

RAPPORT D'ÉTUDE  
N° DVM-10-102957-08343B

05/02/2010

**Benchmark sur les tuyauteries en raffinerie**

**Maîtrise du vieillissement des installations  
industrielles**

**DRA 71 – opération A4  
DRA 73 – opération C2.1**

**INERIS**

# **Maîtrise du vieillissement des installations industrielles Benchmark sur les tuyauteries en raffinerie**

Client : Ministère de l'Écologie, de l'Énergie, du Développement durable et de la Mer

## PRÉAMBULE

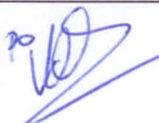

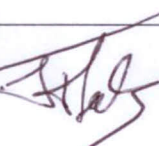
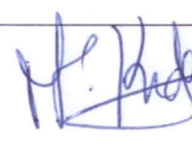


Le présent rapport a été établi sur la base des informations fournies à l'INERIS, des données (scientifiques ou techniques) disponibles et objectives et de la réglementation en vigueur.

La responsabilité de l'INERIS ne pourra être engagée si les informations qui lui ont été communiquées sont incomplètes ou erronées.

Les avis, recommandations, préconisations ou équivalent qui seraient portés par l'INERIS dans le cadre des prestations qui lui sont confiées, peuvent aider à la prise de décision. Etant donné la mission qui incombe à l'INERIS de par son décret de création, l'INERIS n'intervient pas dans la prise de décision proprement dite. La responsabilité de l'INERIS ne peut donc se substituer à celle du décideur.

Le destinataire utilisera les résultats inclus dans le présent rapport intégralement ou sinon de manière objective. Son utilisation sous forme d'extraits ou de notes de synthèse sera faite sous la seule et entière responsabilité du destinataire. Il en est de même pour toute modification qui y serait apportée.

L'INERIS dégage toute responsabilité pour chaque utilisation du rapport en dehors de la destination de la prestation.

	Rédaction	Relecture		Vérification		Approbation
NOM	Olivier DOLLADILLE	Valérie DE DIANOUS	Frédéric MERLIER	Marie-Astrid KORDEK-SOENEN	Sylvain CHAUMETTE	Yann MACE
Qualité	Ingénieur Unité Conseil en Management des Risques (MHSE) Direction Valorisation & Marketing	Ingénieur Unité Evaluation Quantitative des Risques (EQRI) Direction des Risques Accidentels	Responsable de l'Unité DIAG  Direction des Risques Accidentels	Déléguée Appui à Administration  Direction des Risques Accidentels	Responsable du Pôle AGIR  Direction des Risques Accidentels	Directeur  Direction des Risques Accidentels
Visa						

# TABLE DES MATIÈRES

<b>1. INTRODUCTION – CADRE DE L'ETUDE.....</b>	<b>7</b>
1.1 Contexte.....	7
1.2 Champ de l'étude.....	8
1.3 Organisation du rapport.....	9
<b>2. ACCIDENTOLOGIE.....</b>	<b>11</b>
2.1 Préambule.....	11
2.2 Accidents survenus à l'étranger.....	13
2.2.1 Martinez, Californie (USA), 23 février 1999 (3) (4).....	13
2.2.1.1 Déroulement des faits.....	13
2.2.1.2 Causes de l'accident.....	16
2.2.2 Grangemouth (Ecosse), 10 juin 2000.....	19
2.2.2.1 Déroulement des faits.....	19
2.2.2.2 Causes de l'accident.....	21
2.2.3 Humber (U.K.), 16 avril 2001. (8) (9).....	24
2.2.3.1 Déroulement des faits.....	24
2.2.3.2 Causes de l'accident.....	26
2.2.3.3 Alerte et incidents passés.....	27
2.2.3.4 Management de la corrosion et de l'inspection.....	27
2.2.3.5 Gestion des modifications.....	28
2.3 Accidents récemment survenus en France.....	29
2.3.1 Donges (44), 16 mars 2008 (11) (12).....	29
2.3.2 Notre-Dame de Gravenchon (76), 2008 (13) (14).....	31
2.4 Enseignements.....	33
<b>3. POLITIQUES DE SUIVI MISES EN ŒUVRE.....</b>	<b>35</b>
3.1 Réglementation et guides.....	35
3.1.1 Réglementation des ESP en France.....	35
3.1.1.1 Seuils de soumission des tuyauteries.....	35
3.1.1.2 Service d'Inspection Reconnu (SIR).....	36
3.1.2 Guides.....	36
3.1.3 Application sur le terrain.....	37
3.2 Elaboration et mise en œuvre des plans d'inspection.....	38
3.2.1 Etat descriptif des tuyauteries.....	38
3.2.2 Modes de dégradation.....	39
3.2.3 Evaluation de la criticité et définition des moyens de contrôle.....	40
3.2.4 Eléments clefs du processus RBI.....	42
<b>4. TUYAUTERIES DIFFICILEMENT INSPECTABLES.....</b>	<b>45</b>
4.1 Présence de calorifuge.....	45

4.2	Difficultés liées à l'environnement des tuyauteries .....	47
4.2.1	Principales configurations occasionnant une gêne .....	47
4.2.1.1	Racks .....	48
4.2.1.2	Pipeways en off-site .....	50
4.2.2	Passages en fourreau et traversées de merlon .....	51
4.3	Difficultés liés aux conditions opératoires .....	52
4.4	Compensateurs de dilatation .....	52
<b>5.</b>	<b>NOTION DE DUREE DE VIE ET MAINTIEN EN SERVICE.....</b>	<b>55</b>
5.1	Principe de durée de vie.....	55
5.2	Mesure d'épaisseur des tuyauteries.....	56
5.2.1	Localisation des points de mesure.....	56
5.2.2	Méthodes utilisées .....	58
5.3	Détermination des vitesses de corrosion.....	59
5.4	Durée de vie résiduelle et échéance des prochains contrôles.....	59
5.5	Maintien en service des tuyauteries .....	61
<b>6.</b>	<b>MANAGEMENT DE LA CORROSION .....</b>	<b>63</b>
6.1	Objectifs .....	63
6.2	Coût dans le secteur du raffinage.....	63
6.3	Exemple de management de la corrosion sur une unité de distillation atmosphérique.....	64
6.3.1	Dessalage du brut.....	64
6.3.2	Protection contre la corrosion par le soufre à haute température .....	65
6.3.3	Protection contre la corrosion par les acides naphténiques.....	66
6.3.4	Synthèse des mesures .....	66
6.4	Impacts de la qualité des bruts sur le management de la corrosion .....	67
<b>7.</b>	<b>CONCLUSION .....</b>	<b>69</b>
<b>8.</b>	<b>BIBLIOGRAPHIE.....</b>	<b>73</b>
<b>9.</b>	<b>LISTE DES ANNEXES .....</b>	<b>75</b>

# GLOSSAIRE

AFIAP	: Association Française des Ingénieurs en Appareil à Pression
API	: American Petroleum Institute
BARPI	: Bureau d'Analyse des Risques et Pollution Industrielles
BSEI	: Bureau de la Sécurité des Equipements Industriels
CND	: Contrôle Non Destructif
COCL	: Conditions Opératoires Critiques Limites
CSB	: Chemical Safety and hazard investigation Board
CT	: Court Terme
CTNIIC	: Comité Technique National de l'Inspection dans l'Industrie Chimique
CUI	: Corrosion Under Insulation
DA	: Distillation Atmosphérique
DN	: Diamètre Nominal
DSV	: Distillation Sous Vide
EFC	: European Federation of Corrosion
ESSV	: Equipement Soumis à Surveillance Volontaire
FCC	: Fluid Catalytic Cracking
FOD	: Fuel Oil Domestic
FFS	: Fitness For Service
GEMER	: Groupement d'Étude des Matériaux en Raffinerie
GPL	: Gaz de Pétrole Liquéfié
HCO	: Heavy Cycle Oil
HSE	: Health and Safety Executive
HSL	: Health and Safety Laboratory
IP	: Inspection Périodique
LCO	: Light Cycle Oil
LT	: Long Terme
NAC	: Naphtenic Acid Corrosion

OSHA	:	Occupational Safety and Health Administration
PSM	:	Process Safety Management
RAT	:	Résidu Atmosphérique
RBI	:	Risk-Based Inspection
RP	:	Requalification Périodique
SGS	:	Système de Gestion de la Sécurité
SIR	:	Service d'Inspection Reconnu
TAN	:	Total Acid Number
TI	:	Temperature Indicator
TMLs	:	Thickness Measurement Locations
UFIP	:	Union Française des Industries Pétrolières
UIC	:	Union des Industries Chimiques
VGO	:	Vacuum Gas Oil

# **1. INTRODUCTION – CADRE DE L'ETUDE**

## **1.1 CONTEXTE**

Suite à des incidents et accidents survenus ces dernières années dans les installations industrielles françaises, le Ministère de l'Ecologie, de l'Energie, du Développement durable et de l'Aménagement du territoire (MEEDDAT) a lancé, par sa note du 12 décembre 2008<sup>1</sup> un plan d'actions sur la maîtrise du vieillissement dans la prévention du risque technologique.

*Comme précisé dans la note, « l'ensemble des équipements et installations susceptibles de conduire à un risque technologique pourront faire l'objet d'actions dans le cadre de ce plan, que ces équipements et installations concourent au confinement de produits dangereux ou polluants » ou « qu'ils constituent un dispositif de sécurité par conception (mur coupe-feu par exemple), qu'ils concourent au rattrapage de dérives (rétentions, systèmes d'alerte, d'intervention par exemple) ou qu'ils concourent au pilotage de la maîtrise de la sécurité (contrôle-commande par exemple). Les points singuliers feront l'objet d'une attention particulièrement importante dans le cadre de ce plan ».*

Des réflexions sont menées dans le cadre de groupes de travail (GT) qui regroupent administration, experts, industriels. Les thèmes des groupes de travail sont listés ci-dessous, les 4 derniers étant spécifiques au thème du vieillissement des installations industrielles :

- réglementation des liquides inflammables ;
- canalisations de transport ;
- piping et capacités ;
- électricité et instrumentation ;
- bacs de stockage ;
- génie civil.

D'autre part, par sa note du 11 février 2009<sup>2</sup>, le MEEDDAT a précisé à l'INERIS sa contribution pour le plan d'actions sur la maîtrise du vieillissement.

**Le présent document constitue le rapport concernant l'étude spécifique de la maîtrise du vieillissement des tuyauteries en raffinerie. Il s'appuie sur une comparaison des exigences réglementaires et normatives, en France et à l'étranger, concernant le suivi des tuyauteries (contrôle et inspection des équipements, qualification des organismes réalisant ces contrôles...).**

Certaines thématiques, telles que la réglementation ou les guides professionnels reconnus par l'administration, n'ont volontairement pas été développées. Pour

---

<sup>1</sup> Note BRTICP 2008-601-CBO du 12 décembre 2008

<sup>2</sup> Note BRTICP 2009-46/OA du 11 février 2009



plus de détails, le lecteur est invité à se reporter au rapport général sur la maîtrise du vieillissement référencé INERIS- DRA-09-102957-07985C.

Les informations figurant dans ce rapport sont issues :

- d'une analyse bibliographique de documents réglementaires, de guides professionnels et de travaux relatifs aux démarches d'inspection et au vieillissement des installations industrielles ;
- d'informations sur les pratiques mises en œuvre collectées au cours de visites de raffineries (cf. annexe A) ;
- de discussions au cours d'échanges avec des organismes experts (CETIM, Institut de Soudure, Bureau Véritas...) et des échanges qui ont eu lieu au cours des groupes de travail mis en place par le Ministère sur le thème du vieillissement.

Concernant l'étranger, le contexte réglementaire au Royaume-Uni, en Allemagne, aux Pays-Bas et aux Etats-Unis relatif aux équipements sous pression a fait l'objet d'une présentation dans le rapport général susmentionné et n'est pas repris dans le présent document. La partie relative à l'accidentologie détaille trois événements survenus en Angleterre, en Ecosse et aux Etats-Unis. Les guides de l'American Petroleum Institute relatifs à la méthode RBI et ceux spécifiques à l'inspection des tuyauteries ont été pris en considération. Enfin, l'enquête menée avec l'EU-VRI dans les 4 pays concernés par l'étude, à savoir les USA, le Royaume-Uni, les Pays-Bas et l'Allemagne, n'a pas permis d'identifier de pratique spécifique dans ces pays pour les raffineries.

Le présent rapport ne vise pas à garantir l'exhaustivité des sources identifiées, ni des pratiques vues sur le terrain. Il présente un panorama assez large mais pas nécessairement exhaustif.

## **1.2 CHAMP DE L'ETUDE**

Conformément aux termes de la lettre de mission que l'INERIS a reçue, le présent rapport porte uniquement sur les tuyauteries d'usine aériennes en acier présentes en raffinerie (internes et externes aux unités) et qui véhiculent des hydrocarbures liquides ou gazeux.

Ont été prises en considération :

- les tuyauteries en unité entrant ou non dans le champ de la réglementation relative aux équipements sous pression,
- les tuyauteries off-site<sup>3</sup> entrant ou non dans le champ de la réglementation relative aux équipements sous pression.

Les tuyauteries dédiées aux utilités n'entrent pas dans le champ du présent rapport.

---

<sup>3</sup> Tuyauteries situées à l'extérieur des limites de l'unité.

La lettre de mission précise également les produits à prendre en compte dans le benchmark à savoir, les substances toxiques et inflammables, sous forme liquide, gazeuse ou de gaz liquéfié, suivantes : acide fluorhydrique, hydrogène sulfuré, essences, gazoles, FOD, butane et propane.

Le présent rapport n'a pas fait de distinction pour ces produits. Il s'étend plus généralement à tous les produits pétroliers véhiculés dans les tuyauteries des unités et des off-sites.

### **1.3 ORGANISATION DU RAPPORT**

Le présent rapport est organisé en quatre principaux chapitres :

- Accidentologie ;  
*Ce chapitre relate plusieurs accidents récents qui ont eu lieu en France et à l'étranger et qui résultent pour partie, d'une maîtrise insuffisante des dégradations et/ou de carences de l'inspection.*
- Politiques de suivi mises en œuvre ;  
*Ce chapitre présente la réglementation et les guides utilisés par les raffineries puis détaille les principales étapes de l'élaboration d'un plan d'inspection de tuyauterie.*
- Notion de durée de vie et de maintien en service ;  
*Ce chapitre présente la démarche retenue par les raffineurs pour anticiper un changement de tuyauterie soumise à l'action de modes de dégradation entraînant une perte d'épaisseur.*
- Management de la corrosion.  
*Ce chapitre présente un exemple d'actions prises par les raffineurs pour lutter contre la corrosion dans une unité de distillation atmosphérique et les coûts associés.*

L'annexe A présente une synthèse des échanges qui ont eu lieu lors des visites de six raffineries françaises.



## **2. ACCIDENTOLOGIE**

### **2.1 PREAMBULE**

En raffinerie, les tuyauteries sont omniprésentes. Même si leur longueur totale varie d'un site à l'autre, notamment en fonction de l'organisation du site, du nombre d'unités ou de la capacité de production, un ordre de grandeur de plusieurs milliers de kilomètres (hors utilités) peut être retenu, avec une proportion importante de tuyauteries difficilement accessibles ou visibles (présence de calorifuge, disposition en hauteur, rack, passage de route, traversée de merlon...). Ces tuyauteries constituent un ensemble très complexe afin d'assurer :

- la liaison entre les divers équipements au sein des unités,
- la liaison entre les unités,
- la liaison avec les stockages,
- la collecte des effluents gazeux vers les torches,
- la collecte et la distribution du fuel gas,
- la distribution des utilités,
- etc.

Pour remplir toutes ces fonctions, il existe donc une très grande diversité au niveau des tuyauteries, notamment concernant leur section (inférieure à un pouce pour les piquages instrumentation jusqu'à 30 pouces pour des lignes de tête de colonne de distillation atmosphérique ou des collecteurs de torche), leur épaisseur ou encore la qualité des matériaux qui les constitue même si les aciers au carbone sont les plus couramment utilisés.

Evidemment, les caractéristiques des tuyauteries sont définies par les contraintes opératoires, telles que :

- la pression interne (tuyauterie en dépression au niveau des unités de distillation sous vide (DSV), jusqu'à des pressions de l'ordre de 200 bars dans certaines unités d'hydroconversion),
- la température (fortement négative, de l'ordre de -140°C à -100°C au niveau du déméthaniseur d'un vapocraqueur, jusqu'à 500°C en sortie de certains réacteurs de conversion),
- l'état et les propriétés des produits véhiculés (caractère corrosif de l'hydrogène sulfuré ou de l'acide fluorhydrique par exemple, propriété de l'hydrogène à fragiliser les aciers inoxydables...),
- les phénomènes vibratoires,
- etc.

Cette omniprésence et cette grande diversité font que tout équipement confondu, les tuyauteries sont de façon majoritaire, à l'origine des pertes de confinement de substances dangereuses (1). Du fait du caractère inflammable des hydrocarbures et des conditions opératoires des unités, celles-ci, même lorsqu'elles sont limitées en terme de débit, sont très souvent la cause initiatrice des accidents en raffinerie. En effet, l'accidentologie montre qu'une rupture de piquage de faible diamètre ou une petite brèche, suivie d'une inflammation de la fuite, peut rapidement entraîner par effet domino, l'éclatement d'équipements vulnérables tels que des faisceaux d'aéro-réfrigérants, des lignes isolées ou des lignes sans mouvement, qui vont libérer des quantités d'hydrocarbures plus importantes. Celles-ci contribuent alors à l'alimentation de l'incendie qui voit son ampleur et/ou son intensité accrues. In fine, les dommages résultants peuvent s'avérer importants. Un tel enchaînement a par exemple été observé en septembre 2000, au sein d'une unité de craquage catalytique (2) où la rupture d'un piquage de  $\frac{3}{4}$  de pouce a causé d'importants dégâts matériels et l'arrêt de l'unité pendant près de sept mois.

L'accidentologie en lien avec le vieillissement des tuyauteries, réalisée par l'INERIS, se décompose en trois parties :

- une analyse statistique (tout équipement confondu) basée sur les résultats de l'interrogation de la base de données ARIA du BARPI,
- une présentation détaillée de trois accidents instructifs, survenus dans des raffineries à l'étranger,
  - raffinerie Tosco Avon de Martinez (USA), 23 février 1999,
  - raffinerie BP de Grangemouth (Ecosse), 10 juin 2000,
  - raffinerie ConocoPhillips d'Humber (Angleterre), 16 avril 2001,
- une présentation plus succincte d'accidents survenus récemment dans des raffineries françaises,
  - Donges (44), 16 mars 2008,
  - Notre-Dame-de-Gravenchon (76), 6 septembre 2008.

Pour la première partie, le lecteur est invité à se reporter au rapport général sur le vieillissement des installations référencé INERIS- DRA-09-102957-07985C en date du 31 décembre 2009.

## **2.2 ACCIDENTS SURVENUS A L'ETRANGER**

### **2.2.1 MARTINEZ, CALIFORNIE (USA), 23 FEVRIER 1999 (3) (4)**

Le 23 février 1999, un feu se déclare dans l'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie Tosco Avon de Martinez. L'accident survient durant une opération de remplacement de la ligne reliant la colonne au stripper de naphta. La colonne est prise dans les flammes et quatre opérateurs se trouvant sur les échafaudages, dont 3 sous-traitants et un opérateur du service maintenance de la raffinerie, décèdent. Un cinquième est gravement blessé.

L'unité de distillation atmosphérique a été construite en 1946 et a été revampée à plusieurs reprises.

#### **2.2.1.1 DEROULEMENT DES FAITS.**

Le 10 février, alors que la distillation est en marche normale, une petite fuite est détectée sur la ligne de 6" reliant la colonne de distillation au stripper de naphta. Il est alors décidé d'isoler la ligne en fermant les vannes A, B, C et E représentées sur le schéma de la Figure 1 page suivante.

Après avoir décalorifugé la ligne, un trou de 4 mm est repéré à l'intérieur du coude se trouvant à proximité de la vanne d'isolation de la colonne (A), à 34 mètres du sol. Des contrôles par ultrasons et par rayon X révèlent que la plupart de la ligne est fortement corrodée et a perdu de l'épaisseur. L'équipe technique propose donc de procéder au changement complet de la ligne. Néanmoins, l'absence de vanne d'isolement au niveau du stripper, ne permettait pas de le réaliser sans un arrêt de l'unité. Par conséquent, il sera décidé de ne changer que le tronçon entre la vanne (A) et la vanne de régulation (D), sans arrêter le process.

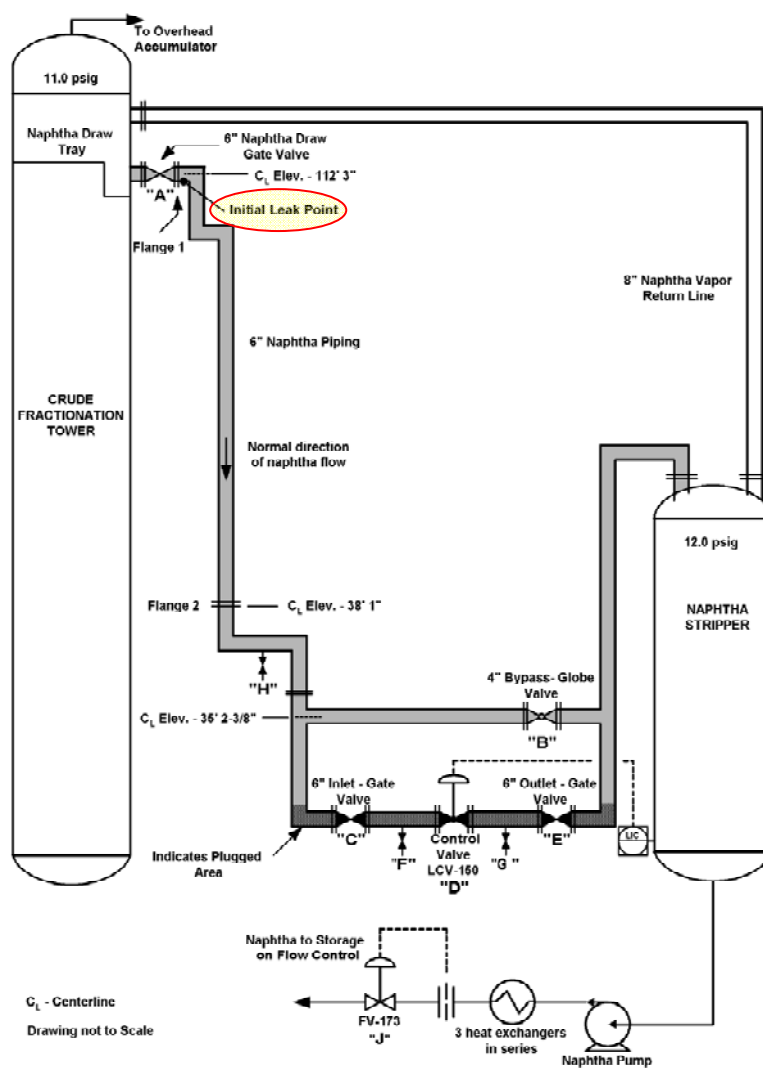


Figure 1 : Schéma simplifié de la liaison entre la colonne de distillation atmosphérique et le strippeur de naphta. [Source (4)]

Entre le 13 et le 17 février, les opérateurs vont s'apercevoir que la fuite réapparaît et que la ligne reste chaude. Plusieurs opérations vont donc être réalisées pour essayer d'isoler correctement la ligne et de vidanger la canalisation à partir des vannes de purge (F et G) situées de part et d'autre de la vanne de régulation (D). Cependant, le tronçon de canalisation situé en point bas était bouché et rendait les opérations de purge inefficaces.

