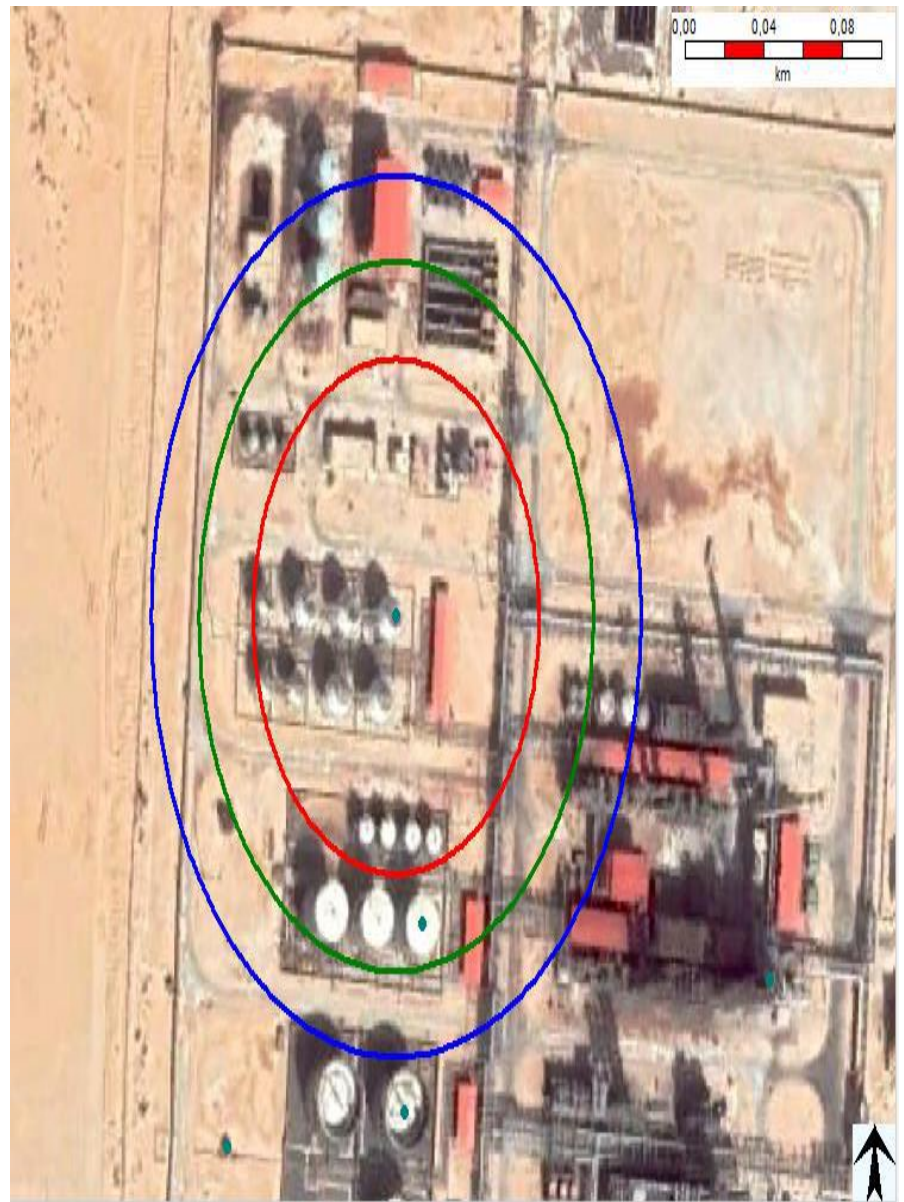




Figure V.10 : représente Les zones touchées par la propagation de phénomène BLEVE
La figure ci-dessus représente les zones touchées par la propagation de BLEVE leur développement après quelque seconde.

IV.11.3.1. Résultats sous forme de tableau

Tableau V.9 : les résultats des effets de surpression de phénomène du BLEVE.

Le Donnée	résultat
Energie d'explosion	68 409.66 KJ
Distance de surpression pour les seuls :	
<ul style="list-style-type: none"> • 0.2068 bar • 0.1379 bar 	<ul style="list-style-type: none"> • 113.90 m • 28.87 m

• 0.02068 bar	• 22.22 m
échec intervalle spec énergie	-26.30 KJ/Kg
spec finale intervalle énergie	-68.80 KJ/Kg
Température final	9.38°C
libération massive	844.64 m
concentration d'intérêt	7 493.30 ppm
concentration de la ligne est calculée à un temps de calcul de la moyenne	18 s
rayon boule de feu	28.95 m
durée boule de feu	4.91 s
la durée maximale d'exposition	20 s
flamme pouvoir émissif	131.47kw/m2
lever boule de feu au large hauteur	57.91 m

V.11.3.2. Interprétation des résultats

- **100% ; dans la zone de seuil de 0,2068 bar**

Les résultats obtenus montrent que 100 % des valeurs analysées se trouvent dans la zone de seuil de 0,62068 bar, ce qui indique que la majorité des données respectent les limites de sécurité fixées pour le système étudié.

- **40% dans la zone de seuil de 0.1379 bar ;**

Cependant, une portion de 40 % des données est également présente dans une autre zone de seuil, à 0,1379 bar. Cela suggère qu'une partie non négligeable des valeurs mesurées se situe à un niveau de pression plus faible, ce qui peut refléter un fonctionnement normal dans certaines conditions ou une variabilité du processus.

- **30% dans la zone de seuil de 0.02068 bar.**

En outre, 30 % des résultats apparaissent dans une zone encore plus basse, à 0,02066 bar. Ce niveau de pression peut être associé à un fonctionnement en régime minimal ou à une situation de démarrage/arrêt de l'équipement. Il faudra donc vérifier si cette valeur est conforme aux conditions normales d'exploitation ou si elle nécessite une attention particulière.

Les équipements	Position des équipements selon les seuils d'effet de surpression		
	0.02068 bar	0.1379 bar	0.2068 bar
Bacs de stockage T301 (01)	X		
Bacs de stockage T301 (02)	X		
Bacs de stockage T301 (03)		X	
Pompes P301 102 (1)	X		
Pompes P301 102 (2)	X		
Dessaleur	X		

Échangeurs de chaleur (préchauffeurs)			X
Four de distillation			X
Colonne de distillation atmosphérique		X	X
Condenseurs		X	
Réchauffeurs (reboilers)		X	
Pompes de recirculation	X		
Section de stabilisation du naphta		X	
Section de séparation des GPL		X	
Section de séchage du butane			X
Section de purification du kérosène			X
Unité de Distillation Atmosphérique U201			X

V.12.Recommandation

❖ Pour l'amélioration du système de gestion sécurité :

- Faire une révision complète de toutes les règles HSE, les mettre par écrit et les communiquer à tout le personnel ;
- Appliquer le nouveau système d'autorisation de travail de SONATRACH ;
- Réviser les programmes d'exercices de lutte contre le feu et l'améliorer afin d'inclure une liste d'exercices basée sur des événements plausibles ayant eu lieu ailleurs dans le monde ;
- Recruter plus de personnel spécialisé en HSE ;

❖ Pour un personnel avant une bonne culture de sécurité :

- Former tous les employés sur les règles HSE ;
- Former tous les responsables du site sur les bonnes pratiques HSE et préciser leur rôle dans la promotion et l'application des règles HSE ;
- Distribuer les équipements de protection personnelle adéquats à tous les opérateurs (casques, gants, bottes, bleus de travail) ;
- Motiver les employés et le personnel en améliorant les rémunérations.

❖ Pour améliorer la performance et la protection des installations :

- Révision des meilleures pratiques concernant les opérations d'arrêt des pipelines pour prévenir la formation de poches de gaz ;
- Installation d'un système de détection fixe de gaz sur le site ;
- Améliorer l'équipement de lutte contre le feu

V.13.Conclusion

Notre étude dans ce chapitre qui nous l'avons effectuée au niveau de la raffinerie d'ADRAR était très bénéfique pour notre mémoire.

Elle nous a permis d'identifier les différentes déviations, leurs causes et leurs conséquences sur les différents équipements.

L'objectif global de notre travail ici c'est l'analyse des risques liée au fonctionnement de systèmes de production, nous avons utilisé la méthode HAZOP, que nous l'avons jugé très efficace est applicable aux différents types d'installations industriels, mais devient trop compliquée s'il y a pas un groupe d'analyse cohérent et compréhensible ainsi l'analyse prend un temps important.

CONCLUSION GENERALE

CONCLUSION GENERALE

Conclusion générale

La sécurité industrielle est aujourd'hui un enjeu majeur dans le domaine des procédés pétroliers, non seulement pour la protection des travailleurs et des installations, mais aussi pour la préservation de l'environnement et la conformité aux exigences réglementaires. Dans ce contexte, la **gestion des risques** devient une démarche stratégique incontournable pour toute entreprise industrielle.

Le présent mémoire a permis de mettre en évidence l'importance et la pertinence de la **méthode HAZOP** (Hazard and Operability Study) en tant qu'outil d'analyse approfondie des risques liés au fonctionnement d'une installation. Cette méthode repose sur une approche systématique, structurée et collaborative qui consiste à identifier, pour chaque paramètre du procédé, les écarts possibles par rapport au fonctionnement normal, à en analyser les causes, les conséquences potentielles et à proposer les mesures correctives ou préventives adéquates.

À travers l'application concrète de cette méthode sur les équipements de l'unité de distillation atmosphérique (CDU) de la raffinerie de SBAA à Adrar, nous avons pu :

- **Identifier les dysfonctionnements potentiels** (surpression, sous-débit, fuites, températures anormales, etc.) à différents points du procédé ;
- **Évaluer leur gravité**, leur fréquence d'apparition, et leur impact potentiel sur les hommes, l'environnement, et les équipements ;
- **Proposer des solutions techniques et organisationnelles** pour améliorer la sûreté de fonctionnement de l'installation ;
- **Générer une culture de sécurité proactive**, en impliquant différents acteurs (ingénieurs, opérateurs, responsables HSE) dans l'analyse.