A partir du 19, des tentatives de vidange seront également effectuées en ouvrant la ligne entre la vanne de régulation et la vanne E, mais encore, sans succès (blocage de la vanne de régulation).

Le 23 février une nouvelle tentative de vidange s'avère infructueuse. Il est alors décidé de couper la ligne au-dessus du niveau de liquide, à environ 32 mètres du sol, puis de procéder à une deuxième coupe à 24 mètres, soit 2 mètres environ sous le niveau de liquide.

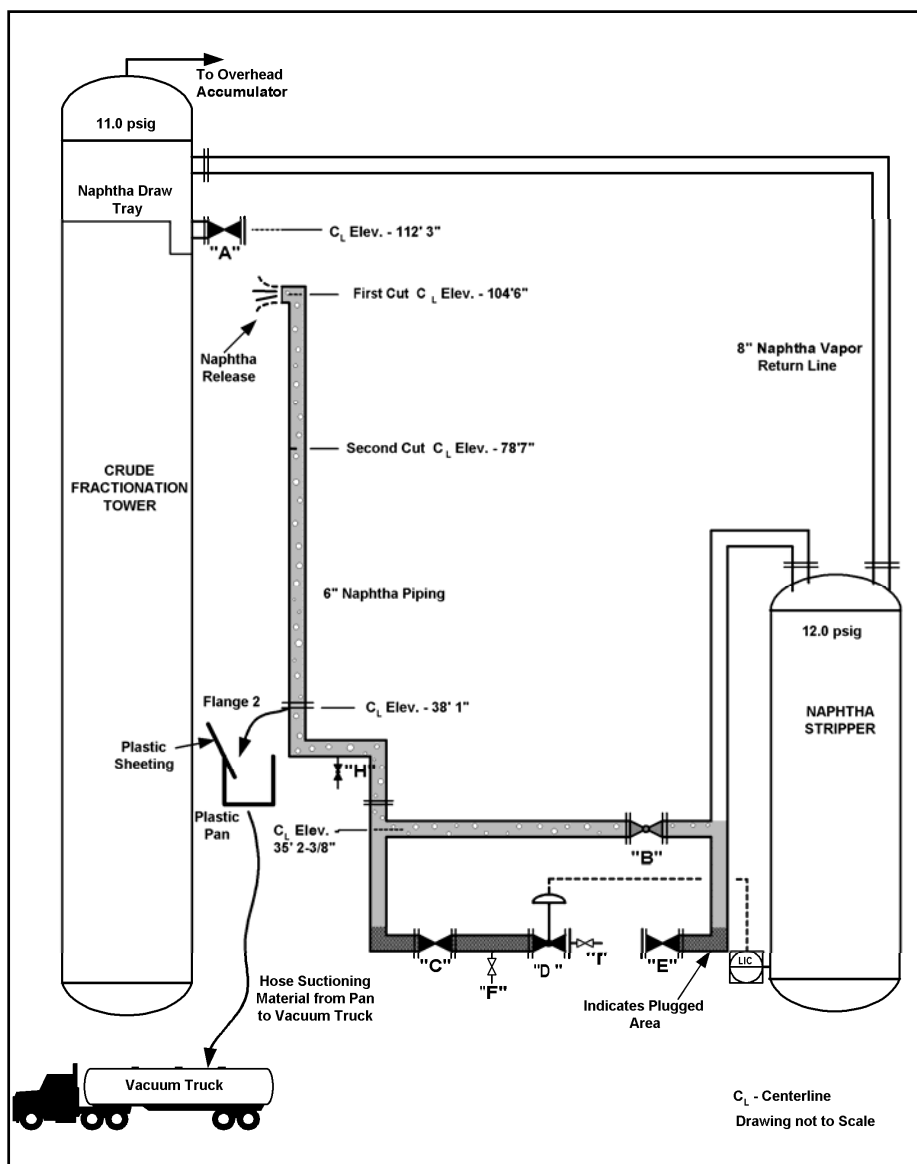


Figure 2 : Schéma simplifié de l'installation au moment de l'accident. [Source (4)]

Lorsque l'opérateur commença à effectuer la deuxième coupe, le naphtha se mit à couler. Par conséquent, l'opérateur stoppa l'opération et essaya de colmater la brèche. Le responsable de la maintenance décida alors de tenter à nouveau une purge de la ligne en desserrant la bride située à 11,5 mètres du sol (soit seulement 1 mètre au-dessus de la vanne B) et en récupérant le naphtha dans un récipient ouvert.



Avant la vidange de la ligne, la hauteur de colonne de naphta compensait la pression du process due à la non-étanchéité de la vanne B. Cependant, l'ouverture de la bride n°2 en point bas abaissa le niveau de liquide, entraînant ainsi une perte d'équilibre de pression. Il en résulta un rejet soudain de naphta à l'atmosphère, à travers l'ouverture de la ligne située à 32 mètres du sol. Le nuage formé engloba la colonne et s'enflamma au contact du pied de colonne qui fonctionnait à une température supérieure à la température d'auto-inflammation du naphta. La colonne et le personnel situés sur les échafaudages se sont alors trouvés pris dans la boule de feu.

#### 2.2.1.2 CAUSES DE L'ACCIDENT

L'analyse menée par le CSB a permis d'identifier une pluralité de causes, notamment au niveau de :

- la planification des travaux,
- l'identification des dangers et l'évaluation des risques,
- la prise de décision au sujet de l'arrêt de l'unité,
- la définition des responsabilités,
- les autorisations de travaux et les procédures d'ouverture de ligne,
- le contrôle de la corrosion,
- la gestion des modifications.

Il est ressorti que les deux derniers points sont fortement liés et sont à l'origine de l'accident.

#### Origines de la corrosion

Le dessalage du pétrole brut est une opération essentielle en raffinerie, car elle conditionne le fonctionnement des unités « aval » (5). En effet, un mauvais dessalage a des conséquences directes sur le fonctionnement de la colonne de distillation atmosphérique :

- augmentation de l'encrassement des échangeurs du train de préchauffe et du four,
- corrosion du circuit de tête,
- obtention d'un résidu atmosphérique chargé en sodium, avec des conséquences sur les unités « aval » (distillation sous-vide, viscoréducteur, craquage catalytique...).

Le dessaleur situé en amont de la colonne de distillation, a donc pour fonction d'éliminer l'eau et les sels (chlorure de sodium et sels alcalino-terreux) contenus dans le pétrole brut, avant son fractionnement.

En 1998, la raffinerie TOSCO AVON a commencé à traiter des bruts plus lourds, passant d'une densité API de 27,2° à 23,7° voire même, en deçà. Ces bruts nécessitent une modification des conditions opératoires car il est plus difficile de séparer l'eau et d'éliminer les sels.

Au cours de l'année, deux rapports internes vont soulever des problèmes associés à ce changement :

- d'une part, l'insuffisance d'élimination d'eau dans le brut,
- et d'autre part, l'accroissement du risque de corrosion, plus spécifiquement, au niveau de la tête de colonne et du système de traitement des naphtas, au moment du raffinage d'huiles lourdes (18° API).

De nombreux dysfonctionnements du dessaleur ont été observés durant l'année 1998 et ses performances se sont considérablement dégradées. En novembre, plusieurs améliorations ont été apportées pour essayer de solutionner les problèmes (mise en parallèle du dessaleur de l'unité avec celui d'une autre unité, changement de technologie). Aucune mesure complémentaire n'a par contre été prise pour améliorer les plans d'inspection, mieux prévenir les encrassements de lignes ou limiter la corrosion au sein de l'unité.

Les dysfonctionnements récurrents du dessaleur ont eu un impact sur l'accélération des phénomènes de corrosion dans l'unité, qui s'est traduite dans la séquence accidentelle, par :

- le percement de la canalisation de liaison entre la colonne de distillation et le stripper de naphta, à l'intérieur du premier coude, ayant entraîné la première perte de confinement,
- la dégradation interne et l'amincissement important de la plupart de la canalisation de liaison, imposant son changement,
- le colmatage de la portion de ligne située en point bas de part et d'autre de la vanne de régulation, imposant l'ouverture partielle de la vanne de by-pass pour compenser la perte de flux durant les dix mois précédents l'accident et empêchant la vidange de la ligne en vue de son remplacement,
- l'endommagement du siège et du clapet de la vanne B de la ligne de by-pass (érosion et corrosion) ne permettant pas d'isoler le stripper.



Figure 3 : Test d'étanchéité de la vanne de by-pass (B).  
En médaillon, interstice entre le clapet et le siège de la vanne en position fermée.  
[Source (4)]

### Gestion des modifications.

La corrosion prématurée des installations est directement imputable à une mauvaise, voire une absence de gestion des modifications à différents stades :

- changement de charge de la distillation atmosphérique,
- changement des paramètres de fonctionnement du dessaleur au-delà des conditions de design,
- arrêt de l'unité n°3 (distillation atmosphérique) incluant son dessaleur fonctionnant en série avec celui de l'unité 50 (unité incriminée),
- mise en parallèle des dessaleurs au lieu d'un fonctionnement en série,
- ouverture partielle et prolongée de la vanne de by-pass (B) pour compenser le manque de flux à travers la vanne de régulation (D).

La politique et les procédures du raffineur et/ou les standards de l'API (6) exigent pourtant une revue préalable des effets potentiels en matière de sécurité avant de réaliser chacun de ces changements. Une telle revue aurait dû permettre d'identifier les risques d'accroissement des vitesses de corrosion, de mettre en œuvre des actions correctives (par exemple, injection d'un nouvel inhibiteur de corrosion et/ou ajustement des concentrations), de réviser les criticités des lignes et des équipements attribuées dans le processus d'inspection et de mettre à jour les plans en conséquence.

## 2.2.2 GRANGEMOUTH (ECOSSE), 10 JUIN 2000

Le 10 juin 2000, un feu se déclare au niveau de la section de fractionnement du FCC de la raffinerie BP de Grangemouth. L'accident survient durant une phase de redémarrage de l'unité. L'incendie est dû à une perte de confinement de naphta suite à la rupture d'une tuyauterie à la base du débutaniseur.

Les dommages matériels sont importants au niveau de la section de fractionnement du FCC mais aucun blessé n'est à déplorer.

Le FCC a été construit au début des années 50 et a subi plusieurs modifications importantes. En 2000, sa capacité de traitement était de l'ordre de 128 tonnes/heure.

### 2.2.2.1 DEROULEMENT DES FAITS.

Le FCC a pour but de convertir en coupes légères, les coupes lourdes issues principalement des unités de distillation sous vide et de VGO, mais également de diverses unités de transformation, associées à des quantités variables de résidus atmosphériques. Les coupes légères obtenues dépendent notamment de la nature des charges, des conditions opératoires et de la nature du catalyseur, mais sont généralement constituées en majorité d'essence (de l'ordre de 50%).

Le procédé est divisé en deux principales sections :

- la section réactionnelle où se produit la conversion dans un réacteur catalytique,
- la section de fractionnement qui permet de séparer les différents produits (GPL, essences, LCO, HCO, slurry).

Le schéma simplifié de la section de fractionnement dans laquelle est survenue la perte de confinement est représentée sur la figure suivante.

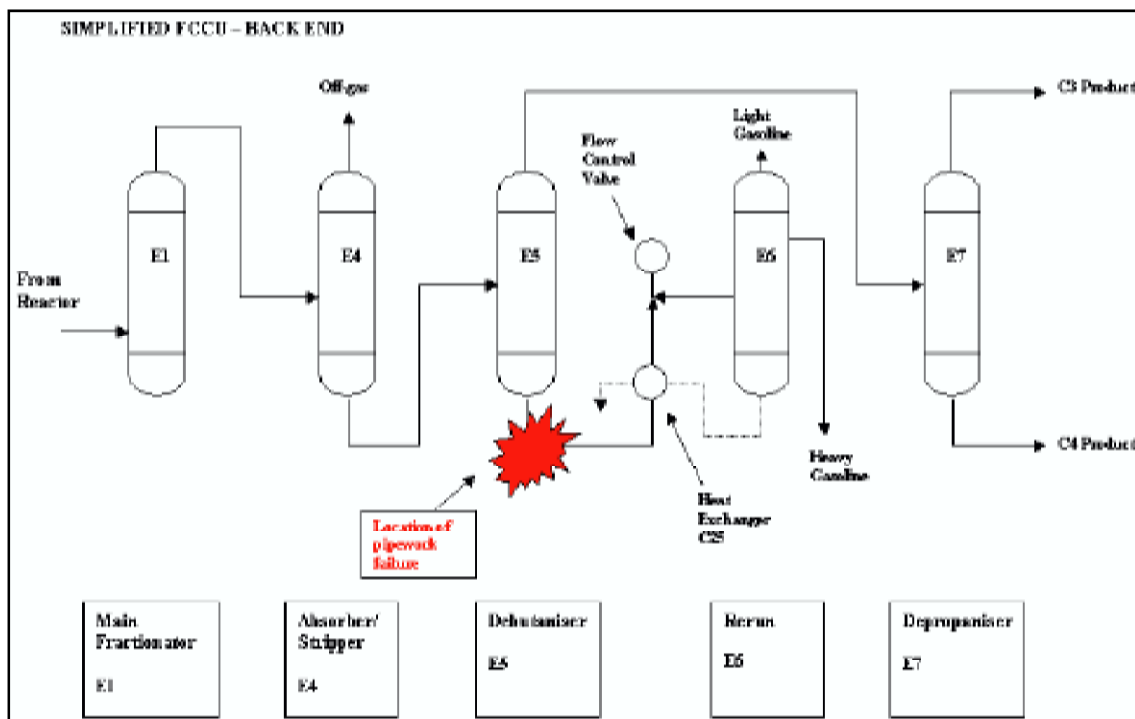


Figure 4 : Schéma simplifié de la section de fractionnement et localisation de la brèche. [source (7)]

En 1996 et 1998, la section réactionnelle a bénéficié de deux importants revampings. Par contre, la section de fractionnement n'a pas eu de modification importante en dehors de l'ajout d'un échangeur sur la ligne de transfert entre les colonnes E5 et E6. Un revamping de cette section était cependant prévu pour 2003.

Suite au revamping de 1998, de nombreux problèmes techniques sont apparus au niveau de la section réactionnelle obligeant les exploitants à procéder à de nombreux arrêts et redémarrages de l'unité. Rien qu'au cours des 11 semaines précédant l'accident, 19 tentatives de démarrage ont été effectuées (7 d'entre elles ont conduit au démarrage de la section de fractionnement).

Ces phases transitoires (arrêts et démarrages) ont entraîné des variations importantes et répétées des conditions de process (température, pression, débit...) au niveau des capacités, équipements et tuyauteries de l'unité. L'augmentation des fréquences de ces phases transitoires s'est donc traduite par une augmentation des stress (vibratoires, thermiques...) sur les installations.

Le 29 mai 2000, la perte de la centrale de production d'énergie a entraîné l'arrêt d'urgence de toute la raffinerie.

Le 9 juin, une procédure de redémarrage du FCC est lancée. Vers minuit, la section réactionnelle est stabilisée et le démarrage de la section de fractionnement est engagé. La mise en service du fractionnement primaire se déroule normalement et vers 1 heure du matin, le débutaniseur E5 commence à être rempli. A partir de ce stade, des problèmes font leur apparition (instabilité entraînant l'ouverture des soupapes du débutaniseur puis un mauvais contrôle de niveau dans la colonne E6 située en aval dû à la cavitation des pompes).

Comme indiqué dans les procédures, un opérateur extérieur purge l'eau en pied de colonne E5 puis un opérateur tableau ouvre vers 3H15, la vanne de régulation de la ligne de transfert de 6 pouces de diamètre alimentant la colonne E6. Quelques minutes plus tard, les opérateurs extérieurs signalent une fuite. Le nuage se disperse dans une zone peu encombrée et s'enflamme vers 3H23 en générant un flash.

L'enquête a conclu que l'inflammation était due au contact du nuage avec la ligne de slurry non calorifugée du bouilleur du débutaniseur. Cette ligne était opérée à une température d'environ 300°C, soit 80 à 90°C au-dessus de la température d'auto-ignition du produit relâché.

#### 2.2.2.2 CAUSES DE L'ACCIDENT

La perte de confinement est due à la rupture d'une pièce en T située sur la canalisation de transfert entre le fond du débutaniseur (E5) et la colonne E6, en amont de la vanne d'isolation du débutaniseur (cf. figure suivante). Compte tenu de cette position, la totalité de l'inventaire du débutaniseur, des canalisations et des équipements associés a été rejetée.

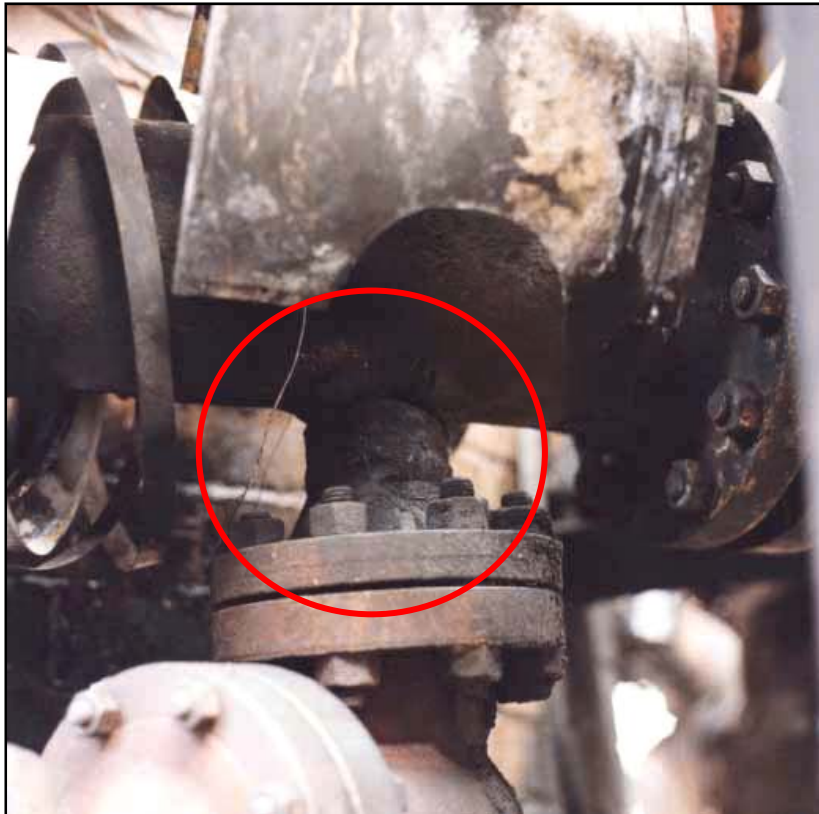


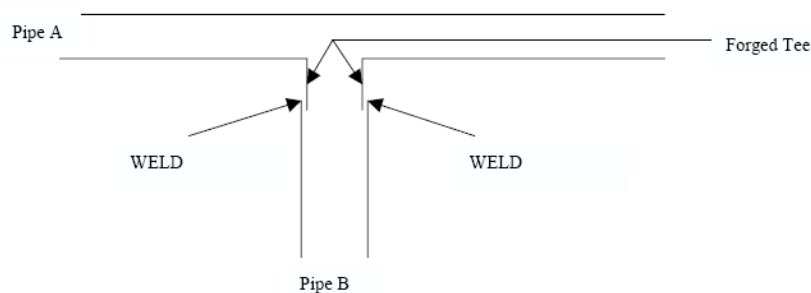
Figure 5 : Rupture de la pièce en T au niveau de la canalisation 3 pouces.  
[Source (7)]

L'analyse de l'accident a mis en évidence plusieurs facteurs qui ont contribué à la rupture de la tuyauterie de 3 pouces.

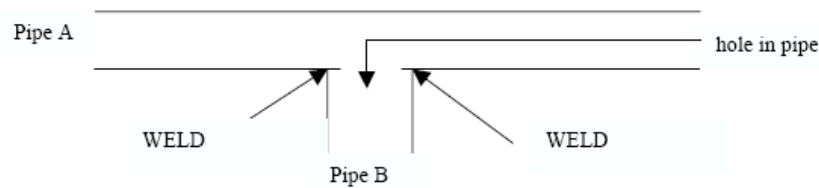
- **Montage incorrect de la pièce en T.**

Les spécifications de la pièce en T montée sur la canalisation de transfert entre les colonnes E5 et E6, ont été établies au cours des années 50 et son montage a probablement été réalisé durant cette période.

Comme le montre la figure suivante, cette pièce devait normalement être constituée d'un tube forgé sur lequel devait être ajustée la tuyauterie de 3 pouces avant d'être soudée à sa base.



Après l'accident, il est apparu que le montage était en réalité différent. Un orifice avait été fait dans la tuyauterie de 6 pouces et celle de 3 pouces avait été directement soudée dessus (cf. Figure suivante).



Après son installation, la pièce en T a été recouverte d'un calorifuge et les schémas n'ont pas été mis à jour.

- ***Absence de supportage de la canalisation.***

Au moment de l'accident, la branche en 3 pouces était tenue uniquement par la soudure à la ligne de transfert principale. Il n'y avait aucun autre support ou appui sur cette section de la tuyauterie. Lorsque la ligne était pleine de liquide, la soudure subissait donc une contrainte de poids importante.

Lors de l'enquête, il est apparu que cette configuration était liée à des modifications opérées en 1986. En effet, la déconnection d'une pompe, s'est accompagnée de la perte de l'appui offert par le tronçon inférieur de la canalisation.

- ***Accroissement des contraintes vibratoires dus aux cycles d'arrêt/démarrage répétés.***

La tuyauterie a été soumise à des vibrations répétées durant les nombreuses phases transitoires liées au mauvais fonctionnement du FCC. Ces vibrations, accentuées par le défaut de support, ont entraîné la fatigue de la soudure qui s'est rompue.

L'analyse de l'accident a également mis en évidence plusieurs insuffisances et défaillances au niveau du système de management de la sécurité qui ont contribué à l'occurrence de la perte de confinement, notamment en terme de gestion des modifications et de retour d'expérience.