En parallèle, l'utilisation du **logiciel PHAST** a complété l'étude en permettant la modélisation et la simulation des conséquences des scénarios accidentels les plus critiques (BLEVE, Fireball, feu de cuvette...), ce qui renforce la pertinence des mesures de prévention proposées.

CONCLUSION GENERALE

L'un des principaux enseignements de ce travail est que **la maîtrise des risques ne repose pas uniquement sur les équipements de sécurité**, mais aussi – et surtout – sur la qualité de l'analyse préalable, la rigueur méthodologique, la compétence de l'équipe et la capacité à anticiper les défaillances.

Ainsi, nous pouvons conclure que **l'application de la méthode HAZOP, alliée à des outils de simulation comme PHAST**, constitue une démarche complète, efficace et indispensable pour assurer la fiabilité des unités de production, protéger les opérateurs, éviter les accidents industriels majeurs et garantir une exploitation durable et sécurisée.

REFERENCE
BIBLIOGRAPHIE

REFERENCE BIBLIOGRAPHIE

Reference bibliographie

[1] Associations d'Assurance Contre les Accidents AAA « pas à pas vers l'évaluation et la gestion des risques », Luxembourg

[2] BENMEBROUK ISHAK_ROUMITTE FARID_étude analytique technologique des hydrocarbures_ université m'Hamed boughara de Boumerdès

[3] BOUTRIK Youcef Ammar _ Evaluation des risques professionnels au sein de l'entreprise CATEL Cas des ateliers de production_ UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA - BOUMERDES FACULTE DE TECHNOLOGIE

[4] Donnez Pierre , « Essentials offre service engineering ».Edition Technique (2007).

[5] DNV PHAST, Un outil logiciel complet d'analyse des risques pour tous les stades de la conception et de l'exploitation, 2006 ;

[6] DR. Lionel Scrick « la prévention des risques professionnels », P2.

Feddaoui Youcef _Merabet Imed Eddine_ Analyse des risques (Etude de cas de l'entreprise ALFAPIPE ANNABA)_ UNIVERSITÉ BADJI MOKHTAR- ANNABA

[7] Gaultier-Gaillard Sophie, Louisot Jean-Paul, « Diagnostic des risques , Identifier, analyser et cartographier les vulnérabilités », édition AFNOR

[8] Groupe d'INRS, le 05 décembre 2016, Document électronique, [INRS]
<http://www.inrs.fr/demarche/evaluation-risques-professionnels/ce-qu-il-faut-retenir.html>

[9] H. Pierre, et L. Jean Pierre, ergonomie et prévention des risques professionnels. op.cit, P 164

REFERENCE BIBLIOGRAPHIE

[10] Habita Abdallah Thani _ Mayou Fares_ évaluation des risque professionnels
_UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA INSTITUT DE TECHNOLOGIE
DEPARTEMENT GENIE APPLIQUEE

[11] HAMMOUYA AMEL_ contribution à l'amélioration des barrières de sécurité dans un
système industriel

[12] INERIS – DRA – 2006-P46055-CL47569 : Ω 7 : Méthodes d'analyse des risques générés
par une installation industrielle

[13] <http://dspace.univ-tiaret.dz/bitstream/123456789/11928/16/9.1%20chapitre%20III.pdf>

[14] <https://biblio.univ-annaba.dz/ingeniorat/wp-content/uploads/2019/10/Feddaoui-Youcef-Merabet-Imed-Eddine.pdf>

[15] <https://www.ineris.fr/fr/risques/comment-evaluer-risque/composantes-risque/definitions-concepts-base-risque-chronique>

[16] Marvin Rausand System Reliability Theory (2nd ed), Wiley, 2004 – 1 / HAZOP

[17] Mémoire de fin d'étude en vue de l'obtention d'un diplôme de MASTER Thème « Etude
du risque d'un échangeur cryogénique dans l'usine GNL1/Z par la méthode HAZOP 2013/2014
» OUADRINE ALI..

[18] Nouhed ACHOURI_APPORT DE LA LOGIQUE FLOUE Á L'ANALYSE DE
CRITICITÉ DES RISQUES INDUSTRIELS_ Université El-Hadj Lakhdar - Batna Institut
d'Hygiène et Sécurité Industrielle Laboratoire de Recherche en Prévention Industrielle (LRPI)

[19] Rapport présentation de la raffinerie d'ADRAR juin 2007.

[20] Rapport étude de danger de la raffinerie d'ADRAR juin 2007.

REFERENCE BIBLIOGRAPHIE

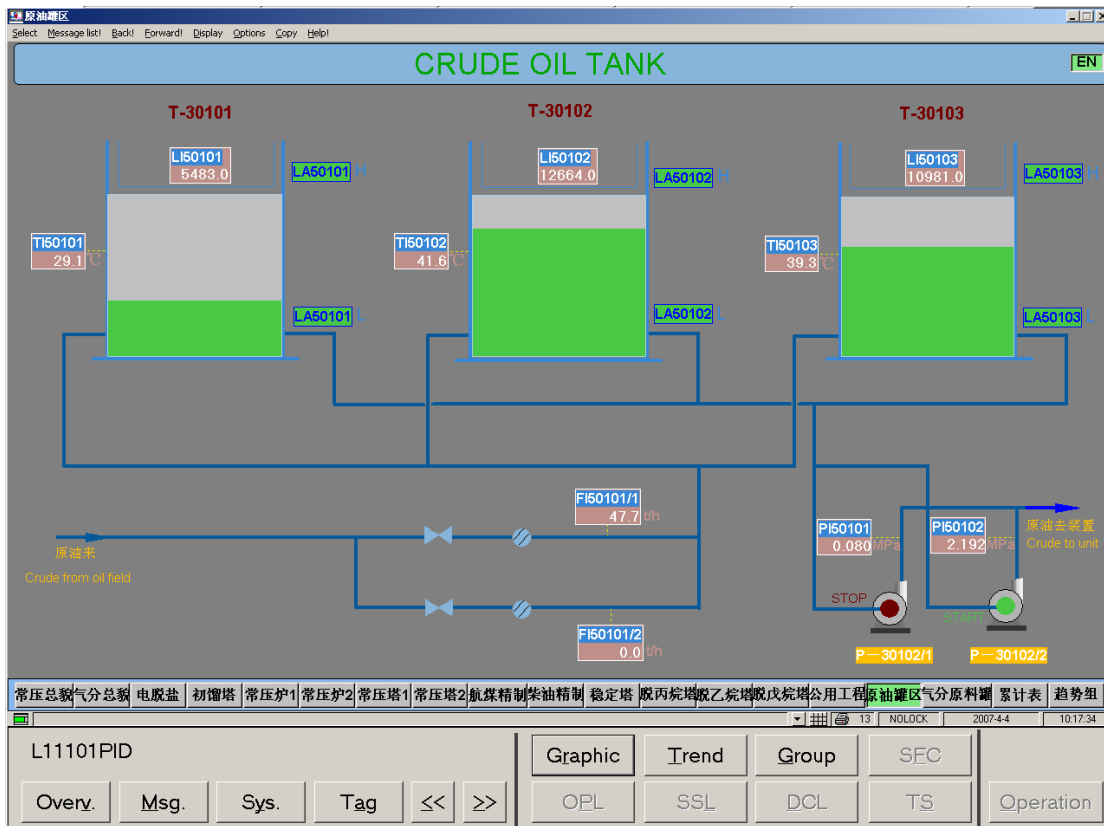
[21] Saida BRAHIMI_Walid HALIMI_ Maitrise des risques liés à l'activité chargement /déchargement du carburant en respectant les bases d'hygiène, de la sécurité et de l'environnement_ Université M'Hamed Bougara- Boumerdes

[22] SALLE C, DEBYSER J, (1979 Formation des gisements de pétrole, étude des phénomènes géologique fondamentaux .Technip, p.1. ...).