Sur ce dernier point, plusieurs incidents dus à des phénomènes de vibrations sont survenus au sein de la section de fractionnement du FCC durant les deux années précédant l'accident du 10 juin 2000. Cependant, les enseignements liés à ces événements ont été insuffisamment pris en compte pour éviter la rupture de la pièce en T.



### **2.2.3 HUMBER (U.K.), 16 AVRIL 2001. (8) (9)**

Le 16 avril 2001, une perte de confinement de gaz inflammables se produit au niveau de la ligne de tête du déséthaniseur du Gas Plant de la Raffinerie CONOCOPHILLIPS de Humber. Elle est suivie d'une violente explosion et d'un incendie. Au moment de l'accident, le process était en marche normale et seulement 180 personnes se trouvaient sur le site (lundi de Pâques) au lieu des 800 habituellement présentes en semaine.

Les dommages matériels sont très importants. Sur le site, l'unité est dévastée et des bâtiments sont sévèrement endommagés jusqu'à 400 mètres de l'origine de l'explosion. La raffinerie sera arrêtée pendant plusieurs semaines. A l'extérieur, les maisons sont endommagées jusqu'à 1 km, des bâtiments d'une raffinerie voisine sont également touchés et des fragments sont projetés jusqu'à 5 km. Par contre, le bilan humain se limite à des blessés légers.

La raffinerie était en service depuis 1969 et a bénéficié dès le milieu des années 70, de plusieurs investissements pour accroître sa capacité de production jusqu'à 11,4 million de tonnes par an au moment de l'accident.

#### **2.2.3.1 DEROULEMENT DES FAITS.**

Le Gas Plant a pour but de séparer les effluents légers provenant de différentes unités (distillation atmosphérique, stabilisation des naphthas, reformeur catalytique...), en butane, propane et gaz incondensables. Ces derniers sont envoyés vers le réseau fuel gas pour alimenter la raffinerie.

Le Gas Plant de la raffinerie d'Humber se composait de trois colonnes de fractionnement, dont un déséthaniseur (W413) qui permettait de récupérer les incondensables dans le ciel gazeux du ballon de tête (D487).

La perte de confinement est due à une brèche sur la ligne de tête de 6 pouces de diamètre, entre la colonne et les condenseurs (cf. Figure 6), véhiculant des gaz inflammables à 48°C sous 27,6 bars. La figure suivante présente le process et la localisation de la brèche.

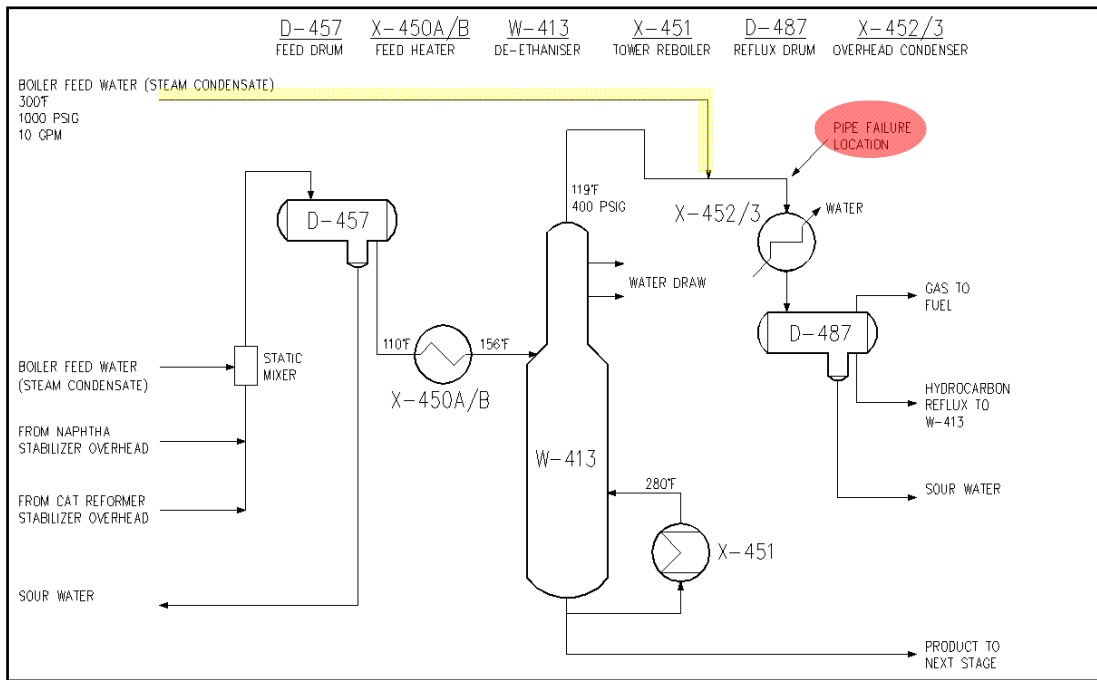


Figure 6 : Schéma simplifié du déséthaneur avant le 16 avril 2001. [Source : (8)]

Comme mentionné sur la figure précédente, la brèche s'est produite au niveau d'un coude, situé à moins d'un mètre en aval d'un piquage d'injection de condensats vapeur (surligné en jaune). La figure suivante montre l'ouverture du coude sur sa partie extérieure.



Figure 7 : Brèche située à l'extérieur du coude diamètre 6" à l'origine de la perte de confinement. [Source : (8)]

La brèche sur la canalisation de tête a généré un important nuage gazeux composé à 90 % d'éthane, de propane et de butane. Son inflammation, qui s'est produite après 20 à 30 secondes de rejet, a causé une importante explosion, suivie d'un incendie. Plusieurs canalisations du Gas Plant et des unités voisines, exposées à de sévères contraintes thermiques, se sont rompues, libérant ainsi des quantités de gaz et de liquides inflammables qui ont contribué à l'alimentation et à la propagation de l'incendie.

L'incendie fût maîtrisé 1H10 après l'occurrence de la fuite et quasiment éteint en moins de 3 heures. Au total, 180 tonnes de liquide et gaz inflammables ont été rejetées durant l'accident, dont 80 par le Gas Plant et une centaine par les unités amont et aval.

### 2.2.3.2 CAUSES DE L'ACCIDENT

La perte de confinement initiale est due à la combinaison de phénomènes d'érosion et de corrosion sur la paroi interne de la ligne de tête de 6 pouces.

Après l'accident, l'analyse métallurgique de la section de canalisation incluant le coude, a fait apparaître une très importante perte d'épaisseur à proximité de la brèche (de 7-8 mm à 0,3 mm). Il est également ressorti que les sections intègres de la canalisation étaient recouvertes à l'intérieur, d'une couche de sulfure de fer qui s'est comportée comme une couche de passivation en protégeant l'acier. Cependant, l'injection d'eau en amont du coude a lavé par endroit cette couche de protection, laissant l'acier exposé aux agents corrosifs du gaz de tête. Ainsi, il est ressorti que la perte d'épaisseur de la canalisation était directement imputable à la ligne d'injection d'eau. La figure suivante montre la position de la brèche par rapport à cette ligne d'injection.



*Figure 8 : Position de la brèche au niveau du coude de la ligne de tête et de la ligne d'injection d'eau situé 67 cm en amont. [Source : (8)]*

Peu après la mise en service du Gas Plant, des problèmes d'encrassement des condenseurs X452/3 sont apparus. L'injection d'eau en amont du ballon de charge (D457) se révélant insuffisante pour dissoudre les sels et les hydrates à l'origine de ce phénomène, l'ajout d'un deuxième point d'injection a été réalisé en novembre 1981, directement sur la ligne de tête du strippeur, en amont des condenseurs. Cette ligne d'injection d'eau n'existait donc pas dans le design originel de l'unité. Elle fut utilisée en fonctionnement continu entre 1981 et 1995 puis de façon plus ponctuelle entre 1995 et la date de l'accident.

#### 2.2.3.3 ALERTE ET INCIDENTS PASSES

En 1992, un bulletin technique du groupe adressé à la raffinerie, alertait sur la vulnérabilité des tuyauteries en acier carbone à proximité des points d'injection. Des actions ont été prises par l'ingénieur corrosion pour les points d'injection fonctionnant en continu, mais celui de la ligne de tête ne fut pas identifié (non répertorié dans la base de données du service inspection).

En avril 1994, l'inspection des échangeurs X452/3 révéla d'importants problèmes de corrosion sur le circuit de tête, nécessitant leur remplacement au mois de décembre.

La même année, suite à un incident sur la ligne d'injection d'eau située en amont du ballon de charge, une inspection de l'injection de la ligne de tête a été effectuée mais celle-ci n'intégrait pas le coude défaillant. Par contre le rapport d'inspection mentionnait la nécessité de suivre fréquemment l'état de la ligne pour suivre l'évolution de la corrosion mais cette information n'a pas été prise en considération dans le système de management (maîtrise d'exploitation, plan d'inspection et de maintenance, etc.). Aucune nouvelle inspection de la ligne ne sera réalisée avant l'accident.

Malgré ces incidents, il ressort que le coude défaillant n'a jamais été inspecté durant 20 ans.

#### 2.2.3.4 MANAGEMENT DE LA CORROSION ET DE L'INSPECTION

La raffinerie disposait d'un système de management de la sécurité qui incluait des parties spécifiques au management de la corrosion et au management de l'inspection des tuyauteries. Le service d'inspection interne avait mis en place un système qualité depuis 1989 (procédures d'inspection, documentation technique) et un ingénieur métallurgiste interne était rattaché au service depuis 1992. Par ailleurs, des revues réunissant des experts multidisciplinaires étaient réalisées régulièrement afin d'aborder et traiter les problèmes liés à la corrosion.

Par contre, l'analyse de l'accident a mis en évidence l'absence de procédure interne spécifique à l'inspection des tuyauteries autour des points d'injection d'eau ou de produits chimiques alors que des guides techniques reconnus tels que l'API 570 (10) recommande une surveillance particulière. De même, aucune revue de corrosion n'avait pris en considération l'injection de la ligne de tête.

Concernant le retour d'expérience, il s'est avéré qu'il n'existait pas de base de données centralisée et spécifique pour consolider les enregistrements d'incidents liés à la corrosion. Une telle base sera mise en place après l'accident.

Néanmoins, plusieurs bases de données existaient au niveau du service inspection notamment pour consigner les rapports d'intervention (Equipment Inspection Records, Written Scheme Examination). En 1997, la base de données spécifique aux canalisations a été remplacée. La nouvelle base était cependant peu renseignée au niveau de l'historique et certaines fonctions non utilisées (système d'alerte).

En 1999, CONOCOPHILIPS s'est lancé dans une approche RBI pour mieux structurer et cibler ses inspections sur les capacités et tuyauteries afin notamment d'optimiser l'utilisation des ressources. A partir des données sur les installations et leur fonctionnement, un logiciel permettait d'évaluer la criticité et la durée de vie des équipements. Ces éléments étaient ensuite utilisés pour élaborer les plans d'inspection.

En novembre 2000, une analyse RBI incluant les tuyauteries, est conduite pour la première fois dans la raffinerie. Elle est réalisée sur l'unité du Gas Plant. Malgré la non-prise en compte de l'injection d'eau dans la ligne de tête, celle-ci sera identifiée comme une canalisation à haut risque et une inspection sera planifiée pour le mois de juillet 2001, soit 3 mois après l'accident.

#### 2.2.3.5 GESTION DES MODIFICATIONS

Deux types de systèmes permettant de gérer les modifications étaient en place au niveau de la raffinerie de Humber :

- Un système de memorandum technique, déjà en application en 1981, utilisé pour décrire les propositions de modifications ou d'ajouts aux équipements et procédés.
- Un système électronique, introduit en 1999, utilisé pour tout changement apporté aux installations, à leurs équipements et aux procédés.

A plusieurs occasions, des modifications apportées aux installations ou à leur fonctionnement, auraient dû permettre d'identifier et de maîtriser les risques de perte d'épaisseur de matière au niveau de la ligne de tête du déséthaniseur. Néanmoins, l'analyse des modifications s'est avérée selon les cas, absente ou insuffisamment étendue. Quatre modifications significatives en lien avec l'accident, sont rappelées brièvement ci-dessous :

- La ligne d'injection d'eau ayant entraîné des phénomènes d'érosion et de corrosion du coude, est un élément ajouté au procédé en 1981. En terme de conception, il s'est avéré que la localisation de l'injection à moins d'un mètre du coude, est un élément défavorable, non identifié comme tel au moment de la modification. Cette localisation est un facteur de contribution majeur de l'ouverture du coude. Son choix a été

dicté par la présence d'un piquage existant de 1 pouce, qui permettait une modification rapide afin de solutionner le problème d'encrassement des condenseurs. Par ailleurs, cet ajout n'a pas été accompagné de mesures compensatoires en terme d'inspection de la tuyauterie et des équipements situés en aval.

- En 1995, le changement de mode de fonctionnement de l'injection d'eau (passage d'un mode continu à un mode intermittent) n'a pas été perçu comme une modification et n'a donc pas fait l'objet d'une analyse.
- En février 2000, une augmentation du diamètre de l'orifice de la ligne d'injection a été planifiée et une analyse a été conduite dans le cadre du processus de gestion des modifications. Néanmoins, les effets liés à l'injection d'eau dans le gaz de tête sur les installations situées en aval n'ont pas été étudiés.
- En novembre 2000, un nouveau changement de mode de fonctionnement de la ligne d'injection a été effectué (passage d'un mode intermittent à un mode continu). Ce changement n'a pas été considéré comme une modification.

## 2.3 ACCIDENTS RECEMMENT SURVENUS EN FRANCE

### 2.3.1 DONGES (44), 16 MARS 2008 (11) (12)

Le 16 mars 2008, une brèche survient sur une canalisation de transfert de fioul vers un appontement, provoquant un déversement dans l'estuaire de la Loire. Près de 90 km de berges sont souillées. Les importants moyens mobilisés sur les chantiers de nettoyage durant trois mois (plus de 210 000 heures de travail), permettront de récupérer 6 130 tonnes de déchets.



Figure 9 : Pollution des berges de l'estuaire et des étiers. Photos prises le 20 mars 2000 par la Gendarmerie Nationale.

Les investigations révèlent que la fuite n'a été décelée qu'au bout de 5 heures, permettant un déversement de 478 t de fioul, dont 180 t rejoindront la Loire. La canalisation a été mise en service en 1964 et modifiée en 1972. La dernière inspection remontait à 2004. Son examen montre une brèche longitudinale d'environ 16 cm provoquée par une corrosion externe localisée, développée sous calorifuge, dont l'origine est liée à une fuite d'eau sur une tuyauterie située à la verticale. L'eau s'est infiltrée sous le calorifuge et a provoqué la corrosion puis la perforation de la canalisation de fioul. La tuyauterie d'eau avait fait l'objet d'une réparation antérieure (pose d'un collier).



Figure 10 : Origine de la fuite.

Malgré plusieurs anomalies décelées dans les mois précédents sur ce même rack, l'exploitant n'a pas revu son programme de contrôle pour prendre en compte les risques spécifiques présentés par cette ligne en regard de sa proximité avec les berges du fleuve. La ligne de fioul accidentée est arrêtée définitivement et les contrôles effectués sur l'ensemble du rack révéleront plusieurs points de corrosion sur d'autres lignes nécessitant des réparations.

Plusieurs actions et mesures complémentaires sont demandées à l'exploitant dont:

- L'extension des contrôles à d'autres canalisations du site avec mesures d'épaisseur au niveau des points sensibles (supports, piquages,...) ;
- Le déplacement du tracé de la ligne d'eau de service pour éviter tout aplomb avec une tuyauterie calorifugée ;
- Une surveillance permanente avec système de détection de fuite et report d'alarme en salle de contrôle pour les canalisations situées à proximité du fleuve ;
- La modification du terrain sous le rack afin de drainer tout écoulement accidentel vers un réseau de collecte adapté ;
- L'installation d'un dispositif comptabilisant les quantités de produits sortant d'un bac et celles réceptionnées en bout de la canalisation de transfert correspondante.

### **2.3.2 NOTRE-DAME DE GRAVENCHON (76), 2008 (13) (14)**

Vers 13h25, un opérateur perçoit une forte odeur de gaz et remarque la présence d'un brouillard au cœur du vapocraqueur sans pouvoir localiser précisément le point de fuite. Au même moment, plusieurs explosimètres se déclenchent.

Les moyens de secours internes interviennent et vers 14h45, un jet gazeux vertical est repéré dans un rack de tuyauteries, à environ 8 m du sol. Vers 15h35, la brèche est localisée sur une tuyauterie en acier au carbone non calorifugée, de 4 pouces de diamètre et de 500 m de longueur, contenant du butane liquéfié et fonctionnant sous une pression de 18 à 20 bar.

La ligne est dépressurisée vers le réseau torche puis isolée au plus près de la brèche vers 15h50. Au total, la fuite a duré près de 2h30 et environ 4 tonnes de butane ont été relâchées. La rapidité et l'efficacité des moyens déployés ont permis d'éviter l'ignition.

La tuyauterie contenait du gaz liquéfié, isolé entre deux vannes fermées. Son expansion a engendré une montée en pression suffisante pour générer l'ouverture de la tuyauterie, même si celle-ci n'a pas provoqué l'ouverture de la soupape d'expansion thermique tarée à 48 bars relatifs.

Comme le montre la figure suivante, la brèche, de forme longitudinale, s'étend sur environ 50 mm de longueur et 20 mm de largeur (diamètre équivalent de 30 mm environ). Elle s'est produite sur la génératrice supérieure de la tuyauterie.





Figure 11 : Brèche sur la canalisation de 4 pouces.  
Dimension 50 x 20 mm [Source (14)]

Après l'incident, l'examen de la tuyauterie a révélé une corrosion externe localisée, qui a entraîné une forte perte d'épaisseur dans la zone de rupture, sur toute la section de la tuyauterie. Cette corrosion a été occasionnée par les égouttures provenant de la glace fondante enrobant l'extérieur d'une ligne d'éthylène réfrigéré, située au-dessus de la tuyauterie défectueuse.

La tuyauterie était en service depuis près de 40 ans. Une inspection visuelle depuis le dessous, avait été réalisée en juillet 2006 et n'avait pas mis en évidence de zone de corrosion. Dans le cadre de la réglementation des équipements sous pression, une inspection périodique était prévue pour 2009. Compte tenu de la nature du produit véhiculé (non corrosif), elle devait permettre de vérifier l'état de la tuyauterie en menant une inspection visuelle dans le rack et de déterminer les éventuels contrôles complémentaires et réparations nécessaires.

Suite à cet événement, la raffinerie a élaboré un plan d'actions articulé autour d'un vaste programme d'inspection des tuyauteries durant l'arrêt métal du vapocraqueur. Une organisation de type projet sera mise en place. Vingt cinq personnes du service inspection et cent dix à cent vingt personnes au niveau de la maintenance seront mises à contribution. Des alpinistes seront mobilisés pour mener les inspections dans les racks.

Une douzaine de défauts seront identifiés :

- quelques sous-épaisseurs détectées au niveau de fers supports de ligne dans les racks,
- quelques corrosions détectées sur des lignes humides calorifugées (fonctionnant à près de 0°C),
- un défaut d'épaisseur constaté sur un piquage.

## 2.4 ENSEIGNEMENTS

Les événements présentés précédemment, particulièrement ceux qui sont survenus à l'étranger, montrent un certain nombre de dysfonctionnements qui ont conduit d'une part, à favoriser le développement accéléré d'un mode de dégradation sur une section de tuyauterie et d'autre part, à ne pas détecter suffisamment tôt cette dégradation pour prendre les mesures adéquates.

Sans réaliser d'analyse statistique, il ressort nettement que le développement d'un mode de dégradation accéléré peut notamment résulter :

- d'un non respect des bonnes pratiques d'ingénierie (normes, standards de construction...) : par exemple, la non utilisation d'une pièce en T forgée à Grangemouth, le non respect des distances d'éloignement entre le point d'injection et le premier coude à Humber ;
- d'une insuffisance de maîtrise des procédés ou de maîtrise d'exploitation : par exemple, le fonctionnement dégradé du dessaleur et la compensation d'une perte de flux par l'ouverture continue d'une vanne de by-pass à Martinez, les arrêts inopinés et fréquents de la section réactionnelle du FCC de Grangemouth ;
- d'une insuffisance de gestion des modifications : par exemple, les changements de paramètres de fonctionnement d'un équipement, les évolutions des propriétés physiques des charges à traiter, la modification du procédé à Martinez, le démontage d'une pompe à Grangemouth, l'adoption d'un nouveau point d'injection et le changement de mode de fonctionnement de ce point d'injection à Humber.

Dans certains cas, ces défaillances découlent de carences de l'analyse de risques et/ou d'une non-prise en considération du retour d'expérience. Ces deux aspects ont également contribué lors des événements relatés, à ne pas inspecter les zones susceptibles d'être atteintes par des dégradations avancées.

D'une façon plus globale, il ressort que les systèmes de management des risques mis en place par les différents exploitants n'étaient pas suffisamment performants pour prévenir les dégradations et s'assurer de l'intégrité mécanique des tuyauteries.



### **3. POLITIQUES DE SUIVI MISES EN ŒUVRE**

#### **3.1 REGLEMENTATION ET GUIDES**

Le rapport général<sup>4</sup> rédigé par l'INERIS, présente au chapitre 7 le contexte réglementaire lié aux équipements sous pression en France et à l'étranger. Des compléments sont fournis en annexes E, G, H et I de ce même rapport, respectivement dédiées à la réglementation applicable en France, au Royaume-Uni, aux Etats-Unis et en Allemagne.

##### **3.1.1 REGLEMENTATION DES ESP EN FRANCE**

Le suivi en service des équipements sous pression est règlementé en France par le décret du 13 décembre 1999 (transposition de la Directive Equipement sous pression comportant un volet suivi en service) et l'arrêté du 15 mars 2000, ce dernier ayant un domaine d'application plus restreint mais qui est plus prescriptif que le décret qui ne définit que des objectifs de suivi.

Les tuyauteries, sous certaines conditions (nature de fluide, pression, DN) entrent dans le champ d'application de l'arrêté du 15/03/2000.

###### **3.1.1.1 SEUILS DE SOUMISSION DES TUYAUTERIES**

Pour rappel, les tuyauteries soumises à l'arrêté du 15 mars 2000 modifié sont :

- *«Les tuyauteries destinées à contenir un gaz du groupe 1, dont la dimension nominale est supérieure à DN 100 ou dont le produit PS.DN est supérieur à 1 000 bars, à l'exception de celles dont la dimension nominale est au plus égale à DN 25 ;*
- *Les tuyauteries destinées à contenir un gaz du groupe 2, y compris la vapeur d'eau et l'eau surchauffée, dont la dimension nominale est supérieure à DN 100 et le produit PS.DN est supérieur à 3 500 bars.»*

Les gaz du groupe 1 correspondent aux substances les plus dangereuses (toxiques, inflammables, explosibles, comburantes, etc.). Les autres sont regroupées dans le groupe 2.