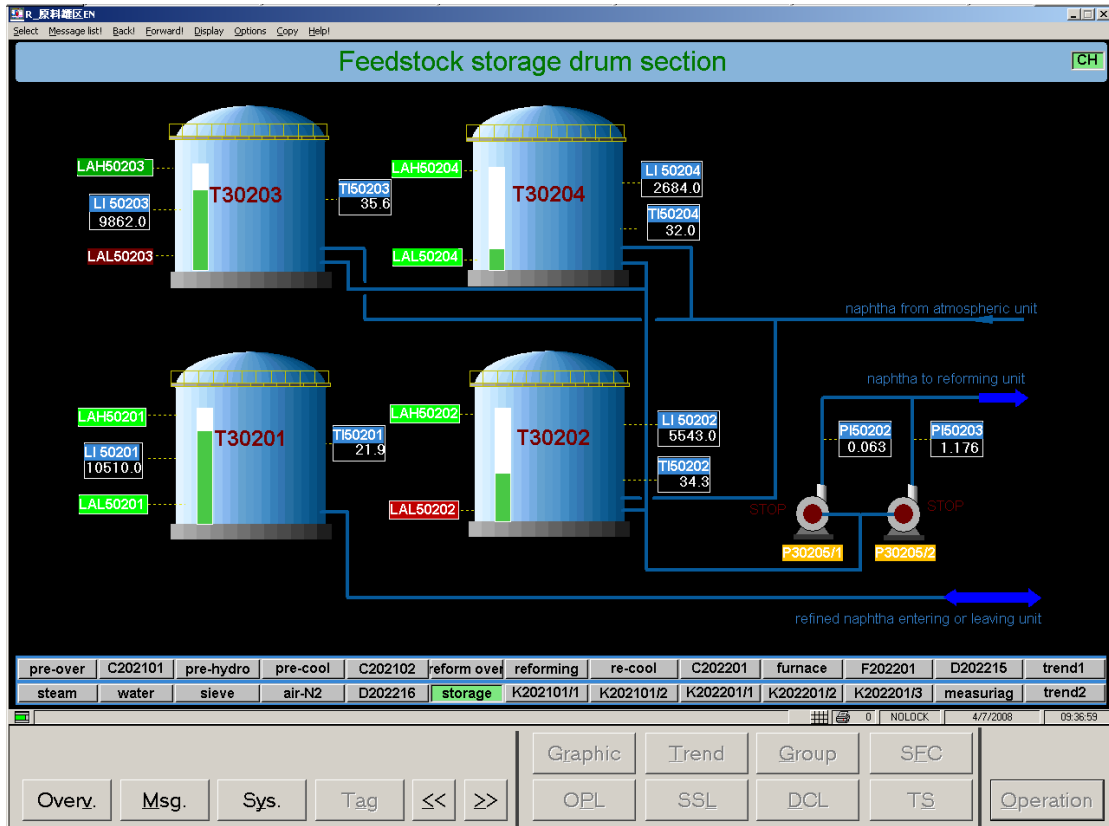
[23] w Bennedjai Nouh_Douahi Oussama abd elghafour_ Etude et analyse des risques industriels (Etude de cas)_ UNIVERSITÉ BADJI MOKHTAR- ANNABA