Est considéré comme un gaz, au sens de l'arrêté, *« un gaz, un gaz liquéfié, un gaz dissous sous pression, une vapeur, y compris la vapeur d'eau et l'eau surchauffée, ainsi qu'un liquide dont la tension de vapeur saturante, à la température maximale admissible, excède de plus de 0,5 bar la pression atmosphérique normale ».*

---

<sup>4</sup> Benchmark international sur les réglementations et pratiques de maîtrise du vieillissement des installations industrielles. INERIS DRA-09-102957-07985C. 31 décembre 2009.

Sont ensuite soumises à déclaration, contrôle de mise en service et requalification périodique, «*les tuyauteries dont la pression maximale admissible PS est supérieure à 4 bars appartenant à une des catégories suivantes :*

- *Les tuyauteries de gaz du groupe 1 dont la dimension nominale est supérieure à DN 350 ou dont le produit PS.DN est supérieur à 3 500 bar, à l'exception de celles dont la dimension nominale est au plus égale à DN 100 ;*
- *Les tuyauteries de gaz de groupe 2 dont la dimension nominale est supérieure à DN 250, à l'exception de celles dont le produit PS.DN est au plus égal à 5 000 bars».*

Les délais d'application étaient fixés :

- au 22 avril 2006, pour constituer les dossiers descriptifs et établir le programme de contrôle (nature et périodicité),
- au 22 avril 2007, pour réaliser les contrôles.

#### 3.1.1.2 SERVICE D'INSPECTION RECONNU (SIR)

Les exigences de l'arrêté du 15 mars 2000 modifié relatives à la nature et la périodicité des inspections et requalifications périodiques, peuvent être modulées si le site dispose d'un SIR.

Dans ce cas, le SIR doit établir des plans d'inspection établis selon des guides professionnels approuvés par le ministre chargé de l'industrie et tenus à la disposition des agents chargés de la surveillance des appareils à pression.

#### **3.1.2 GUIDES**

Le guide UIC/UFIP DT 84 (15), approuvé par la décision BSEI n° 06-194 du 26/06/06, est utilisé pour l'établissement des plans d'inspection qui doivent comporter :

- *les caractéristiques de l'équipement,*
- *les modes de dégradation susceptibles d'affecter chaque équipement,*
- *les catégories ou niveaux de probabilité et de conséquence de défaillance,*
- *la criticité de chaque équipement,*
- *les actions de surveillance à réaliser sur les équipements en service et/ou à l'arrêt, notamment*
  - *les natures et périodicités des inspections et requalifications,*
  - *les types, localisations, étendues.., des contrôles non destructifs et leurs périodicités,*
- *les critères et seuils associés aux contrôles et essais,*

- *les éventuelles conditions opératoires critiques limites des équipements (COCL) et les seuils associés.*

*Par ailleurs,*

- *les conditions particulières de préparation des équipements pour la réalisation des contrôles ou de remise en service,*
- *les modalités de suivi des instruments associés aux éventuelles COCL,*
- *l'exploitation des dépassements des COCL,*

*doivent, soit être portées dans le plan d'inspection, soit faire l'objet de procédures ou modes opératoires particuliers.*

Avant l'application de ce guide, les services d'inspection des raffineries, pour certains dès le milieu des années 90, s'étaient orientés vers une approche basée sur la criticité. Cette approche a évolué au cours du temps.

Actuellement, les méthodes d'évaluation de la criticité des tuyauteries (comme celle des équipements) s'appuient sur les guides RBI développés par l'American Petroleum Institute (API 580 (15) et API 581 (16)), tout en respectant les exigences du DT84.

Le guide de l'AFIAP (17), approuvé par la DM T/P n°32 969, est utilisé pour la classification des modifications ou des réparations de tuyauteries soumises à la réglementation.

D'autres guides spécifiques aux tuyauteries sont également utilisés pour définir les pratiques en matière d'inspection, de réparation et de modifications tels que l'API 570 (10) et API 574 (18).

Certains groupes pétroliers disposent également de guides internes pour l'inspection des tuyauteries. Par ailleurs, l'UFIP et l'UIC envisagent de rédiger en commun, un guide de bonnes pratiques sur le contrôle des tuyauteries d'usine, destiné à la profession (parution prévue au cours du 2<sup>nd</sup> semestre 2010).

### **3.1.3 APPLICATION SUR LE TERRAIN**

Pour les raffineries, l'application des exigences de l'arrêté du 15 mars 2000 modifié, s'est traduite par un important travail d'identification et de suivi des tuyauteries compte tenu de l'augmentation significative du nombre de tuyauteries soumises par rapport à l'ancienne réglementation. Les délais ont globalement été respectés.

En plus des tuyauteries soumises à l'arrêté du 15 mars 2000 modifié, les raffineurs identifient d'autres tuyauteries jugées critiques pour lesquelles ils élaborent des plans d'inspection. Les critères de choix sont variables selon les sites et leur environnement. Ces tuyauteries suivies à titre volontaire (ESSV) ne disposent actuellement pas toutes de leur plan d'inspection. Ce travail n'est pas encore complètement achevé.

Pour les tuyauteries situées en off-site (hors batteries limites des unités), il ressort des entretiens menés que le travail a été considérablement alourdi par l'absence de plan isométrique. Certaines raffineries mobilisent encore des effectifs conséquents pour effectuer les dessins et le repérage (article 6, §4 de l'arrêté du 15 mars 2000 modifié) qui ont été étendus aux tuyauteries suivies à titre volontaire.

Le nombre de tuyauteries off-site soumises à requalification périodique est variable d'une raffinerie à l'autre, essentiellement du fait du classement de tout ou partie des essences (certaines essences légères répondant au critère de tension de vapeur saturante supérieure à 0,5 bar). Une part importante de tuyauteries de GPL n'est pas soumise à requalification périodique car leur DN n'excède pas 350 et leur PS.DN n'excède pas 3 500. Pour autant, ces tuyauteries bénéficient généralement d'un plan d'inspection, souvent établi avant le 15 mars 2000.

## SIR

Les raffineries métropolitaines répondent toutes aux critères de l'Instruction DM-T/P n°32510 et disposent d'un SIR 6/12 qui applique le guide UIC/UFIP DT84 (19).

Les missions des inspecteurs des services d'inspection des raffineries sont principalement tournées vers des tâches d'organisation ainsi que d'élaboration et de suivi des plans d'inspection. Les opérations de contrôle proprement dites sont très majoritairement confiées à des entreprises extérieures qui disposent de personnels possédant les certifications requises pour la réalisation d'essais non destructifs (COFREND). Des audits de ces entreprises extérieures sont réalisés par les SIR afin de s'assurer de la validité de la certification des agents, du respect des règles internes et des instructions mentionnées sur le plan d'inspection, du respect des règles HSE lors de l'intervention, etc.

## **3.2 ELABORATION ET MISE EN ŒUVRE DES PLANS D'INSPECTION**

### **3.2.1 ETAT DESCRIPTIF DES TUYAUTERIES**

La description des tuyauteries avec leurs accessoires est généralement moins détaillée que celles des capacités sous pression qui disposent d'un dossier regroupant les caractéristiques de fabrication et de réception.

La connaissance des caractéristiques de la tuyauterie repose essentiellement sur les standards de construction utilisés. Ces standards étant souvent propres à un groupe et évoluant dans le temps, il est parfois difficile d'avoir un descriptif précis pour des tuyauteries datant de plusieurs décennies.

En unité, la description est facilitée par l'existence d'isométriques contrairement aux tuyauteries off-sites.

### 3.2.2 MODES DE DEGRADATION

Les modes de dégradation affectant les équipements et tuyauteries en raffinerie sont nombreux et complexes. Leur connaissance revêt un haut niveau d'expertise fondée sur des disciplines telles que la métallurgie, la thermodynamique, la résistance des structures, la chimie, etc. Elle s'enrichit par le retour d'expérience. Chaque mode est dépendant de multiples paramètres tels que la nature des fluides, les conditions de process (pression, température, débit, vitesse, etc.), l'environnement extérieur, la métallurgie...

Ces modes de dégradation sont recensés et décrits dans différents guides :

- l'API 571 (20) qui donne des informations sur les conditions d'occurrence, les dommages potentiels, les mesures de maîtrise et les méthodes d'inspection applicables pour une soixantaine de modes de dégradation,
- l'API 580 qui synthétise en annexe A, les différents mécanismes en mentionnant une brève description, leur comportement, les facteurs d'influence et des exemples,
- l'API 581 qui décrit les différents modes de dégradation et donne pour ceux entraînant une perte d'épaisseur, des vitesses de corrosion en fonction de différents paramètres du procédé et de la métallurgie des équipements,
- les publications de l'European Federation of Corrosion (EFC),
- les DT32 et DT84 qui synthétisent en annexe, les principaux modes rencontrés, des exemples et les effets associés.

Ces guides sont exploités par les ingénieurs corrosion des raffineurs qui sont rattachés, soit au niveau central, soit au niveau d'un site. Ils servent notamment à l'élaboration de guides internes (manuel corrosion) intégrant le retour d'expérience du groupe (et de la profession) ou à développer des logiciels, afin de constituer une aide dans l'identification des modes de dégradation lors de l'établissement des plans d'inspection.

Deux approches sont retenues pour cette identification :

- l'ingénieur corrosion définit les boucles d'iso-dégradation (même fluide, même métallurgie et mêmes conditions de process), puis les modes de dégradation susceptibles de les affecter en se basant sur le manuel corrosion,
- l'inspecteur réalise l'identification à l'aide d'un logiciel qui va lui indiquer les différents modes de dégradation susceptibles de se manifester à partir des données descriptives de la tuyauterie et du process ; les ingénieurs corrosion sont associés en amont, lors de l'élaboration du logiciel, pour prédéfinir les modes de dégradations génériques associés aux différentes sections des unités de raffinage ; ils peuvent également être sollicités par le site pour apporter leur expertise en cas de besoin.



Une fois la liste des modes de dégradation établie, l'inspecteur évalue la criticité de la tuyauterie pour pouvoir ensuite adapter son plan d'inspection en conséquence (nature et fréquence des contrôles, identification des points singuliers et proportion à contrôler, etc.).

### **3.2.3 EVALUATION DE LA CRITICITE ET DEFINITION DES MOYENS DE CONTROLE**

Le guide DT84 fixe les critères à prendre en considération pour évaluer la probabilité et les conséquences (cf. rapport général, annexe E) mais laisse le soin à chaque SIR, de définir sa propre échelle. La combinaison de la probabilité de défaillance et des conséquences pour un équipement donné, permet d'évaluer un niveau de criticité qui est généralement défini dans une matrice 5x5.

Pour mener cette évaluation, les raffineurs s'appuient sur la méthode présentée dans l'API 581, adaptée en fonction des besoins et des pratiques du service d'inspection. Par conséquent, les méthodes employées, bien que découlant des mêmes référentiels, présentent des différences. Quelques exemples sont cités ci-après.

Concernant l'évaluation des conséquences :

- Les conséquences en terme de sécurité peuvent être définies à l'aide des modèles simplifiés présentés dans l'API 581, après avoir défini une taille de brèche en fonction des modes de dégradation identifiés, ce qui permet de déterminer un coefficient de conséquences pour chaque mode de dégradation identifiés. Les coefficients sont ensuite pondérés pour établir le niveau de conséquences global de l'équipement. Par ailleurs, les conséquences en terme de sécurité peuvent être définies avec des approches plus forfaitaires prenant uniquement en compte l'inventaire des équipements et conduisant directement à un seul niveau de conséquences ;
- Pour les tuyauteries, le niveau de conséquences peut être établi à partir de celui de la capacité amont ou des capacités situées en amont et en aval,
- L'indisponibilité consécutive à la défaillance peut être intégrée ou être prise en compte séparément, dans une échelle spécifique de conséquences économiques qui va intégrer d'autres paramètres tels que le coût de réparation ou de remplacement et les pertes d'exploitation. Le plan d'inspection sera ensuite bâti sur le niveau de conséquence maximal.
- Les conséquences environnementales peuvent être traitées de façon indépendante ou être intégrées dans les conséquences liées à la sécurité.

Concernant l'évaluation de la probabilité,

- Le niveau peut être défini pour chaque mode de dégradation afin de mieux adapter le plan d'inspection en conséquence ou résulter de l'agrégation des probabilités de défaillances de tous les modes de dégradation.

Ces différences au niveau de la méthode d'évaluation de la criticité peuvent conduire à des résultats divergents en terme de placement dans la matrice, ce qui est logique puisque le DT84 laisse à chaque SIR le soin de déterminer ses propres échelles de cotation. Une étude réalisée par le HSL (21), qui a consisté à mener une analyse RBI sur plusieurs cas par différents organismes (industriels et consultants), avec chacun leur propre méthode, l'a illustré.

Néanmoins, il est important de souligner que la détermination de la criticité n'est qu'une étape de la démarche RBI et que le niveau de criticité d'un équipement a vocation à optimiser les moyens d'inspection sur les équipements les plus critiques. En d'autres termes, l'analyse RBI doit permettre de renforcer l'inspection des équipements qui ont les niveaux de criticité les plus élevés, déterminés avec une même méthode. Par ailleurs, comme le mentionne clairement l'API 580, l'analyse conduite dans le cadre d'une démarche RBI ne doit pas se substituer à l'analyse de risques du procédé mais doit la compléter.

Une fois la criticité de l'équipement établie, s'il s'avère que le niveau n'est pas acceptable, des moyens d'inspection complémentaires sont déterminés pour abaisser la probabilité (multiplication des mesures de contrôles non destructifs (CND), augmentation de la proportion de points singuliers à contrôler, augmentation des fréquences de contrôle...). Les critères de réduction de la probabilité sont définis dans des documents internes et sont généralement adaptés aux différents modes de dégradation.

A cette occasion, des moyens de maîtrise supplémentaires autres que l'inspection, peuvent être mis en œuvre pour agir sur la probabilité ou la gravité. On recherchera alors à réduire le risque de dégradation et non à améliorer la connaissance de l'état de la dégradation (rôle de l'inspection). La notion de COCL s'inscrit en partie dans ce cadre.

Dans les unités, les conséquences environnementales sont généralement couvertes par les conséquences liées à la sécurité (incendie, explosion, dispersion de toxiques) qui se traduisent souvent par l'attribution d'un niveau élevé. De plus, les unités sont généralement sur rétention et sont équipées de système de drainage afin de prévenir une pollution. Par contre, pour les tuyauteries off-site, les conséquences environnementales peuvent ne plus être couvertes par les conséquences liées à la sécurité (notamment du fait des paramètres de pression et température nettement plus faibles) et l'absence de dispositif de prévention des pollutions ne permet pas de limiter les conséquences d'un déversement sur l'environnement.

Actuellement, certaines méthodes RBI appliquées dans les raffineries ne s'avèrent pas suffisamment bien adaptées pour intégrer les conséquences environnementales sur les tuyauteries off-site. Les critères d'évaluation conduisent à une criticité relativement faible pour une large majorité de tuyauteries. Des grilles de criticité spécifiques ont donc été établies par certains groupes pour pallier cette insuffisance. De plus, la profession va éditer un guide d'inspection des tuyauteries qui intégrera cette problématique.

### 3.2.4 ELEMENTS CLEFS DU PROCESSUS RBI

L'inspection basée sur la criticité est un processus dynamique qui doit être fondé sur une démarche d'amélioration continue. L'évaluation de la criticité s'appuie sur des données valides au moment de l'analyse et les actions qui en découlent modifient certaines de ces données. La vie de l'installation, notamment les cycles de maintenance, engendre également des modifications dans l'intervalle de temps séparant deux inspections. Par conséquent, l'analyse doit périodiquement être mise à jour. Le retour d'expérience (résultats des CND, constats des inspections visuelles, résultats des inspections et requalifications périodiques, incidents, etc.) doit être intégré. Il constitue un des moteurs de l'amélioration continue.

Pour les tuyauteries, la démarche est relativement récente (de nombreuses tuyauteries n'ont subie qu'une IP ou RP, l'échéance réglementaire de mise en application pour la RP ne datant que de 2 ans). Les importants efforts déployés pour lancer la démarche ne pourront donc avoir d'effets tangibles qu'après deux ou trois cycles d'inspection à condition que la démarche d'amélioration continue soit effective.

Les éléments clefs du processus RBI sont donc de disposer :

- D'un système de management efficient pour assurer une bonne gestion de la documentation, de la qualification des personnels des SIR et des entreprises extérieures réalisant les contrôles, des données requises pour mener l'analyse, du retour d'expérience et des mises à jour de l'évaluation des risques.
- D'une méthode bien documentée de détermination de la probabilité et des conséquences qui permettent de comprendre et si besoin remettre en cause les résultats de l'évaluation,
- De procédures documentées pour définir les moyens de réduction des risques liés à l'inspection,
- De procédures documentées pour définir les autres moyens de réduction des risques.

Le processus RBI doit avoir des liens avec le système de management des risques (SGS, notamment) car de nombreuses interactions existent. Le processus RBI peut permettre d'augmenter l'efficacité de l'inspection pour détecter et quantifier des mécanismes de dégradation qui peuvent conduire à une perte d'intégrité mécanique d'un équipement et in fine à un accident majeur. Par contre, l'inspection ne permet pas de prévenir ou limiter les dégradations. L'identification des risques d'accident majeur, la maîtrise d'exploitation, la formation du personnel, la gestion des modifications, la gestion du retour d'expérience sont par conséquent autant d'éléments du système de management des risques qui doivent interagir avec la démarche RBI. Plusieurs événements abordés au chapitre accidentologie l'illustrent. Par exemple, l'insuffisance d'interaction entre la gestion d'une modification et l'inspection peut conduire à une perte d'intégrité ayant des conséquences majeures.

Aux Etats-Unis, suite à plusieurs accidents dans l'industrie du raffinage, dont celui de Texas City, l'OSHA a conduit un plan national<sup>5</sup> visant à vérifier la conformité par rapport aux exigences, du Process Safety Management (PSM) dans 42 raffineries. Ce système s'articule autour de 14 éléments, dont un spécifique à l'intégrité mécanique des équipements qui est entre autres, applicable aux tuyauteries. Les résultats du programme de l'OSHA ont montré de nombreuses insuffisances. Parmi elles, les infractions les plus fréquemment constatées concernent les éléments sur l'intégrité mécanique (plus spécifiquement sur l'inspection et les tests) et l'information relative à la sécurité des procédés (le plus souvent sur l'information relative aux équipements avec en priorité l'absence ou la non mise à jour des P&ID, puis l'insuffisance de démonstration du respect des bonnes pratiques d'ingénierie pour les équipements).

---

<sup>5</sup> Occupational Safety and Health Administration, Directive Number : CPL 03-00-004, Petroleum Refinery National Emphasis Program, June 7, 2007.



## **4. TUYAUTERIES DIFFICILEMENT INSPECTABLES**

Les informations retranscrites dans cette partie émanent principalement des guides de l'API, des DT 32 et 84 et des visites de sites.

Ce chapitre concerne aussi bien l'inspection visuelle des tuyauteries, qui est un élément capital pour déceler les zones affectées par des mécanismes de corrosion externe, que les inspections faisant appel à des CND et qui permettent également de déceler les zones affectées par des mécanismes de dégradation interne.

### **4.1 PRESENCE DE CALORIFUGE**

En raffinerie, les tuyauteries calorifugées sont nombreuses, aussi bien dans les unités qu'en off-site. La raison principale de la présence de calorifuge est liée aux procédés, aux produits véhiculés et à l'efficacité énergétique. Dans certains cas, le calorifuge peut servir à assurer la protection du personnel (prévention des brûlures par contact).

Cette présence est responsable d'un mode de corrosion spécifique (Corrosion Under Insulation - CUI) lié à la présence d'eau à l'intérieur de l'enveloppe (essentiellement due à la non étanchéité et la condensation) et au maintien d'un milieu humide au contact de la canalisation. La forme la plus fréquente de CUI se matérialise par une corrosion localisée des aciers au carbone. La plage de température la plus critique se situe entre -4°C et 120°C. Les tuyauteries plus chaudes sont beaucoup moins sensibles à la CUI du fait de la vaporisation de l'eau, à l'exception de celles qui fonctionnent de façon intermittente et qui peuvent se retrouver tantôt dans un milieu sec, tantôt dans un milieu humide.

Parmi les différents modes de dégradation, la CUI est la principale cause de pertes de confinement sur les tuyauteries. Les principales zones concernées sont :

- les zones de pénétration dans le calorifuge qui sont susceptibles de dégrader l'étanchéité de l'enveloppe (traceur, soupapes d'expansion thermique, T de raccordement...),
- les endommagements de l'enveloppe (enfouissement, déplacement, poinçonnement...),
- les terminaisons sur les lignes verticales,
- les coutures d'enveloppes mal positionnées ou endommagées,
- les points bas susceptibles d'accumuler l'eau,
- les zones exposées à des événements de vapeurs,
- les zones décalorifugées pour travaux puis mal recalorifugées,
- les zones soumises à vibrations,

- les supports de tuyauteries,
- les sorties de purge et de drain,
- les zones sales.

L'inspection visuelle du calorifuge est primordiale et demeure le principal moyen de détection des zones potentiellement affectées par une CUI. L'inspection de ces zones impose ensuite, dans la majorité des cas, de décalorifuger la canalisation pour la rendre accessible. Seules les radiographies permettent de faire des CND sans réaliser cette opération, mais leur usage reste limité aux canalisations de faibles diamètres sur des zones restreintes (par exemple pour évaluer l'état d'un piquage).

Selon le guide DT84, le décalorifugeage des tuyauteries soumises à l'arrêté du 15 mars 2000 n'est pas obligatoire lors des inspections périodiques, sauf détection de dégradations constatées ou s'il y a des raisons de suspecter le bon état de parties non visibles. Jusqu'à la troisième requalification périodique, le guide permet de ne procéder qu'à un décalorifugeage partiel, limité aux zones critiques. L'enlèvement total du calorifuge n'est prévu qu'au moment de la quatrième requalification périodique. L'annexe 6 du guide présente un logigramme simplifié de définition des modalités de décalorifugeage des équipements (applicable aux tuyauteries).

Les raffineurs ont généralement des guidelines internes pour définir les zones à risques de CUI et les actions à engager en terme d'inspection. Sur le plan d'inspection, les points singuliers présentant un risque accru de CUI sont identifiés, puis le niveau de criticité de la tuyauterie, déterminé lors de la mise en œuvre du processus RBI, conduit à déterminer une proportion de points singuliers à décalorifuger. Par exemple, le niveau de criticité peut imposer 25% ou 50% de supports de tuyauterie à contrôler. Lors de l'inspection suivante, les supports déjà contrôlés ne seront pas vus, de façon à inspecter suivant la proportion déterminée par le niveau de criticité, la totalité des supports après deux, trois ou quatre inspections.