[24] www.inrs.fr/demarche/risques-industriels.html INRS

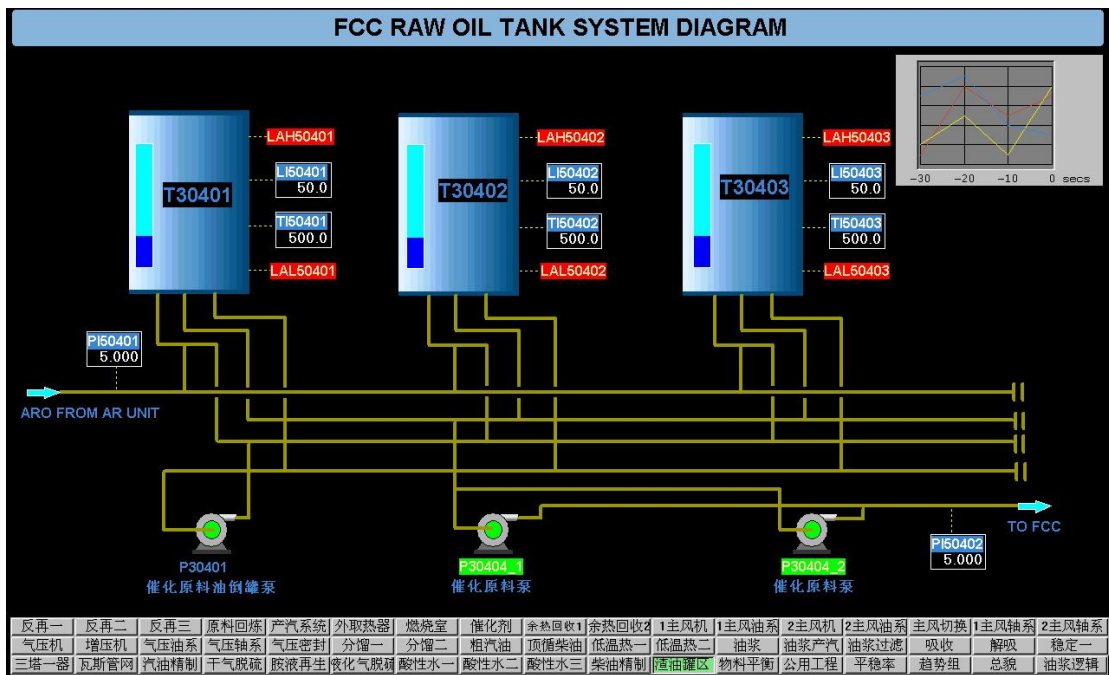
ANNEXES



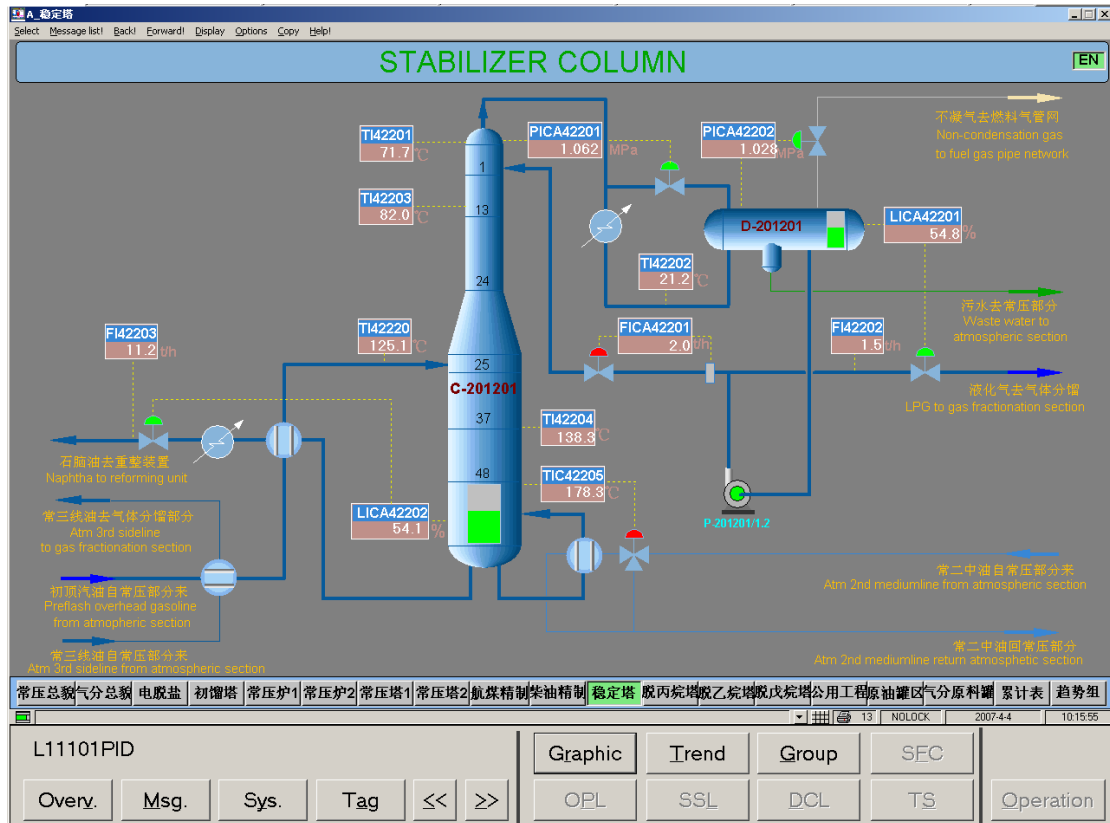
Annexe 1 : Bac de brut