Afin de pallier les difficultés d'inspection, une politique globale de maîtrise du risque de CUI peut être mise en place. Elle peut reposer par exemple sur :

- la suppression des calorifuges inutiles ou mis en place uniquement pour des raisons de protection du personnel (remplacement par des dispositifs de substitution tels que des grillages de protection dans les zones de circulation),
- une campagne d'inspection visuelle de l'état du calorifuge sur la totalité de la tuyauterie avec identification des zones dégradées (décalorifugeage total pour inspection de la tuyauterie), des zones susceptibles de l'être (décalorifugeage partiel fonction de la criticité de la tuyauterie) et des zones saines.
- le sablage et la remise en état de la protection de la tuyauterie avant pose d'un nouveau calorifuge,

- la sensibilisation de tout intervenant, y compris ceux des entreprises extérieures, afin de prévenir les dommages aux enveloppes et de systématiser la remise en place des calorifuges dans les règles de l'art en s'assurant de leur étanchéité,
- la sensibilisation des opérateurs pour signaler au service d'inspection, les endommagements ou les phénomènes dans l'environnement de la tuyauterie calorifugée susceptibles de produire des endommagements (fuite d'eau ou de vapeur, égouttures de condensation...) et pour améliorer l'entretien des calorifuges.

Une telle politique demande des moyens très importants, sur de longues périodes, notamment pour conduire l'inspection visuelle du calorifuge de toutes les tuyauteries, sur la totalité de leur longueur, y compris au niveau des zones difficilement accessibles nécessitant des moyens spéciaux (nacelles, échafaudages, cordistes, etc.). A l'échelle de la raffinerie, le linéaire à inspecter peut atteindre plusieurs centaines de kilomètres de tuyauteries voire davantage.

Il est également important que cette politique soit globale et se décline en un ensemble de mesures cohérentes intégrant la suppression du risque lorsqu'elle est possible, l'évaluation des risques lorsqu'ils ne peuvent être évités, la réduction des risques à la source et la détection des dégradations du calorifuge et des tuyauteries. Un programme de contrôle systématique pourrait en effet voir son efficacité sensiblement réduite, si les actions de sensibilisation du personnel intervenant sur les installations ne sont pas menées. En effet, l'inspection à elle seule ne pourra pas éviter la dégradation d'un calorifuge avec perte d'étanchéité lors d'une intervention postérieure à cette inspection, qui sera à l'origine d'une CUI et qui, à terme, pourra engendrer une perte de confinement.

## **4.2 DIFFICULTES LIEES A L'ENVIRONNEMENT DES TUYAUTERIES**

### **4.2.1 PRINCIPALES CONFIGURATIONS OCCASIONNANT UNE GENE**

L'environnement des tuyauteries peut constituer une gêne pour les inspections, notamment du fait :

- de leur positionnement en hauteur (racks, descentes des lignes de tête...), imposant des moyens d'accès spécifiques aux inspecteurs et aux personnels chargés de réaliser les CND,
- de l'encombrement immédiat des tuyauteries (notamment dans les nappes des racks ou des pipeways, les passages sous caillebotis...), ne permettant pas d'avoir un visuel complet de la tuyauterie ou de positionner les appareils de contrôle,
- de la nature des supports de tuyauteries (notamment les non soudés au niveau des pipeways ou des racks), imposant le levage des lignes par des coussins gonflables (type Vetter) pour mener l'inspection du point de contact, puis éventuellement poser un patin de glissement,



- du passage de route en fourreau ou des traversées de merlon de cuvette empêchant la plupart des contrôles.

Les solutions à apporter pour limiter les gênes occasionnées par l'environnement des tuyauteries peuvent se révéler couteuses à mettre en œuvre ou entraîner des contraintes temporelles. Néanmoins, les difficultés liées à l'environnement ne doivent pas se traduire par des zones d'ombre en terme d'inspection. Elles ne doivent donc pas impacter le choix des points singuliers à contrôler lors de l'élaboration du plan d'inspection de la tuyauterie. Par exemple, si la criticité issue du processus RBI conduit à contrôler 20% des points de supportage, le choix de ces points ne doit pas être influencé par les difficultés d'accessibilité et le plan d'inspection doit prévoir les moyens ad hoc pour réaliser les contrôles (nacelle, plate-forme élévatrice, échafaudage...).

#### 4.2.1.1 RACKS

Jusqu'à des événements récents ayant entraîné des pertes de confinement significatives, les inspections visuelles des tuyauteries disposées sur les racks étaient souvent limitées à :

- une inspection depuis le dessous, ce qui ne permet pas d'avoir une vision de la génératrice supérieure et des points de supportage,
- éventuellement complétée par une inspection depuis les accès existants (échelles de certains poteaux de soutènement de la structure), qui permet d'avoir un visuel du dessus du rack, mais sur des zones restreintes.

Proportionnellement, peu de CND étaient effectués dans les racks du fait notamment du nombre restreint de tuyauteries faisant l'objet d'un plan d'inspection et/ou d'une moindre proportion de points singuliers. Ces contrôles nécessitent la mise en place de moyens d'accès temporaires (échafaudages ou nacelles).

Dans certains cas, il s'est avéré que ces mesures étaient insuffisantes, car elles laissaient des zones d'ombre importantes dans lesquelles des dégradations conséquentes pouvaient se développer à long terme.



*Figure 12 : Vue d'un rack de tuyauteries.*

Actuellement, des raffineurs se sont lancés dans des programmes plus ou moins importants et systématiques au niveau des tuyauteries dans les racks, afin de réaliser un état zéro. Ces programmes peuvent consister à :

- réaliser un inventaire précis des tuyauteries présentes dans le rack,
- élaborer les dessins associés (souvent inexistant jusqu'alors, particulièrement pour les racks anciens hors unité),
- effectuer un examen visuel complet des tuyauteries.

A partir de cet état zéro, les plans d'inspection correspondants seront mis à jour et déployés en prenant en considération les enseignements des inspections visuelles effectuées.

L'installation de nacelle ou d'échafaudage sur toute la longueur des racks étant difficilement envisageable, ces inspections visuelles ont pu nécessiter le recours à des corps de métiers spécialisés pour travailler en hauteur (cordistes assurant la protection des inspecteurs). Ces nouvelles pratiques doivent évidemment être mises en œuvre dans le respect de la réglementation en matière de sécurité au travail, notamment le décret n°2004-924 du 1<sup>er</sup> septembre 2004, relatif à l'utilisation des équipements de travail mis à disposition pour des travaux temporaires en hauteur.



Figure 13 : Installation d'une ligne de vie permettant un accès sécurisé pour l'inspection des tuyauteries situées dans les racks  
[source : Flexible Lifeline Systems (FLS)].

#### 4.2.1.2 PIPEWAYS EN OFF-SITE

D'importants programmes sont également mis en œuvre par certains raffineurs pour les tuyauteries off-site disposées en nappe pour établir un état initial. Ils peuvent consister à tout ou partie des actions suivantes :

- inventaire des tuyauteries,
- réalisation des dessins associés,
- ferrailage des tuyauteries non utilisées,
- dégagement des pipeways (désensablage des caniveaux, désherbage, enlèvement d'encombrants, etc.),
- construction de murets pour limiter les nouveaux apports et l'accumulation de matière par lessivage du sol,
- décalorifugeage à 100% de toutes les tuyauteries off-site de la raffinerie ou de zones jugées critiques vis-à-vis de l'environnement,
- sablage et mise en peinture,
- développement d'un principe d'inspection par nappe.



Figure 14 : Encombrement au niveau d'un pipeway situé en off-site.

Le ferrailage des tuyauteries non utilisées et le dégagement des pipeways permettent d'améliorer considérablement l'accès aux tuyauteries en service. Ces actions présentent plusieurs avantages. Elles permettent de :

- prévenir la corrosion externe en réduisant les milieux humides favorisés par la végétation, l'ensablement des pipeways, etc,
- faciliter l'inspection (aussi bien pour le visuel que pour la réalisation de CND),
- permettre au personnel d'exploitation de détecter plus facilement une éventuelle zone dégradée,

Le développement des inspections par nappe consiste à réaliser un seul plan d'inspection pour toutes les tuyauteries de la nappe (leurs criticités étant généralement homogènes). Cette approche permet d'accroître l'efficacité des services d'inspection. Par contre, pour avoir une vision d'une ligne complète, il conviendra de consulter les différents plans de nappes dans lesquelles elle chemine. Néanmoins, les lignes ayant une criticité élevée peuvent conserver un plan d'inspection spécifique.

#### **4.2.2 PASSAGES EN FOURREAU ET TRAVERSEES DE MERLON**

Les passages de route en fourreaux et les traversées de merlon des cuvettes de rétention rendent la portion de tuyauteries difficilement inspectable.

A ces niveaux, l'inspection visuelle n'est pas possible et la plupart des techniques de CND ne peuvent être mises en œuvre. A priori, les contrôles par ondes guidées permettraient de répondre au besoin, mais les avis concernant leur efficacité divergent.

Afin de remédier aux problèmes, les passages de route en fourreaux ont tendance à être supprimés (décaissage avec suppression de la traversée ou construction de ponceaux). Pour les traversées de merlon les solutions mises en œuvre par les raffineurs consistent à limiter la corrosion externe par différents moyens :

- regroupement des tuyauteries, décaissement du merlon sur une courte section et construction d'un mur en béton avec passage en fourreaux et joints coupe-feu 6 H,
- décaissement du merlon, inspection, remise en état et pose d'un revêtement bitumineux ou passage en fourreaux avant reconstruction du merlon.

### **4.3 DIFFICULTES LIES AUX CONDITIONS OPERATOIRES**

La présence de glace sur les tuyauteries fonctionnant à basses températures (vapocraqueur) ne permet pas de réaliser d'inspection visuelle ou de mener des CND en fonctionnement. Ces opérations ne peuvent donc se faire que pendant les phases d'arrêt durant lesquels les frigorigènes sont enlevés pour pouvoir contrôler l'état de la tuyauterie.

Compte tenu des phénomènes de condensation, les tuyauteries dites « humides » fonctionnant entre  $-4^{\circ}\text{C}$  et  $10^{\circ}\text{C}$  sont sensibles à la corrosion externe mais présentent moins de difficultés en terme d'inspection. Les lignes plus froides sont moins sujettes à ce mode de dégradation (sauf celles qui ont un fonctionnement cyclique) mais peuvent être génératrices de corrosion dans leur environnement proche. C'est le cas notamment dans les racks, où le froid peut se propager par conduction au niveau des supports et ainsi créer des zones de condensation sur le support lui-même ou la structure du rack ou sur les tuyauteries voisines.

Un événement récent a montré également que l'écoulement d'eau provenant d'une tuyauterie froide a favorisée un phénomène de corrosion externe sur une tuyauterie située en dessous, débouchant sur une perte de confinement.

### **4.4 COMPENSATEURS DE DILATATION**

Les compensateurs de dilation constituent des points singuliers au niveau de la tuyauterie et sont difficilement inspectables en fonctionnement par les méthodes classiques du fait de leur architecture. Ils peuvent néanmoins faire l'objet d'une vérification de dilatation en fonction des variations de températures.

Lors des arrêts, les compensateurs peuvent être démontés pour inspection interne en faisant un contrôle visuel des ondes entre lesquelles des phénomènes de corrosion peuvent se produire par condensation, surtout en cas d'arrêts successifs. L'historique est donc pris en compte. Les phases de démontage et plus particulièrement de remontage peuvent être délicates (nécessité de retrouver l'alignement des deux tronçons de tuyauteries pour éviter de créer des contraintes de cisaillement).

En sortie de four, les compensateurs sont également sujets à des phénomènes de cokage qui peuvent altérer leur performance.



## **5. NOTION DE DUREE DE VIE ET MAINTIEN EN SERVICE**

### **5.1 PRINCIPE DE DUREE DE VIE**

Pour les tuyauteries en raffinerie, la notion de durée de vie maximale qui serait établie dès la fabrication ou la mise en service, n'est pas utilisée. Par contre, les guides professionnels et les raffineurs se basent sur une durée de vie résiduelle des tuyauteries, réactualisée en fonction des résultats des contrôles, pour décider de leur maintien en service ou de leur remplacement.

Cette notion de durée de vie résiduelle ne s'applique que pour les modes de dégradation conduisant à une perte d'épaisseur de métal, généralement avec une cinétique lente (plusieurs années avant d'atteindre une épaisseur critique).

La durée de vie résiduelle est déterminée sur la base des vitesses de corrosion qui peuvent évoluer au cours du temps en fonction de la nature du fluide véhiculé, des conditions opératoires ou encore des modifications liées au process. De fait, pour les mécanismes de dégradation interne, les tuyauteries en unité sont plus sujettes aux variations de vitesses de corrosion au cours du temps que les tuyauteries off-site. Par exemple, un changement de brut pourra avoir une influence tangible sur les vitesses de corrosion dans l'unité de distillation atmosphériques et les unités aval.

Par conséquent, en prenant en compte ces variations, cette démarche permet de déterminer au mieux, la durée de vie de la tuyauterie au cours du temps, en fonction des modes de dégradation et de leur sévérité. Cette démarche permet également de ne pas considérer la tuyauterie dans sa globalité mais d'identifier les sections les plus sujettes aux dégradations, généralement au niveau des points singuliers qui sont considérés comme les points faibles de la tuyauterie. Ainsi, des remplacements partiels ou des réparations localisées peuvent permettre d'assurer l'intégrité de l'ensemble de la tuyauterie sur une période accrue.

La vitesse de corrosion qui va permettre de déterminer la durée de vie résiduelle peut :

- être estimée à partir de tables, notamment celles de l'API 581 dont les données sont conservatives, et/ou des connaissances des experts en corrosion,
- être calculée à partir de mesures d'épaisseur.

Pour les tuyauteries en raffinerie, la pratique générale est de calculer la vitesse de corrosion à partir des mesures d'épaisseur. Celles-ci font l'objet d'un suivi dans le temps et sont consignées dans l'historique de la tuyauterie qui fait partie du plan d'inspection.



Pour les mécanismes de dégradation non liés à une perte d'épaisseur (par exemple, fatigue vibratoire, fatigue cyclique, fissuration sous contraintes des inox en présence de chlorures...), cette notion n'est pas applicable. La maîtrise du vieillissement se fait alors par une réduction voire une suppression de ces modes de dégradation particuliers :

- en anticipant au niveau de la conception (choix de métallurgie),
- en jouant sur les conditions opératoires (pression, débit, température, pH...),
- en développant une surveillance spécifique pour éviter de se retrouver dans des conditions propices à l'apparition de ces modes particuliers (thermographie des faisceaux de tubes des fours en complément des TI pour identifier d'éventuels points chauds pouvant générer un fluage, signalisation et réduction de phénomènes vibratoires sur des piquages par l'adoption de gousset de renfort...),
- etc.

Par conséquent, une des mesures est de fixer des « Conditions Opératoires Critiques Limites (COCL) ». Cette notion est définie dans l'annexe de la DM-T/P n° 32510, § 3.1 comme étant un « *seuil fixé à un paramètre physique ou chimique (température, pH, vitesse de fluide, concentration d'un contaminant) qui, s'il est dépassé, peut avoir un impact notable sur le comportement, sur l'état ou l'endommagement de l'équipement, ou peut entraîner l'apparition d'un nouveau phénomène de dégradation* ».

## **5.2 MESURE D'ÉPAISSEUR DES TUYAUTERIES**

### **5.2.1 LOCALISATION DES POINTS DE MESURE**

La localisation des points de mesure est un élément déterminant. En effet, les modes de dégradation entraînant des pertes d'épaisseur sont souvent généralisés pour les tuyauteries, mais la non uniformité de celles-ci est responsable de l'apparition de zones préférentielles où les mécanismes de dégradation vont avoir des vitesses accrues. Pour bien évaluer la durée de vie résiduelle d'une tuyauterie, il conviendra donc en premier lieu, d'identifier les points de mesure (TMLs<sup>6</sup>) les plus pertinents, c'est-à-dire, ceux qui permettent de déterminer les vitesses de dégradation maximales.

Ces zones préférentielles, appelées points singuliers, sont propres à chaque mode de dégradation. Ainsi, par exemple, les coudes successifs, les parties proches des points d'injection ou les zones de turbulence en aval des vannes de régulation, particulièrement en zone de flash, vont être plus sensibles au phénomène d'érosion. Par ailleurs, les événements, les T de raccordement, les supports, les points bas d'une section verticale de tuyauterie, les purges et les drains ou plus généralement tout point susceptible de provoquer une entrée d'eau ou de constituer une zone de rétention, le seront pour la corrosion sous calorifuge.

---

<sup>6</sup> Thickness Measurement Locations

La figure suivante permet de visualiser de façon non exhaustive, quelques points singuliers, indépendamment de leurs modes de dégradation.

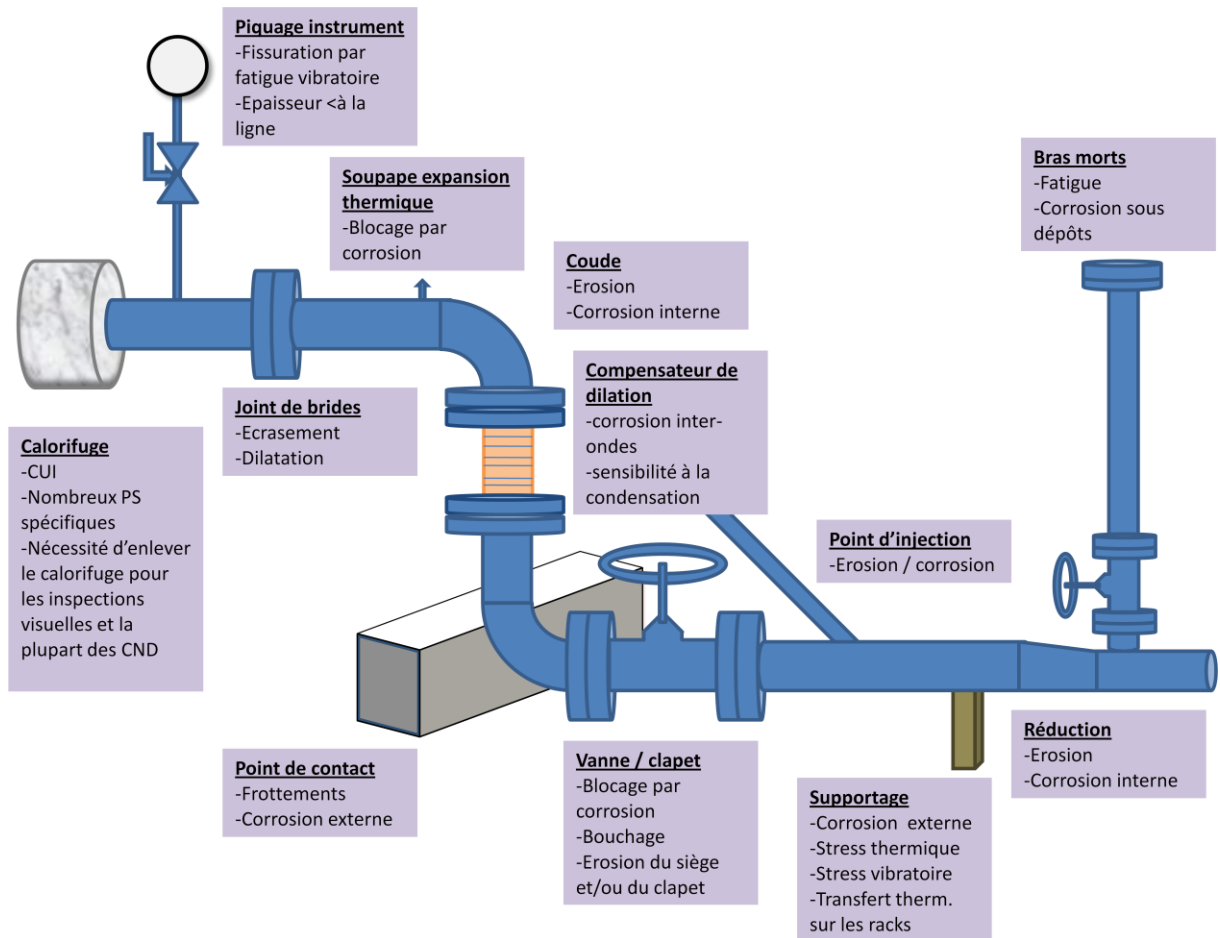


Figure 15 : Exemples de points singuliers sur une tuyauterie.

De nombreux guides fournissent des précisions sur les modes de dégradation à envisager (DT 84, API 580, API 581) et les points singuliers des tuyauteries qu'il convient de surveiller pour chacun d'entre eux (API 570, API 574 (18)). Généralement des guidelines sont élaborés au niveau des groupes pétroliers pour fixer les critères d'inspection autour des points singuliers. Ils permettent de faciliter la tâche des ingénieurs corrosion et des services d'inspection sur les sites mais également d'harmoniser les pratiques au sein d'un même groupe.

Généralement, le nombre de points singuliers à contrôler est dépendant de la criticité de la ligne établie lors du processus RBI. Chaque groupe ou site définit sa propre politique mais de façon générale, plus la criticité est élevée, plus le nombre de TMLs sera élevé et plus la proportion de points singuliers contrôlés sera grande. Par exemple, pour une CUI, les mesures d'épaisseur aux points de supportage pourront être systématiques ou n'être réalisées qu'à 50 %, 25 % ou 10 %, en fonction de la criticité établie.

Le nombre de TMLs dépend également de la nature du point singulier. Pour un piquage instrumentation, les points de mesure seront limités au piquage lui-même alors que pour d'autres qui sont susceptibles de propager la dégradation, comme par exemple, un phénomène d'érosion généré par un point d'injection, les TMLs seront étendus au niveau des premiers coudes et aux entrées des condenseurs situés en aval.

### **5.2.2 METHODES UTILISEES**

Les principales méthodes utilisées pour mesurer les épaisseurs sont les techniques ultrasons et en moindre mesure, les radiographies (cf. rapport général chapitre 6.2.2).

De façon générale, l'API 570 recommande l'utilisation des ultrasons pour les tuyauteries de diamètre supérieur à 1 pouce et les radiographies pour celles de diamètre égal à 1 pouce ou inférieur.

En pratique, il ressort que certains raffineurs utilisent les radiographies sur des diamètres nettement supérieurs (couramment jusqu'à 4 pouces et dans certains cas jusqu'à 8 pouces), notamment pour effectuer des mesures sur des lignes calorifugées. Cette technique présente l'avantage de ne pas à avoir à ôter le calorifuge, d'avoir une vision générale de la section de canalisation, mais nécessite par contre un ajustement géométrique pour les plus gros diamètres afin de déterminer leur épaisseur avec précision. Elle présente également des inconvénients liés à la radioprotection des intervenants. L'utilisation sur des tuyauteries de plus grands diamètres nécessiterait l'emploi de source au cobalt. Elle est par conséquent proscrite pour les mesures courantes d'épaisseur.

Contrairement aux radiographies, les ultrasons ne donnent qu'une mesure localisée de l'épaisseur. La corrosion n'étant généralement pas uniforme, il est important que la localisation des points de mesures soit la plus proche possible d'un contrôle à l'autre afin d'assurer la reproductibilité des mesures et de déterminer une vitesse de corrosion fidèle. Le repérage physique précis des zones à contrôler peut constituer une difficulté. Par ailleurs, les ultrasons ne permettent pas de faire de mesure sans ôter le calorifuge. Si des mesures ad hoc ne sont pas prises pour les tuyauteries calorifugées, la réalisation des contrôles peut donc conduire à une dégradation de l'étanchéité du calorifuge et in fine être à l'origine d'une CUI. La mise en place de fenêtre sur l'enveloppe du calorifuge permet de limiter les risques d'infiltration liés aux mesures d'épaisseur.

Les ultrasons, comme toutes autres techniques, nécessitent une bonne maîtrise opératoire pour assurer leur fiabilité, notamment au niveau de l'étalonnage des appareils de mesure, de la rugosité de la surface de la canalisation, de la prise en compte des effets de la température, etc. Il est à noter que ce type de contrôles, comme les autres CND, sont quasi-exclusivement réalisés par des entreprises extérieures. Par conséquent, la raffinerie doit mettre en œuvre les actions nécessaires pour s'assurer de la compétence des intervenants et de l'efficacité des organisations. Souvent, les contrats sont établis à moyen terme (3-5 ans) et le choix des intervenants est validé par la raffinerie pour garantir une certaine pérennité.

### 5.3 DETERMINATION DES VITESSES DE CORROSION

Les vitesses de corrosion sont déterminées à partir des mesures d'épaisseurs en un même point, dans un intervalle de temps donné.

Cet intervalle de temps peut être pris :

- entre les deux dernières mesures d'épaisseur, dans ce cas, on parle de vitesse de corrosion court terme (CT),
- ou entre la première et la dernière mesure d'épaisseur, dans ce cas, on parle de vitesse de corrosion long terme (LT).

Le suivi de ces deux vitesses présente un intérêt. La première permet de mieux observer de faibles évolutions de vitesse entre les différents intervalles (à la hausse comme à la baisse) et donc d'avoir une vision plus précise de la vitesse de corrosion sur le dernier intervalle. Par contre, elle est plus sensible aux erreurs de mesure. La deuxième permet d'avoir la tendance depuis la mise en service de la tuyauterie. La valeur retenue est souvent à l'appréciation de l'inspecteur du SIR.

Comme susmentionnés, le nombre et la localisation des points de mesure sont déterminants pour l'estimation de la vitesse maximale de corrosion d'une boucle d'iso-dégradation puisque les dégradations ne sont jamais totalement uniformes sur l'ensemble de la boucle. Par conséquent, il convient de déterminer les vitesses de corrosion de tous les TMLs et de retenir la plus pénalisante pour le calcul de la durée de vie résiduelle et l'échéance des prochaines mesures d'épaisseur.

### 5.4 DUREE DE VIE RESIDUELLE ET ECHEANCE DES PROCHAINS CONTROLES

A la conception, les tuyauteries sont dimensionnées à partir de l'épaisseur de calcul, prenant en compte la pression interne mais également les autres contraintes physiques (poids, vent...), à laquelle est ajoutée une surépaisseur de corrosion. Chaque groupe applique ensuite ses standards de construction qui définissent tous les paramètres applicables à la ligne (pression et température maximales de service, métallurgie, diamètre, épaisseur, vannes, brides, type de joint, boulonnerie...).

La durée de vie résiduelle estimée en service, correspond à la durée restante jusqu'à l'atteinte d'une épaisseur minimale, avec une vitesse de corrosion constante (établie à partir des mesures d'épaisseur). Selon les cas, cette épaisseur minimale est qualifiée d'épaisseur de remplacement ou d'épaisseur de rebu. La figure suivante permet de visualiser la notion de durée de vie résiduelle. Chaque point  $M_x$  représente une mesure d'épaisseur.

Afin de se laisser une marge de manœuvre plus importante et d'intégrer un facteur de sécurité supplémentaire, certains raffineurs définissent deux épaisseurs critiques : une épaisseur minimale et une épaisseur supérieure appelée épaisseur d'alerte. Dans ce cas, la durée de vie résiduelle est estimée sur la base de l'épaisseur d'alerte.

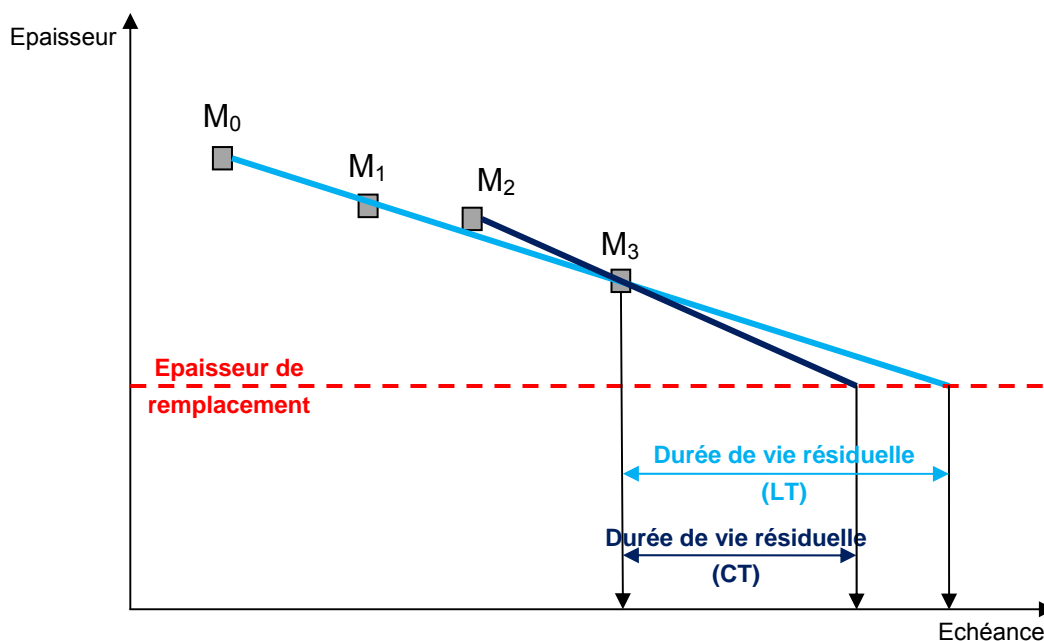


Figure 16 : Estimation des durées de vie résiduelles.

Si les mesures d'épaisseurs ne mettent pas en évidence d'anomalie, la prochaine échéance est définie à partir de la durée de vie résiduelle. Des approches sensiblement différentes peuvent être retenues. Suivant le raffineur, un coefficient forfaitaire est appliqué à la durée de vie résiduelle (par exemple 0,5 ou 0,8) pour définir la date théorique des prochaines mesures d'épaisseur. D'autres ont établi des facteurs évolutifs en fonction de la criticité établie lors du processus RBI, qui peuvent varier de 0,1 à 1 et qui sont définis dans la matrice. Par principe, plus la criticité de la tuyauterie est élevée, plus le facteur est faible. Par exemple, si la durée de vie résiduelle déterminée est de 15 ans, la date théorique des prochaines mesures d'épaisseur pourra être de 18 mois si le facteur est de 0,1 (criticité de la tuyauterie très élevée) ou 15 ans si le facteur est de 1 (criticité de la tuyauterie très faible).

Néanmoins, il ressort que la durée de vie résiduelle calculée et la durée théorique des prochaines mesures d'épaisseur sont, dans une large majorité des cas, supérieures à 6 ans voire à 12 ans (délais réglementaires maximaux respectivement pour l'inspection périodique et la requalification périodique des équipements sous pression au sein des établissements ayant un SIR appliquant le DT84<sup>7</sup>). Dans ce cas, l'échéance des prochaines mesures d'épaisseur pour une tuyauterie soumise, est au plus fixée à 12 ans (les contrôles d'épaisseur pouvant être réalisés avant la RP effectuée pendant l'arrêt afin de pouvoir anticiper les éventuels travaux de maintenance).

<sup>7</sup> Décision BSEI n° 06-194 du 26/06/06 portant approbation d'un guide professionnel relatif à l'établissement de plans d'inspection

Avec l'application de la notion de durée de vie résiduelle, les mesures d'épaisseur peuvent ne pas être systématiquement réalisées lors de chaque arrêt d'unité.

## 5.5 MAINTIEN EN SERVICE DES TUYAUTERIES

En cas d'anomalie détectée, la décision de maintien en service s'appuie sur une analyse « Fitness For Service (FFS) » qui a pour objectif de déterminer si la tuyauterie peut continuer à être exploitée dans des conditions sûres jusqu'à la fin de la période souhaitée (généralement le prochain arrêt planifié). Cette analyse peut conduire à décider de poursuivre l'exploitation dans les conditions habituelles (défauts admissibles), d'ajuster les conditions opératoires pour limiter le mécanisme de dégradation, d'effectuer des réparations en marche (par exemple, la pose d'une boîte d'étanchéité), de renforcer la surveillance de l'anomalie détectée (en qualité et en fréquence) ou de procéder au remplacement de la tuyauterie.

L'API 570 décrit les principes généraux applicables aux tuyauteries et fait référence à l'API 579 (22) pour l'application des techniques de FFS.

En pratique, si l'anomalie constatée est une durée de vie résiduelle insuffisante pour atteindre le prochain arrêt, différentes mesures peuvent être prises :

- pour une perte d'épaisseur très localisée, possibilité de réparation de la tuyauterie (pour celles qui sont soumises à l'arrêté du 15 mars 2000, application du guide AFIAP<sup>8</sup>),
- mise en place d'une surveillance renforcée jusqu'au prochain arrêt planifié (mesures d'épaisseur à intervalles réduits),
- ajustement des conditions opératoires pour limiter la vitesse de corrosion (débit, température...),
- abaissement de la pression pour réduire le seuil d'épaisseur minimale.

Suivant les cas, ces mesures peuvent être combinées et si le procédé le permet, un changement de la section de tuyauterie incriminée sera envisagé avant l'arrêt de l'unité.

Pour des anomalies non liées à des pertes d'épaisseur, comme par exemple la détection de fissures ou des conditions opératoires plus sévères que prévues (détection de phénomènes vibratoires importants et inhabituels), des calculs à éléments finis peuvent être réalisés mais la mise en œuvre de ceux-ci demeurent rares pour les tuyauteries. Dans ce cas, le raffineur fait appel à des entreprises extérieures qui ont la compétence et les outils. La décision s'appuyant sur les résultats des calculs est prise collégalement entre les modélisateurs, les services de la raffinerie et généralement, des experts du groupe.

---

<sup>8</sup> Guide de classification des modifications ou réparations de tuyauteries d'usine soumises à la réglementation Française, approuvé par la DM-T/P n°32 969 en date du 28 mai 2004.



## **6. MANAGEMENT DE LA CORROSION**

### **6.1 OBJECTIFS**

L'énergie contenue dans les équipements sous pression est très importante et peut, en cas de défaillance de l'enceinte, entraîner d'une part la destruction de l'appareil avec des projections de fragments et d'autre part la perte de confinement de substances dangereuses, qui en raffinerie, sont généralement inflammables voire toxiques.

L'inspection de ces équipements est donc primordiale pour s'assurer de leur intégrité. Elle doit permettre, par des moyens de contrôle appropriés, de détecter les altérations qui affectent un équipement avant qu'elles ne deviennent dangereuses. Néanmoins, l'inspection n'est pas suffisante et doit s'accompagner de mesures au niveau de :

- la conception des équipements,
- leurs conditions d'exploitation,
- leur entretien,
- leur éventuelle réparation.

Comme indiqué dans les chapitres précédents les modes de dégradation peuvent être nombreux en raffinerie (une soixantaine recensée par les guides API). La connaissance par l'exploitant, de ces modes de dégradation et des mesures destinées à les éviter ou à en limiter la cinétique, constituent donc des facteurs essentiels de la maîtrise du vieillissement des installations.

Un exemple de mesures de management de la corrosion appliquées à une unité de distillation atmosphérique est donné à titre indicatif dans le présent chapitre. Evidemment, le management de la corrosion ne se limite pas à cette seule unité mais s'applique à l'ensemble des installations d'une raffinerie. Des coûts associés à ces mesures sont donnés à titre indicatif.

### **6.2 COUT DANS LE SECTEUR DU RAFFINAGE**

En 2001, une étude a permis d'estimer les coûts liés au management de la corrosion dans l'industrie du raffinage aux Etats-Unis, qui représente à elle-seule près d'un quart des capacités mondiales, avec 163 raffineries en opération (23). Le coût global, incluant les coûts de maintenance spécifique à la corrosion, des arrêts pour inspection et réparation (essentiellement liés aux obligations réglementaires) et des encrassements uniquement dus à la corrosion, a été estimé à 0,65 \$/baril. Ce coût représente une part importante des coûts globaux d'exploitation, estimés à 5,51 \$/baril et peut être comparé aux marges du raffinage



aux Etats-Unis qui se situent en moyenne au cours des années 90, à moins de 1 \$/baril.

Le potentiel de corrosion interne dépend notablement de la qualité des bruts raffinés qui contiennent selon leurs origines, des quantités variables d'agents corrosifs, tels que :

- les sels minéraux,
- les chlorures (essentiellement NaCl, MgCl<sub>2</sub> et CaCl<sub>2</sub>),
- les acides organiques (notamment les acides naphthéniques),
- les composés soufrés.

La présence de ces agents corrosifs impose, dès la première étape du raffinage, des opérations spécifiques pour limiter la corrosion des équipements de l'unité de distillation atmosphérique, mais également la propagation des problèmes vers les unités aval (corrosion, cockage, empoisonnement de catalyseurs, etc).

### **6.3 EXEMPLE DE MANAGEMENT DE LA CORROSION SUR UNE UNITE DE DISTILLATION ATMOSPHERIQUE**

Les principales actions prises pour lutter contre la corrosion au niveau d'une unité de distillation atmosphérique sont rappelées succinctement ci-après.

#### **6.3.1 DESSALAGE DU BRUT**

Les sels contenus dans le brut présentent deux principaux inconvénients :

- l'encrassement du train de préchauffe entraînant des phénomènes de corrosion sous dépôts en plus de la perte d'efficacité énergétique,
- la production d'acide chlorhydrique par hydrolyse à haute température (350°C) du chlorure de magnésium et en moindre mesure, du chlorure de calcium.

Pour limiter ces inconvénients, le dessalage constitue un moyen de lutte majeur contre la corrosion. Il est positionné au niveau du train de préchauffe de la distillation atmosphérique. Pour limiter les encrassements des préchauffeurs, une part de l'injection d'eau de dessalage est introduite en amont. L'opération proprement dite s'effectue au niveau du dessaleur qui permet de dissoudre les sels dans l'eau puis de séparer par coalescence et décantation la phase aqueuse. L'efficacité du dessaleur dépend de nombreux paramètres (interface eau/brut, température, taux de lavage, point d'injection, qualité de l'eau...). Elle est sensible à la qualité des bruts à savoir la teneur en sel mais surtout sa densité. Plus le brut à traiter est lourd et plus l'opération de dessalage devient difficile (viscosité plus élevée, faible écart de densité entre le brut et l'eau rendant la décantation par gravité moins efficace, émulsion huile-eau plus stable).

Le taux de dessalage habituellement obtenu se situe entre 85 et 95 %. Pour éviter l'hydrolyse des chlorures de magnésium et de sodium restants et ainsi limiter les problèmes de corrosion au niveau du circuit de tête de colonne, une solution de soude est injectée en aval du dessaleur. Néanmoins, l'objectif habituellement recherché est d'optimiser l'opération de dessalage pour limiter les consommations de soude et obtenir un RAT moins chargé en sodium afin de réduire le cokage des fours de DSV ou de viscoréduction. Par ailleurs, l'injection de soude peut être à l'origine de phénomènes de fragilisation des aciers.

La totalité de l'acide chlorhydrique n'est généralement pas neutralisée par la soude. Les quelques pourcents restants nécessitent une injection d'ammoniac en tête de colonne complétée par un inhibiteur de corrosion alliant une base filmante et une base neutralisante pour parfaire l'action de l'ammoniac.

Lors de ces opérations de neutralisation, le pH ne doit pas devenir basique sous peine de former des sulfures de fer.

Le contrôle des eaux condensées au niveau du ballon de tête (pH, teneur en  $Fe^{2+}$  et  $Cl^-$ ) permet de suivre l'efficacité des mesures de prévention de la corrosion.

### **6.3.2 PROTECTION CONTRE LA CORROSION PAR LE SOUFRE A HAUTE TEMPERATURE**

La teneur en soufre totale d'un brut varie généralement entre 0,05 et 5% (24). Il est présent en majeure partie dans les coupes lourdes sous forme de composés sulfurés d'hydrocarbures naphthéniques et aromatiques. Les bruts renferment également une part généralement faible d'hydrogène sulfuré dissout. Cependant ce gaz se forme au cours des différentes opérations du raffinage ou par décomposition thermique d'hydrocarbures sulfurés au cours de la distillation.

Les aciers au carbone sont sensibles à la corrosion par le soufre à haute température, qui génère des sulfures de fer responsables de bouchage. De plus, ces composés qui ont la propriété d'être pyrophoriques, présentent un risque important lors des arrêts.

Afin de prévenir ce mode de dégradation, les aciers alliés, principalement au chrome, sont privilégiés notamment au niveau des tubes de four. Le circuit de tête de distillation atmosphérique, où la corrosion est accentuée par la vitesse des gaz, peut également bénéficier de l'utilisation d'aciers alliés au chrome (12% voire 18%).

### **6.3.3 PROTECTION CONTRE LA CORROSION PAR LES ACIDES NAPHTENIQUES**

Les bruts contiennent des acides carboxyliques (R-COOH) en proportion variables. Parmi eux, les acides naphténiques qui regroupent les acides à radicaux cycliques généralement dérivés du cyclopentane et cyclohexane, sont connus pour leur caractère corrosif très marqué dans l'intervalle de température 200 – 400°C (NAC). Au-delà, le phénomène disparaît du fait de leur dissociation.

L'acidité des bruts est déterminée par neutralisation à la potasse caustique. L'indice TAN mesuré, s'exprime en mg KOH/g de brut mais n'est pas spécifique aux acides naphténiques. Il donne néanmoins une indication pertinente pour les experts en corrosion.

Les acides naphténiques forment des émulsions stables avec la soude lors du dessalage. Ils sont très agressifs vis-à-vis des tuyauteries en acier au carbone et nécessitent l'utilisation d'acier allié au niveau du four de distillation atmosphérique, des tuyauteries de transfert et du fond de colonne. La corrosion par les acides naphténiques touche également les DSV.

Les dégradations se matérialisent par une corrosion localisée par piqûres. Le caractère corrosif est accentué par des vitesses de circulation élevées et par la présence de composés soufrés.

La corrosion naphténiqne peut engendrer des pertes d'épaisseur rapides pour les aciers au carbone ou faiblement alliés. L'API 581 (16) mentionne des valeurs de référence en fonction de l'indice TAN, de la proportion de soufre et de la température. Ces valeurs qui sont jugées conservatives par la profession, peuvent atteindre plusieurs millimètres par an et dans les cas de fortes vitesses, être supérieures au centimètre par an.

### **6.3.4 SYNTHÈSE DES MESURES**

Les moyens de prévention et de protection contre la corrosion interne au niveau d'une distillation atmosphérique sont synthétisés sur la figure suivante.

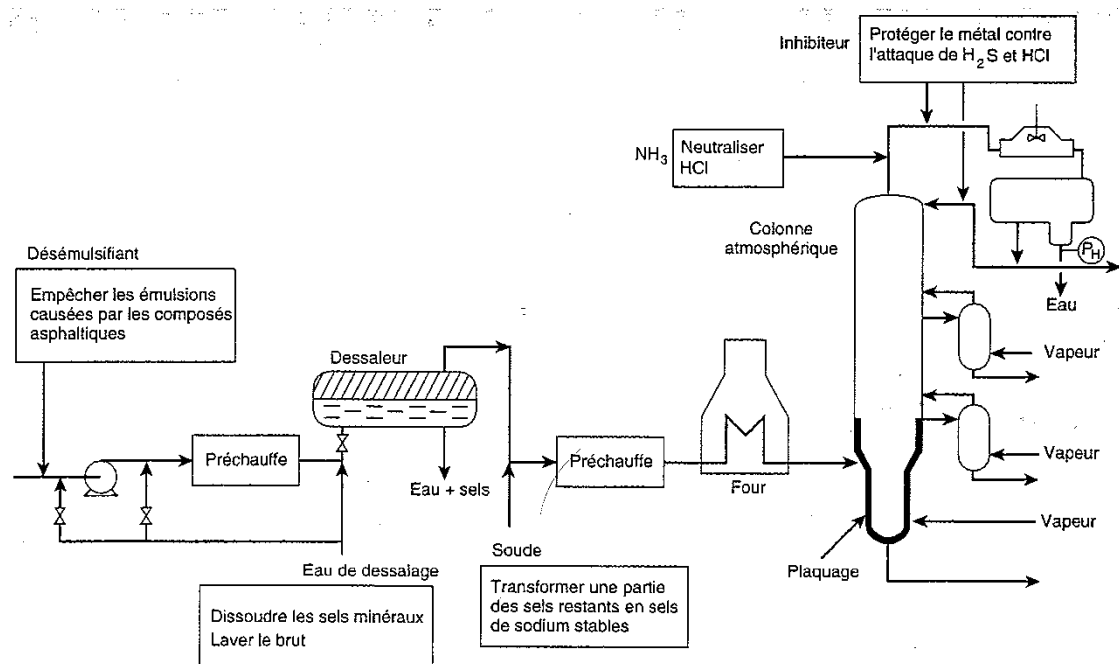


Figure 17 : Ensemble des actions à mettre en œuvre pour éviter les risques de corrosion dans les unités de distillation atmosphérique [source (5)].

## 6.4 IMPACTS DE LA QUALITE DES BRUTS SUR LE MANAGEMENT DE LA CORROSION

Comme mentionné précédemment, la qualité des bruts joue un rôle majeur sur la nature des modes de dégradation interne des installations et leur importance. Par conséquent, les changements d’approvisionnement de bruts peuvent avoir un fort impact sur les stratégies de management de la corrosion.

Actuellement, la tendance générale est au raffinage de bruts plus lourds et plus acides. Une des raisons est économique, car ces bruts permettent d’abaisser les coûts d’approvisionnement pour la raffinerie et donc potentiellement d’augmenter ses marges. Néanmoins, ils imposent des surcoûts en terme d’optimisation des moyens de prévention et de protection contre la corrosion.

Outre l’adaptation des paramètres de réglage du dessaleur, qui est limité par le design, des évolutions technologiques nécessitant un changement ou une modification des équipements peuvent être retenues (multiplication des étages de coalescence, disposition des champs électriques alternatifs...). Dans certains cas, ces évolutions technologiques permettent également de diminuer les temps d’arrêts de maintenance qui sont généralement longs et contraignants pour les dessaleurs d’ancienne technologie (nettoyages périodiques des dépôts de sédiments....).