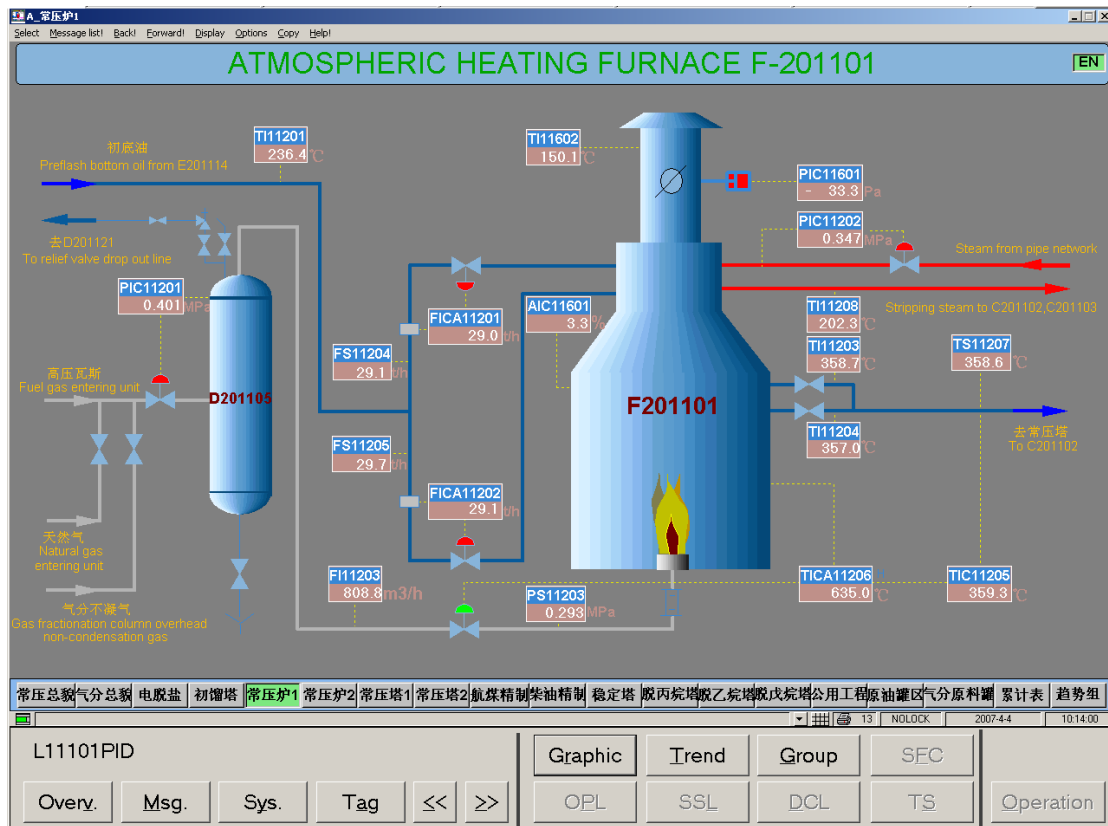
Annexe 2 : Bac de naphta



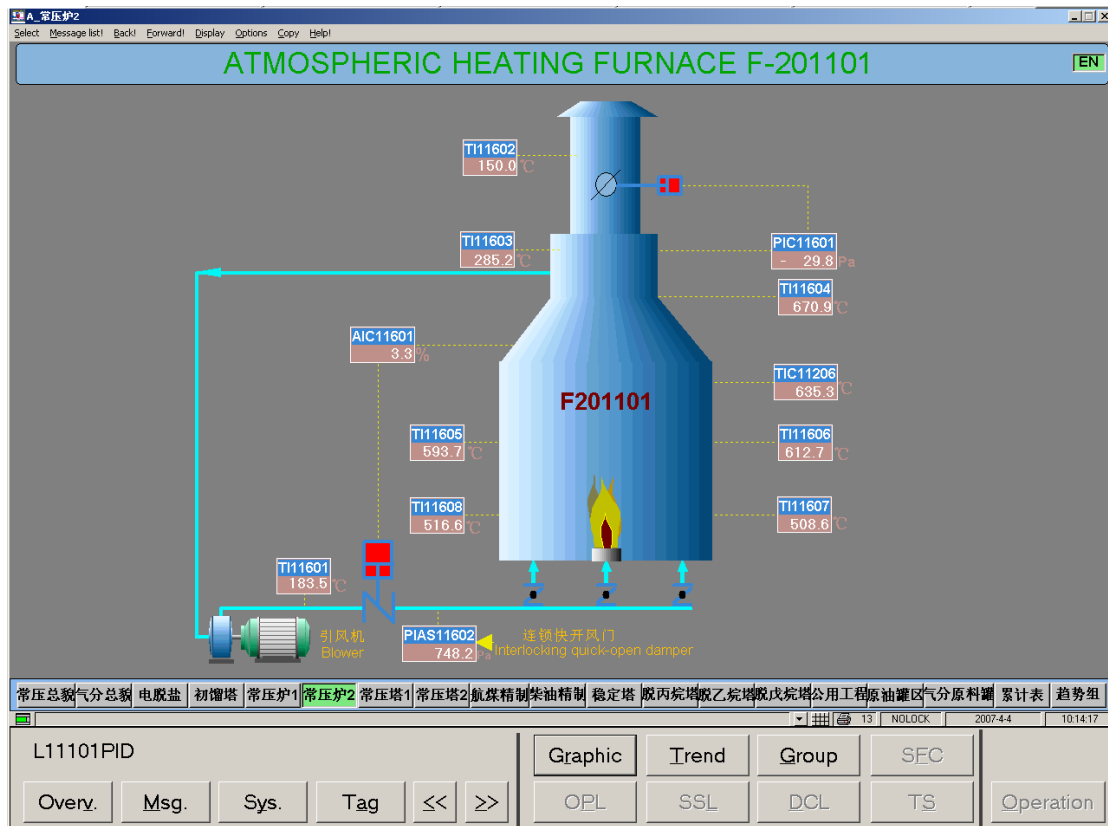
Annexe 3 : Bac de résidu



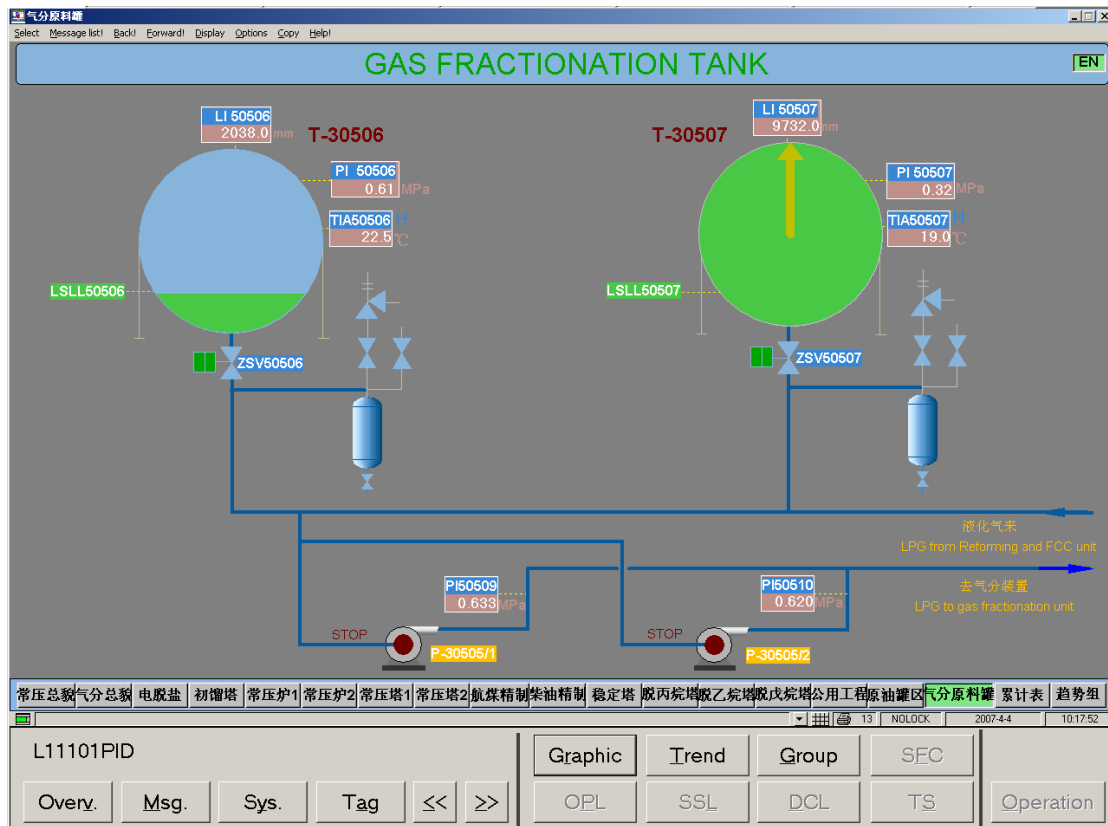