Par ailleurs, les surcoûts sont souvent liés à l'utilisation d'aciers upgradés, au cladding d'équipements ou parties d'équipement (par exemple, tête de colonne), au recours plus importants aux traitements chimiques (inhibiteurs de corrosion, neutralisants) et à l'augmentation de la surveillance (analyses et contrôles non destructifs).

Toujours selon l'étude menée sur les raffineries aux Etats-Unis (23), le surcoût des CND et des éprouvettes de corrosion pour une unité de distillation atmosphérique (0,01 \$/baril) est nettement inférieur au surcoût lié à l'intensification des traitements chimiques qui se monte à 0,10 \$/baril. Le raffinage est d'ailleurs devenu le premier consommateur d'inhibiteur de corrosion aux Etats-Unis, avec un coût qui n'a cessé de croître entre 1981 et 1998, passant de 130 millions de dollars à 246 millions de dollars.

L'autre alternative, qui consiste à upgrader la qualité des aciers dans les zones susceptibles d'être fortement impactées par un accroissement de l'acidité des bruts traités, engendre des surcoûts supérieurs à l'intensification du traitement chimique. Ils restent néanmoins comparables sur de longues périodes d'amortissement. Pour une distillation atmosphérique traitant 120 000 baril/jour, l'investissement est estimé entre 12 et 20 millions de dollars, soit, sur une période de 20 ans, un surcoût de 0,18 à 0,30 \$/baril. Ce choix repose donc sur une politique à long terme.

D'autres stratégies de management de la corrosion consistent à faire du blending (mélange), avant l'entrée dans l'unité, notamment pour abaisser la densité et la viscosité de la charge de l'unité de distillation atmosphérique (meilleur dessalage) ou pour abaisser la teneur en acides naphthéniques.

Ces mesures, tout autant que l'inspection des équipements et tuyauteries, contribuent à la maîtrise du vieillissement. Certaines font l'objet de mise en place et de suivi de COCL.

Le management de la corrosion interne ne se limite pas aux seules unités de distillation atmosphérique. Des documents tels que les API 580 (15) et 581 (16) qui décrivent les modes de dégradations, les unités impactées ou encore les vitesses de corrosion en fonction de la qualité des aciers, constituent une aide précieuse pour établir les stratégies de management.

## **7. CONCLUSION**

L'accidentologie récente en France, notamment dans les raffineries, a conduit le Ministère de l'Ecologie, de l'Energie, du Développement Durable et de la Mer à lancer un plan sur la maîtrise du vieillissement des installations industrielles. Parmi les nombreux acteurs impliqués, l'INERIS a été chargé de réaliser un benchmark international sur les réglementations et pratiques. Le présent rapport est spécifique aux tuyauteries en raffinerie. Le lecteur est invité à se reporter aux autres rapports<sup>9</sup> rédigés par l'INERIS s'il souhaite plus de détails sur les principes généraux relatifs au suivi des équipements, la réglementation des ESP applicables en France et à l'étranger ou encore les dispositions spécifiques à d'autres types d'équipements (bacs de stockage, équipements électriques...).

L'analyse des causes de quelques événements significatifs survenus en raffinerie ont mis en évidence une double défaillance :

- des mesures de prévention des dégradations aux tuyauteries,
- de l'identification de ces dégradations, du contrôle et de la mesure ; activités qui incombent à l'inspection.

La maîtrise du vieillissement doit donc porter sur ces deux axes. Pour les tuyauteries mises en service depuis plusieurs dizaines d'années, ce qui représente une part importante dans les raffineries françaises, les dégradations, les modifications et les réparations se sont accumulées. Un effort plus important semble par conséquent nécessaire en terme d'inspection par rapport à une tuyauterie récente. Pour autant, la mise en œuvre de mesures de prévention doit demeurer prioritaire et le système de management à travers ses différents éléments (formation et qualification, maîtrise d'exploitation, gestion des modifications, etc.) doit y contribuer efficacement. Un vaste plan d'évaluation du PSM dans les raffineries américaines, qui a été initié suite à plusieurs accidents graves, a montré que les systèmes de management mis en place par les exploitants présentaient de nombreuses non-conformités, et n'étaient donc pas suffisamment efficaces.

Sur le plan du suivi, l'arrêté du 15 mars 2000 a augmenté significativement le nombre de tuyauteries soumises. Il contribue donc à un renforcement de l'inspection. Actuellement, les tuyauteries néo-soumises n'ont en général subi qu'un seul contrôle. L'impact réel en terme de réduction des pertes de confinement reste donc encore difficilement mesurable. Néanmoins, l'entrée en vigueur de ce texte a entraîné une charge de travail importante, notamment pour établir les descriptifs, effectuer les repérages et dessiner les isométriques, particulièrement pour les tuyauteries off-site qui n'en disposaient que très rarement. Ces efforts devraient normalement se traduire par une amélioration de la situation.

---

<sup>9</sup> Benchmark international sur les réglementations et pratiques de maîtrise du vieillissement des installations industrielles. INERIS DRA-09-102957-07985C. 31 décembre 2009.

Maîtrise du vieillissement des installations industrielles ; stockages en raffinerie ; DRA-102957-08289B. Février 2010.

L'historique des tuyauteries est généralement moins bien connu que celui des récipients. Hors cet élément est important dans le cadre de la maîtrise du vieillissement puisque le temps n'est pas le seul paramètre à prendre en considération. Les conditions d'exploitation et les opérations de maintenance effectuées sur la tuyauterie, ainsi que leurs évolutions, sont des éléments fondamentaux qui influencent les différents modes de dégradation auxquels elle est soumise, aussi bien en nombre qu'en intensité. Par exemple, l'augmentation des températures d'un four peut favoriser l'apparition de phénomène de fluage, l'augmentation de vitesse peut accroître l'érosion, etc. La prise en compte de l'historique de la tuyauterie contribue donc à la pertinence du plan d'inspection lors de son élaboration.

Sur le terrain, la présence de SIR dans les raffineries, est un atout évident en terme de suivi des équipements : développement de méthodologie RBI, présence permanente sur le site, interactions avec les autres services (exploitation, maintenance, sécurité...), gestion des connaissances (historique des équipements, connaissances des modes de dégradation, retour d'expérience...), établissement et suivi des plan d'inspection, suivi des entreprises extérieures réalisant les CND, exploitation des résultats, etc.

Toutes les raffineries visitées se sont engagées dans une démarche d'inspection basée sur le risque pour élaborer leurs plans d'inspection (récipients et tuyauteries), avec une méthodologie développée sur des référentiels communs (guides API 580 et 581, guide UIC/UFIP DT84), mais adaptée à chaque groupe. Généralement, les conséquences environnementales semblent insuffisamment prises en considération, plus particulièrement pour les tuyauteries off-sites pour lesquelles, ce type de conséquences peut se révéler prépondérant sur les conséquences liées à la sécurité. Des initiatives ont déjà été prises par certaines raffineries, pour essayer de corriger ce point sensible de leur méthodologie RBI.

Le nombre et l'étendue des tuyauteries au sein des raffineries (en unités et en off-sites), imposent de focaliser les efforts d'inspection sur les canalisations les plus critiques et plus précisément sur les points singuliers de ces canalisations qui sont susceptibles d'être plus exposés aux modes de dégradation. Certains de ces points singuliers se trouvent dans des zones difficilement accessibles (racks, pipeways, disposition en hauteur, passage de route, traversée de merlon...) mais le choix des points singuliers à contrôler ne doit pas être influencé par cette difficulté.

Des événements récents et l'extension du suivi à de nouvelles tuyauteries exploitées depuis plusieurs dizaines d'années, ont conduit certains raffineurs, parfois sous l'impulsion de l'Administration, à lancer d'ambitieux plans de contrôles systématiques, y compris au niveau des zones difficilement accessibles, afin de réaliser un état zéro de leur parc. Par exemple, ces plans peuvent consister à réaliser une inspection visuelle à 100 %, à décalorifuger des portions importantes, mettre en œuvre des actions curatives et préventives pour lutter contre les dégradations (sablage, peinture, désencombrement, suppression de passages en fourreaux, etc.).

Ces plans qui ne sont pas généralisés, devraient ainsi permettre :

- d'acquérir une vision plus globale et plus précise de l'état des tuyauteries particulièrement pour celles qui sont exploitées depuis plusieurs dizaines d'années et celles qui n'étaient pas suivies mais néanmoins susceptibles d'entraîner des conséquences environnementales significatives (principalement en off-site),
- de remettre en état (réparation, protection, changement...) les tuyauteries ou sections de tuyauteries qui le nécessitent,
- de réduire ou supprimer certains modes de dégradation.

Une fois ces plans réalisés, l'optimisation dans les années à venir, des efforts de prévention des modes de dégradation, notamment à travers le système de management des risques (meilleure maîtrise d'exploitation, gestion des modifications, gestion du retour d'expérience, gestion des EE...), associée à une démarche RBI efficace pour élaborer ou actualiser puis mettre en œuvre les plans d'inspection, devraient permettre d'assurer un niveau acceptable de maîtrise du vieillissement des tuyauteries.





## 8. BIBLIOGRAPHIE

1. **BARPI**. Accidentologie relative aux canalisations - Ruptures de canalisation sur sites industriels.
2. **BARPI**. Explosion dans une unité de craquage sur un site de raffinerie. *Séminaire retour d'expérience - IMPEL*. Juin 2001.
3. **BARPI**. Résumé ARIA n°14951. *Raffinage de pétrole. Etats-Unis, Martinez*.
4. **CSB**. *Investigation report, Refinery Fire Incident*. mars 2001, n°99-014-1-CA.
5. **WAUQUIER, Jean-Pierre**. *Le raffinage du pétrole. Procédés de séparation*. s.l. : Publication de l'IFP. Editions Technip, 1998.
6. **American Petroleum Institute**. *API 750 : Management of Process Hazards*. 1990.
7. **HSE & SEPA**. Major incident investigation report : BP Grangemouth, Scotland, 29th may - 10th june 2000. 18th August 2003.
8. **HSE**. *Public report of fire and explosion at the CONOCOPHILLIPS Humber Refinery on 16 april 2001*.
9. **BARPI**. Résumé ARIA n°20541. *Raffinage de pétrole. Royaume-Uni, Immingham*.
10. **American Petroleum Institute**. *API 570 : Inspection, Repair, Alteration, and Rerating of In-service Piping Systems*. Second edition, october 1998.
11. **BARPI**. Résumé ARIA n°34351. *Raffinage de pétrole, Donges*.
12. **TOTAL**. Fuite d'hydrocarbures en Loire, Raffinerie de Donges, 16 mars 2008.
13. **BARPI**. Résumé ARIA n°35146. *France, Notre-Dame-de-Gravenchon*.
14. **ExxonMobil**. Incident ligne de butane NDG, 6 septembre 2008.
15. **UIC/UFIP**. *DT84 - Guide pour l'établissement d'un plan d'inspection permettant de définir la nature et les périodicités d'inspections périodiques et de requalifications périodiques pouvant être supérieures à cinq et dix ans*. Juin 2006, révision 1.
16. **American Petroleum Institute**. *API580, Risk-based Inspection*. first edition, may 2002 .
17. **American Petroleum Institute**. *API 581, Risk-based Inspection Technology, Downstream Segment*. Second edition, september 2008.
18. **AFIAP**. *Guide de classification des modifications ou réparations de tuyauteries d'usine soumises à la réglementation Française*. Février 2004.

19. **American Petroleum Institute.** *API 574 Inspection practices for piping system components.* Second edition - 01-Jun-1998.
20. **American Petroleum Institute.** *API RP 571 - Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the Refining Industry.* 1st Edition, December 2003.
21. **HSL.** *Risk Based Inspection, a case study evaluation of onshore process plant.* 2002.
22. **American Petroleum Institute.** *API 579 - Fitness For Service.* Second Edition, June 2007.
23. **CC Technologies Laboratories, Inc. to FHWA.** *Corrosion costs and preventive strategies in the United States.* FHWA-RD-01-156, September 2001.
24. **WAUQUIER, J.P.** *Pétrole brut. Produits pétroliers. Schémas de fabrication.* s.l. : Publication de l'IFP. Editions Technip, 1998.

## 9. LISTE DES ANNEXES

<b>Repère</b>	<b>Désignation précise</b>	<b>Nb de pages</b>
A	Synthèse des visites de raffineries	15



## **Annexe A**

---

Visites des raffineries.



## **1. CONTEXTE**

Dans le cadre de ses travaux sur la maîtrise du vieillissement dans la prévention du risque technologique, demandés par le Ministère de l'Écologie, de l'Énergie, du Développement durable et de la Mer, l'INERIS a effectué en mai et juin 2009, six visites de raffineries en France.

L'objectif de ces visites consistait à recueillir les pratiques émanant du terrain relatives à l'inspection et la maintenance des tuyauteries et des réservoirs de stockage, à la gestion du retour d'expérience et à la gestion des compétences et de la qualification des intervenants. Les dispositifs de sécurité et les ouvrages de génie civil associés aux tuyauteries et aux réservoirs de stockages faisaient également partie du périmètre d'étude.

Pour chacune des six raffineries, une journée d'échanges a eu lieu entre deux ingénieurs de l'INERIS et des représentants du site (service inspection, expert corrosion, maintenance, HSE, etc.) et dans certains cas, des services centraux du groupe pétrolier opérateur de la raffinerie. Les éléments recueillis lors de ces visites ont été en partie intégrés dans les différents rapports publiés<sup>10</sup>. Une synthèse est également présentée ci-après.

L'INERIS tient à remercier toutes les personnes ayant été sollicitées dans le cadre de ces visites, qui, par leur partage d'expérience, ont contribué à alimenter sa réflexion.

## **2. SYNTHÈSE DES VISITES**

### **2.1 Service d'inspection**

Toutes les raffineries visitées disposent d'un service d'inspection reconnu (SIR) selon les exigences de la Circulaire DM-T/P n° 32510 du 21 mai 2003. Le SIR est chargé du suivi permanent et de l'inspection des équipements sous pression, relevant des dispositions du titre III du décret du 13 décembre 1999 selon des modalités définies par des procédures internes, en vue de garantir la sécurité des personnes et des biens, et de contribuer à la protection de l'environnement.

Dans tous les cas, la reconnaissance du service d'inspection a été obtenue depuis plusieurs années. Actuellement, ils appliquent le guide UIC/UFIP DT 84 pour élaborer leurs plans d'inspection et bénéficient d'une périodicité pour la réalisation des inspections périodiques et des requalifications périodiques, de 6 et 12 ans.

---

<sup>10</sup> Maîtrise du vieillissement des installations industrielles ; rapport général ; DRA-09-102957-07985C.  
Maîtrise du vieillissement des installations industrielles ; stockages en raffinerie ; DRA-102957-08289B.  
Maîtrise du vieillissement des installations industrielles ; tuyauteries en raffinerie ; DVM-09-102957-08343B.



Avant l'utilisation du guide UIC/UFIP DT84, ces SIR ont souvent utilisé différents autres guides pour élaborer leurs plans d'inspection, tels que l'UFIP 2000, l'UIC DT32 ou encore le guide vapocraqueur et unités interconnectées.

Les effectifs de ces SIR sont globalement compris entre 10 et 18 personnes selon la taille de la raffinerie et l'extension éventuelle de leur champ d'action à un vapocraqueur et aux activités chimie associées.

Leurs missions intègrent l'analyse de la criticité des équipements, la réalisation des plans d'inspection, la planification et leur suivi, la supervision des contrôles, la gestion du retour d'expérience... Généralement, les CND sont confiés à des entreprises extérieures spécialisées et les personnels des SIR assurent l'exploitation de leurs résultats.

Chacun des SIR visités est chargé du suivi de plusieurs milliers d'ESP (hors tuyauteries).

## **2.2 Démarche RBI**

Toutes les raffineries visitées se sont engagées dans une démarche d'inspection basée sur le risque, et ce, dès le début des années 1990 pour les plus précurseurs. Les méthodes ont généralement évolué au cours du temps, passant d'une approche essentiellement qualitative à une approche semi-quantitative. Actuellement, toutes s'appuient sur les guides API 580 et 581 mais ont été adaptées en fonction des besoins et pratiques des différents groupes pétroliers et des contraintes réglementaires. Elles intègrent les directives du guide UIC/UFIP DT84 pour l'établissement d'un plan d'inspection permettant de définir la nature et les périodicités d'inspections périodiques et de requalifications périodiques pouvant être supérieures à cinq et dix ans.

Bien que s'appuyant sur des documents de référence communs, les applications RBI faites par les différents groupes pétroliers présentent chacune leurs particularités aux différents stades de la démarche.

Par exemple, au niveau de la définition des modes de dégradation, chaque groupe a établi sa liste, qui comprend généralement 50 à 60 modes, en se basant sur différents guides (API 571, API 580, API 581, guide de l'EFC, DT 32 & 84, etc.) et son expertise. L'identification des modes de dégradation peut ensuite être effectuée soit :

- par un expert corrosion de la raffinerie en se basant sur son manuel de corrosion, après avoir défini les différentes boucles d'iso-dégradation,
- par le service inspection à l'aide d'un logiciel qui va proposer les différents modes pouvant se révéler sur un équipement à partir de son état descriptif (dans ce cas, les experts corrosion travaillent plus en amont, au niveau du développement de l'outil, pour définir les modes génériques associés aux différentes unités).

Une fois les modes de dégradation définis, les raffineries peuvent également avoir des philosophies différentes pour déterminer la criticité de l'équipement. Certaines évaluent les conséquences par mode de dégradation (la taille de brèche est définie en fonction du mode) afin d'établir des coefficients qui seront pondérés pour évaluer le niveau de conséquences global de l'équipement. D'autres attribuent un niveau de conséquences unique qui va être fondée sur l'inventaire de l'équipement. Dans le dernier cas, le niveau de conséquences est donc intrinsèque à l'équipement (indépendant du mode de dégradation).

Toujours sur la définition du niveau de conséquences, les sites visités intègrent généralement les facteurs sécurité, économique (essentiellement basé sur le temps d'indisponibilité) et environnement, avec des facteurs de pondération différents, ces facteurs pouvant varier d'un groupe à l'autre. De même, certains privilégient une matrice de risque par type de conséquences et d'autre une matrice unique.

Pour les conséquences en terme de sécurité, il est à noter que tous s'inspirent de la méthode de l'API 581, plus ou moins adaptée avec le guide bleu de l'UFIP, les résultats des études de dangers, etc.

Concernant l'évaluation de la probabilité, le constat est assez similaire. Les méthodes mises en œuvre sur les différents sites visités découlent toutes de référentiels communs (API et DT 84) et sont basées sur des critères semi-quantitatifs. Ces derniers peuvent cependant différer d'un site à l'autre, tout comme leurs règles de pondération. Le retour d'expérience de chacun peut d'ailleurs contribuer à faire évoluer les méthodes d'évaluation.

Une fois les niveaux de conséquences et de probabilité évalués, la criticité de l'équipement est définie. Selon les sites, elle se traduit par 4 ou 5 niveaux de risques auxquels sont associées des actions (définies selon des règles internes) qui sont reprises dans les plans d'inspection. Par exemple, pour un certain niveau de risque, il peut être associé un contrôle visuel de x% des points singuliers de la canalisation, un décalorifugeage de x% des zones susceptibles d'être affectées par une CUI pour réaliser des contrôles, etc. Généralement, ces actions dépendent des modes de dégradation susceptibles d'affecter l'équipement.

Compte tenu des éléments susmentionnés, il est évident que les niveaux de criticité définis sur des sites appartenant à des groupes distincts ne peuvent être comparés entre eux, même si les matrices sont de mêmes dimensions (généralement 5x5). Certains estiment que l'élément le plus important est le traitement qui est fait du résultat de la cotation et non la cotation en elle-même.

Par ailleurs, certains sites visités regrettent de ne pas pouvoir pousser la démarche RBI plus loin. En effet, même si certains équipements ne sont pas critiques (par exemple, un ballon d'air comprimé, un équipement qui est très faiblement exposé aux modes de dégradation, etc.), la réglementation ESP les contraint en terme de suivi. Ainsi, sur un arrêt métal, les échéances réglementaires (IP/RP) les obligent à inspecter plusieurs centaines d'ESP alors qu'ils estiment qu'il serait souhaitable de mener des inspections plus ciblées et plus poussées sur les quelques dizaines d'ESP les plus critiques et d'adopter une démarche plus curative sur les autres. En d'autres termes, ils souhaiteraient mieux orienter les moyens de l'inspection. Souvent les résultats de l'analyse RBI et le REX développé par le SIR sont vérifiés. Des équipements peu critiques sur lesquels les modes de dégradation ne sont pas actifs sont quand même inspectés et les résultats confirment l'absence d'anomalie.

Concernant les logiciels commerciaux d'analyse RBI, plusieurs raffineries se montrent réservées sur leur intérêt. La plus-value en terme de pertinence d'analyse ne leur semble pas évidente. Pour elles, l'essentiel de la démarche RBI est la réflexion autour des équipements, l'identification des modes de dégradation, etc. L'expertise et le retour d'expérience des inspecteurs nécessaires à cette réflexion ne peuvent être substitués par un logiciel. Par contre, ils s'accordent sur le fait que ces logiciels peuvent apporter une plus-value en terme d'ergonomie ou de gain de temps. Souvent, les sites visités ont développées (localement ou au niveau du groupe) leurs propres outils pour réaliser leur analyse RBI ou consigner et exploiter les résultats des CND.

### **2.3 CND**

Les CND sont réalisés pour l'essentiel par des entreprises extérieures (EE) spécialisées sous contrat moyen terme (3-5 ans). Le SIR émet généralement un avis lors de l'attribution du marché. Régulièrement, les raffineries effectuent des audits pour s'assurer du respect des règles HS sur le chantier, de l'étalonnage des appareils de mesure, du respect des instructions de travail... Les agents de ces EE sont certifiés COFREND (certaines raffineries exigent la certification même lorsque celle-ci n'est pas obligatoire). Souvent, des contrôleurs d'EE sont présents à demeure sur le site.

Après contrôle, les agents remettent leur PV validé au SIR. Certaines raffineries demandent aux contrôleurs de renseigner les formulaires de saisie des logiciels d'exploitation des résultats (mesures d'épaisseur). Dans tous les cas, l'exploitation des résultats des CND est réalisée par le SIR.

Les inspecteurs du SIR réalisent très peu de CND.

Le nombre de CND a tendance à augmenter. Ils sont généralement très nombreux lors de la préparation des grands arrêts.

Les méthodes US et radiographiques sont fréquemment utilisées. Par contre, selon les sites, le recours aux radios est plus ou moins étendu. Certains limitent leur usage pour confirmer une anomalie détectée, essentiellement sur des piquages de faibles diamètres ( $DN \leq 2''$ ), d'autres les utilisent plus largement, notamment pour des mesures d'épaisseur de tuyauteries jusqu'à des diamètres de 8 pouces). Certaines raffineries en effectuent jusqu'à 10 000 par an.