Annexe 4 : ballon de GPL



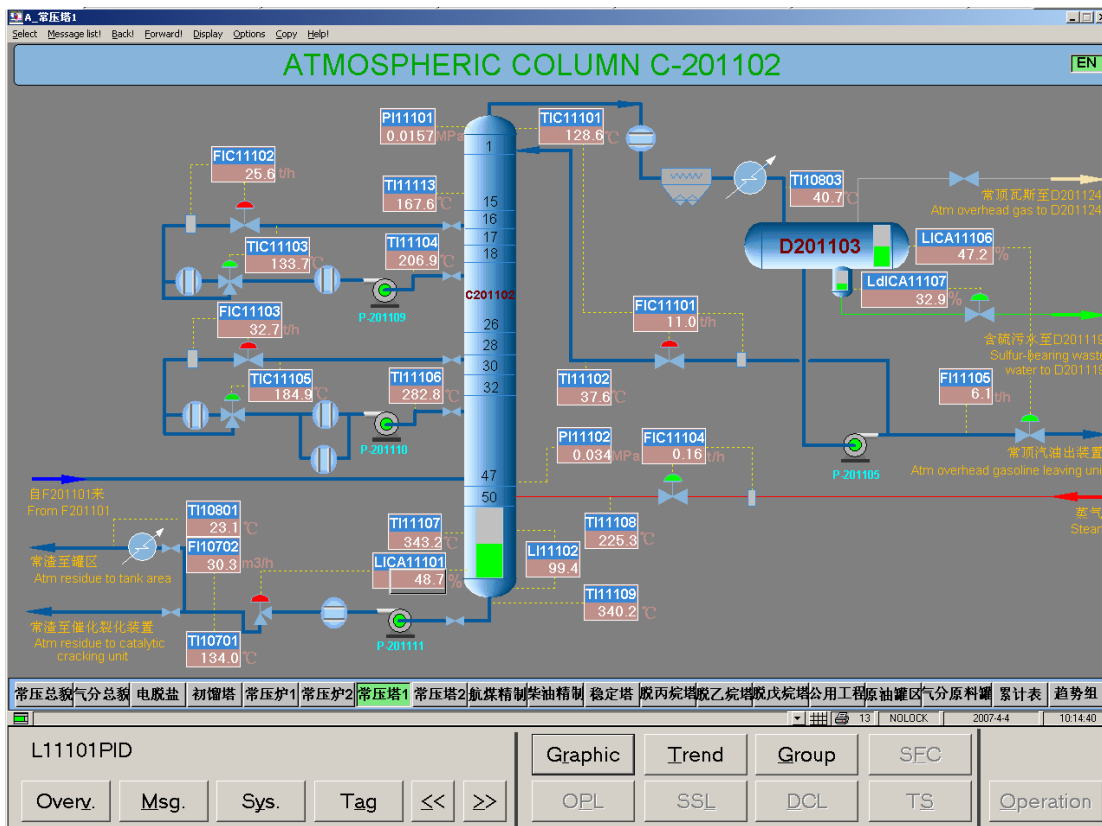
Annexe 5 : Four



Annexe 6 : Four



Annexe 7 : Sphère



Annexe 8 : Colonne de distillation