Globalement, les SIR sont prudents vis-à-vis des méthodes de CND nouvelles et pour certains, ne les mettent en œuvre qu'après validation des services centraux du groupe.

Pour le contrôle de l'état des fonds de bacs, beaucoup utilisent l'émission acoustique et la méthode SLOFEC qui permet de faire un scan complet du fond et de visualiser l'état des deux faces de la tôle.

## 2.4 Gestion du retour d'expérience

Généralement, le retour d'expérience des services d'inspection s'organise à différents niveaux dans les raffineries visitées :

- **Au niveau local**

Le SIR effectue un suivi des pertes de confinement (fuites reportables dues à la corrosion hors joints, presse-étoupes, etc.). Leur nombre est variable selon les sites : d'une petite dizaine par an à près de 70. Cet écart peut certainement être expliqué par le nombre d'ESP suivi et les différentes politiques mises en œuvre pour prévenir les risques, mais probablement aussi, par des systèmes de reporting plus ou moins rigoureux. Dans certains cas, le suivi est détaillé par mode de dégradation responsable de la perte de confinement et/ou par types d'équipements. Les tuyauteries sont les plus fréquemment mises en cause. Des indicateurs plus ou moins détaillés ont été instaurés sur les quantités relâchées, la nature du produit... Certains mentionnent des références à des fiches d'accidents instructifs sur les imprimés à destination des inspecteurs pour les alerter et illustrer un point particulier (rapport d'inspection).

- **Au niveau du groupe**

Les groupes consolident en général les données des sites et font des analyses statistiques. Certains élaborent des fiches pour les accidents instructifs qui peuvent donner lieu à une diffusion à tous les services d'inspection du groupe, éventuellement de façon graduée (un niveau d'information et un niveau d'actions à réaliser avec une remontée d'information au groupe après action).

- **Au niveau de la profession**

Les SIR des raffineries visitées participent aux journées professionnelles afin de bénéficier d'un plus large retour d'expérience (Réunion semestrielle du GEMER, journées du CTNIIC organisées par l'UIC).

La plupart des sites visités ont récemment engagé des actions pour améliorer la gestion du retour d'expérience : évolution des indicateurs en qualité et quantité, outil de sensibilisation des opérateurs, analyse plus approfondie...

Par contre, les anomalies constatées lors des inspections qui n'ont pas conduit à des pertes de confinement, restent consignées dans l'historique de l'équipement. Elles ne sont pas consolidées dans une base de données de retour d'expérience.

Par ailleurs, il est ressorti que le retour d'expérience des services d'inspection qui est souvent riche d'enseignements (causes des pertes de confinement, caractérisation de la brèche, inventaires relâchés, actions engagées...) est peu pris en considération dans les études de dangers.

## **2.5 Tuyauteries en unité et off-site**

### ***Impacts de l'arrêté du 15 mars 2000***

Les tuyauteries en unité les plus critiques bénéficient d'un suivi depuis de nombreuses années mais l'arrêté du 15 mars 2000 a cependant considérablement augmenté le nombre de plans d'inspection.

En off-site, les lignes de GPL étaient également suivies avant 2000 et disposent d'un plan d'inspection. Souvent, elles ne sont d'ailleurs soumises par la nouvelle réglementation, qu'à IP car leur PS.DN ne dépasse pas 3500. Le nombre de tuyauteries off-sites soumises à RP est généralement faible et limité à certaines essences légères dont la pression de vapeur saturante est supérieure à 0,5 bar.

Avant l'élaboration des plans d'inspections, les raffineries ont généralement dû s'engager dans un important travail au niveau de l'état descriptif des tuyauteries. La connaissance des caractéristiques des tuyauteries repose essentiellement sur les standards de construction utilisés. Les informations sont globalement moins précises et disponibles que pour les récipients. De plus, les tuyauteries off-sites ne disposaient souvent pas de plan isométrique. Des ressources importantes ont donc été mobilisées pour l'identification des tuyauteries et leur dessin.

Plusieurs sites visités semblent adopter une démarche particulière pour l'élaboration des plans d'inspection des tuyauteries off-sites. Les plans ne seraient pas spécifiques à une ligne mais seraient établis par nappe (toutes les tuyauteries de la nappe seraient alors inspectées de la même façon : nature et fréquence des contrôles...). Par conséquent, une même ligne pourrait être suivie par plusieurs plans d'inspection si elle traverse plusieurs nappes. Seules les lignes les plus critiques conserveraient leur propre plan d'inspection (GPL notamment).

### ***Application de la démarche RBI aux tuyauteries :***

En unité, l'évaluation du niveau de conséquences des tuyauteries est généralement basée sur celui attribué à la capacité amont ou sur une pondération du niveau des capacités amont et aval.

Pour les off-sites, la démarche RBI n'est pas toujours appliquée. Certains estiment qu'il est nécessaire d'adapter leur méthode afin notamment de mieux prendre en compte les conséquences environnementales et permettre de mieux hiérarchiser le niveau de risque des différentes canalisations. En effet, l'application directe de la méthode utilisée dans les unités peut conduire à estimer un niveau de risque homogène pour une grande majorité des off-sites (paramètres de fonctionnement souvent proches contrairement aux unités) et à ne pas suffisamment prendre en compte le facteur environnemental alors qu'il peut être souvent prépondérant pour les off-sites (lignes de produit lourd à proximité des limites de propriété par exemple).

### ***Prise en compte du retour d'expérience :***

Dans l'ensemble, il semble que le mode de corrosion le plus fréquemment responsable de perte de confinement, est la corrosion sous calorifuge. Certaines raffineries visitées se sont donc engagées dans d'importants programmes pluriannuels de contrôle systématique. Ils se traduisent par une inspection visuelle de toutes les tuyauteries, y compris dans les zones difficiles d'accès tels que les racks, avec une attention particulière au niveau des points singuliers et des zones susceptibles de favoriser ce mode de corrosion (supports, points bas, zones de calorifuge dégradées par exemple). Dans certains cas, des décalorifugeages complets sont effectués. Ces programmes permettent de réaliser un état initial et se traduisent par une mise à jour des plans d'inspection.

Pour les off-sites, certains programmes incluent également des actions de dégagement des pipeways permettant de prévenir les dégradations et faciliter l'inspection (désensablage, désherbage, enlèvement d'encombrants, ferrailage des lignes inutilisées, limitation ou suppression des passages en fourreaux, etc.).

Compte tenu de la moindre sévérité des paramètres de fonctionnement des tuyauteries off-sites par rapport à celles des unités (P & T notamment), la proportion de la corrosion externe dans les pertes de confinement est encore plus importante pour les off-site.

### ***Durée de vie résiduelle***

Aucune raffinerie visitée ne fixe de limite d'âge pour les tuyauteries. Par contre, elles effectuent un suivi régulier de l'épaisseur afin de déterminer une durée de vie résiduelle pour les modes de dégradations dont l'évolution est dépendante du temps (corrosion, érosion...).

Pour les modes non liés au temps comme la fissuration, cette notion n'est pas utilisée.

Les mesures d'épaisseur effectuées essentiellement par ultrasons (US) ou radios, permettent d'évaluer une vitesse de corrosion. Cette vitesse, qui peut se calculer de différentes façons (entre la première et la dernière mesure, entre les deux dernières mesures, à partir de courbes de tendance...) permet d'estimer l'épaisseur de la canalisation à un intervalle de temps donné ou l'échéance prévisionnelle de l'atteinte d'une épaisseur donnée (épaisseur de rebut, épaisseur de remplacement, épaisseur d'alerte...). Ainsi, il est possible d'estimer une durée de vie résiduelle qui est généralement utilisée par les raffineries visitées, pour planifier la prochaine échéance des contrôles. Il est à noter que l'estimation de cette durée de vie peut être différente selon les sites, en intégrant par exemple des coefficients de sécurité variables qui peuvent parfois être modulés en fonction du niveau de criticité de la tuyauterie. Néanmoins, il ressort qu'en majorité, les durées de vie résiduelle sont supérieures aux échéances des contrôles réglementaires (IP/RP). Par conséquent, les échéances théoriques de contrôle estimées à partir des durées de vie résiduelle, sont écrêtées par les échéances réglementaires.

Généralement les vitesses de corrosion observées sont inférieures aux vitesses théoriques publiées dans différents ouvrages de référence tel que l'API 581, qui sont réputées conservatives. Des raffineries visitées ont mis en place un comparatif de ces valeurs. Si la vitesse mesurée est supérieure à la vitesse théorique, elles déclenchent alors une investigation afin d'identifier la cause de cette anomalie et prendre les mesures adéquates, même si la durée de vie résiduelle est acceptable.

Par ailleurs, certaines raffineries anticipent de plus en plus les contrôles d'épaisseur avant les arrêts afin de mieux planifier les interventions de maintenance nécessaires et ainsi d'essayer de réduire les temps d'arrêt. Cette pratique entraîne cependant un décalage avec les échéances des contrôles réglementaires.

Les arrêts prévus pour les besoins du process (non réglementaires) sont également de plus en plus mis à profit pour réaliser des CND. De plus, certaines raffineries estiment lors des arrêts inopinés, l'échéance prévisible de redémarrage, afin de réaliser des CND ou de traiter certaines demandes de l'inspection par la maintenance, si la durée d'arrêt le permet.

Enfin, pour certains composants de tuyauterie, tels que les compensateurs de dilatation, la durée de vie résiduelle ne peut être estimée. Compte tenu de leur architecture, ils s'avèrent très difficiles à inspecter en fonctionnement. Certaines raffineries procèdent à des vérifications de dilatation en fonction des variations de températures. D'autres procèdent à des contrôles visuels inter-ondes après démontage mais cette opération peut introduire de nouvelles contraintes sur le compensateur après remontage. Enfin certains ont engagé une réflexion sur un éventuel remplacement systématique après une période de fonctionnement définie.

## 2.6 Réservoirs de stockage

De manière générale, l'ensemble des exploitants visités utilisent une méthode proche de la méthode UFIP 2000. Dans les raffineries, les inspecteurs mettant en œuvre les programmes d'inspection sont généralement spécialisés dans le domaine des réservoirs atmosphériques. Les bacs sont des équipements complexes qui font intervenir un grand nombre d'acteurs. Les services d'inspection coordonnent les opérations entre les différentes entreprises extérieures, le service de maintenance et les opérateurs.

### ***Retour d'expérience :***

De manière générale, le retour d'expérience met en évidence d'une part, de nombreuses défaillances des toits flottants souvent de faibles conséquences et d'autre part des phénomènes de corrosion sur la robe et le fond susceptibles d'engendrer de la simple fuite jusqu'à l'ouverture complète du bac.

Dans l'ensemble, les exploitants relèvent les modes de dégradation suivant :

- La corrosion interne en fond de bac, elle est généralement ponctuelle et elle constitue le plus gros risque de fuite. Elle est plus fréquente sur les bacs de brut ;
- La corrosion externe en pied de bac et fond de bac ;
- La corrosion de la soudure robe-fond ;
- La corrosion sur les deux faces des toits flottants ;
- Les fuites de drains de toit ;
- Les fuites des joints de toit flottant ;
- Les fissures provoquées par une fatigue lente sur les toits flottants.

D'autres modes, particuliers à chaque site peuvent être rencontrés. Par exemple, les sites situés sur un sol instable relèvent des modes de déformation globale de la robe et du fond.

### ***Ronde opérateur :***

Elle consiste en un examen visuel de certains points sensibles sur la base de check-list. Les check-lists sont adaptées par le SIR en fonction des problématiques du site, du REX et des priorités du site. Ces listes sont généralement initialement basées sur celles de l'UFIP 2000, de l'API 653 et/ou de l'EEMUA 159.

La fréquence des contrôles n'est pas fixe. L'intervalle entre deux rondes varie de 1 mois à 3 ans.

Ce contrôle ne donne pas toujours lieu à un compte rendu. Cependant, l'opérateur doit signaler au service d'inspection toute anomalie rencontrée.



### **Inspection externe :**

L'inspection externe consiste en un contrôle visuel de la robe du réservoir, des organes de respiration, du toit et des accessoires par un inspecteur spécialisé. A cette occasion, certains exploitants pratiquent des contrôles CND tels que par exemple, des mesures ultrasons de la robe du réservoir, des mesures géométriques de tassement, de rotondité et de verticalité.

Ces contrôles sont adaptés aux conditions des équipements et du site. Notamment, les contrôles de tassement des bacs sont souvent liés aux caractéristiques du terrain, plus ou moins meuble selon les sites.

Selon les exploitants, l'examen visuel externe est réalisé tous les 3 à 5 ans. Cette inspection est généralement accompagnée, en plus de l'examen visuel, de contrôles non destructifs. Toutefois, ces CND peuvent soit être réguliers, soit avoir lieu à titre exceptionnel (émanant d'une découverte d'anomalie en visuel par exemple). La fréquence des contrôles varie également avec l'état global du réservoir. Par exemple, un accessoire dont la défaillance est fréquente et connue sera plus souvent inspecté.

### **Contrôle d'étanchéité par émission acoustique (EA) :**

L'ensemble des exploitants rencontrés pratiquent le contrôle par émission acoustique afin de repousser au maximum l'ouverture du bac. Ce contrôle consiste à « écouter » à l'aide d'instruments le bruit de la corrosion active et/ou des fuites actives (cf. 4.1.2.1.5 du rapport spécifique aux réservoirs en raffinerie). Cette écoute permet de statuer sur deux paramètres :

- L'intensité globale du bruit, due à la corrosion généralisée, permettant de statuer sur le niveau de corrosion général. Il est représenté par une lettre allant de A à E.
- L'intensité localisée des signaux, due aux pics de corrosion ou aux fuites, permettant de mettre en avant un niveau de pic de corrosion/fuite du bac. Il est représenté par un chiffre allant de 1 à 5.

L'interprétation des résultats est propre à chaque site. L'UFIP 2000 fournit une matrice, celle-ci sert de base aux exploitants. Toutefois, les exploitants ont parfois développé leur propre matrice.

Réalisé réglementairement tous les dix ans, certains exploitants entreprennent ces contrôles à intervalles rapprochés. L'origine de ces contrôles supplémentaires correspond aux résultats des précédents contrôles EA. L'exploitation de ces résultats donne lieu à l'augmentation de la fréquence des EA et/ou la mise en place d'une surveillance rapprochée jusqu'à ouverture du bac.

Ce contrôle n'est pas perçu de manière identique chez l'ensemble des exploitants. Pour certains c'est une méthode pertinente pour valider l'intégrité du fond de bac, pour d'autres, c'est une méthode dont les résultats doivent être interprétés avec précaution. Les réserves émises par certains exploitants proviennent d'une part des difficultés de mise en œuvre entraînant une variabilité importante des mesures et d'autre part de l'interprétation parfois difficile des résultats.

### ***Contrôle d'étanchéité par mesures externes ou internes :***

Certains exploitants réalisent des mesures complémentaires afin d'avérer ou non la présence de fuites. Ont été cités, notamment, le contrôle par piézomètres et le sondage interne par mesure de variation de niveau.

### ***Ouverture de bac :***

Lors de l'ouverture du bac, les inspecteurs des exploitations programment une série de contrôles. Notamment, il est d'usage de réaliser des contrôles d'épaisseur du fond :

- ponctuellement, en se basant sur l'inspection visuelle du fond.
- globalement, en réalisant une cartographie du fond de bac. Des méthodes électromagnétiques (MFL, SLOFEC) permettent de réaliser cette cartographie en deux semaines environs.

Cette dernière option est aujourd'hui « quasi-systématique » pour les exploitants interrogés. La méthode SLOFEC permet théoriquement de contrôler les deux faces du fond de bac.

A l'heure actuelle, les contrôles destructifs pour vérifier la face extérieure du fond de bac ont été abandonnés chez l'ensemble des exploitants rencontrés étant donné l'existence des méthodes précédemment citées.

Les soudures, et particulièrement la liaison robe-fond, sont contrôlées par ACFM ou une méthode équivalente.

L'ensemble des accessoires est inspecté.

L'ouverture d'un bac permet d'effectuer les opérations de réparation (si anomalie) et de maintenance préventive.

En fonction des exploitants, ces ouvertures peuvent avoir lieu à :

- un intervalle maximum défini par l'exploitant ;
- un intervalle dépendant du résultat de la dernière EA et de la surveillance des fuites.

D'autres paramètres influencent l'intervalle entre deux ouvertures :

- la gestion commerciale des bacs. Il s'agit de répartir les indisponibilités pour éviter la chute du volume de stockage disponible et donc la réduction de la production et les pertes d'exploitation associées ;
- la réglementation douanière impose l'ouverture des bacs de produits finis pour re-barémer le bac tous les 10 ans. Cette occasion est souvent utilisée par les exploitants pour réaliser l'ensemble des inspections et de la maintenance ;
- la recherche d'un niveau élevé de qualité de produits finis amène certains exploitants à ouvrir leur bac pour nettoyage plus fréquemment ;
- La réalisation de contrôles complémentaires permet de maintenir ou non le bac en service.

La moyenne des temps d'exploitation entre deux ouvertures semble située entre 15 et 20 ans.

### ***Durée de vie résiduelle :***

Les industriels ne conçoivent pas les réservoirs atmosphériques pour une durée de vie prédéfinie. Si le calcul théorique existe, la pratique montre que de nombreux éléments rendent purement formel ce calcul :

- Les valeurs théoriques des modes de dégradation à vitesse constante peuvent être très différents de la réalité ; de nombreux facteurs influencent cette vitesse théorique ;
- Les dégradations localisées ne suivent généralement pas les règles d'évolution connue ;
- Plusieurs modes de dégradation ne sont pas liés au temps mais aux conditions d'exploitation ;
- La maintenance des éléments défectueux (ex : tôles de fond de bac) permet de modifier considérablement la durée de vie estimée.

Une durée de vie résiduelle est donc définie par la durée de maintien de l'intégrité du fond et de la robe du bac. Ce calcul est basé sur des vitesses de corrosion, qui peuvent se calculer de différentes façons (entre la première et la dernière mesure, entre les deux dernières mesures, à partir de courbes de tendance...). La vitesse de corrosion calculée peut être différente pour le fond et la robe. Ces différentes vitesses permettent d'obtenir une durée maximale avant que l'épaisseur d'une des tôles ne soit inférieure aux épaisseurs de conception issues des codes classiques (CODRES, BS 2654, API 620/650...).

### ***Réparation et maintenance préventive :***

En termes de réparations des bacs, certaines actions de maintenance classiques sont communes à l'ensemble des exploitants rencontrés. A titre d'exemple, on peut citer les points classiques suivants :

- Les tôles présentant peu de points de corrosion sont rechargées ;
- Les tôles présentant une multitude de points de corrosion ou une corrosion généralisée importante sont remplacées ;
- Les fonds de bacs présentant une corrosion généralisée trop importante sont remplacés.
- Les joints (toits flottant ou écrans) défailants sont changés.

L'ouverture d'un bac est également l'occasion, pour la maintenance, de réaliser des actions de prévention.

La maintenance préventive fait partie intégrante de la politique de gestion des bacs. En ce sens, les méthodes énoncées varient d'un exploitant à l'autre. En particulier certains exploitants réalisent un revêtement des fonds de bac en époxy à l'ouverture des bacs tandis que d'autres exploitants restent plus réservés sur cette action préventive.

L'avantage majeur du revêtement époxy évoqué par les exploitants concerne la quasi-élimination de la corrosion interne des zones revêtues (généralement fond et premières viroles). Les inconvénients évoqués par certains exploitant sont justifiés par une difficulté à mettre en œuvre correctement les revêtements ce qui peut entraîner des défauts de revêtement comme par exemple, des pièges de corrosion.

### ***Perspectives :***

Certains des exploitants mettent actuellement en place une méthode RBI ou assimilée pour l'inspection des bacs atmosphériques. Ces méthodes sont à ce jour en phase de conception et d'essai ou, au mieux, en phase d'application progressive. A ce jour, aucune installation visitée n'applique la méthode RBI sur l'ensemble de ses bacs atmosphériques.

Par exemple, les bacs pourront être découpés en plusieurs entités (i.e. : l'assise/fond, la virole/fond et la virole/toit). Chacune de ces zones serait traitée séparément, en fonction de la conception et du produit stocké. Des modes de dégradation seraient déterminés puis les conséquences et les probabilités associées à chaque mode seraient déterminées pour obtenir un niveau de criticité. L'inspection et la maintenance seraient ensuite adaptées à ce niveau de criticité.

## **2.7 Structures et génie civil**

Les raffineries visitées se sont engagées dans des actions d'inspection des structures et ouvrages de génie civil (support de rack, jupes de colonne, passerelles, derrick de torche, caniveaux, cuvette de rétention, pieds de sphère...). Ces démarches sont cependant récentes et consiste principalement à faire un état zéro.

Les inspections sont essentiellement visuelles. Pour les structures métalliques ignifugées, elles consistent à contrôler l'absence de dégradation du revêtement (béton, ciments spéciaux...). En cas d'endommagement avéré ou suspecté, certaines raffineries font des CND sur la structure métallique (contrôle d'épaisseur par US), après avoir hotté l'ignifuge. Pour les jupes de colonne, la casse de l'ignifuge n'est pas toujours nécessaire ; certains CND peuvent être effectués (courant de Foucault).

Sur les unités, des actions de contrôle visuel régulier des siphons coupe-feu sont réalisés sur certains sites afin de s'assurer de l'étanchéité des réseaux de collecte (vérification que le réseau est en charge). Parfois, des contrôles plus poussés sont effectués (mise en charge et contrôle volumétrique sur un intervalle de temps donné, passage de caméra en cas d'anomalie détectée...).

Pour les passages de route ou les traversés de merlon pouvant présenter un risque de corrosion externe accru pour les tuyauteries, ou pouvant occasionner une gêne pour l'inspection, des modifications sont envisagées ou réalisées sur plusieurs sites (construction de ponceaux, passage des tuyauteries au dessus de la voie de circulation, réfection des fourreaux, remplacement du merlon par un mur béton pour réaliser les sorties de cuvette...).

## **2.8 Instrumentation**

### **SNCC**

Généralement les SNCC sont fiables. Compte tenu de leur architecture, les pannes n'ont souvent pas d'impact sur le fonctionnement des unités. Les raffineries font un suivi du taux de défaillances. Ce paramètre est pris en considération pour envisager un changement de technologie. D'autres paramètres sont également pris en considération tels que :

- la disponibilité de l'approvisionnement des pièces détachées,
- la validité du support du constructeur,
- l'augmentation des coûts de maintenance,
- le maintien des compétences des intervenants,
- etc.

Les constructeurs de systèmes proposent une assistance variable au cours du temps :

- une première période (généralement 10 à 20 ans pour les SNCC) avec une garantie sur les pièces détachées et les délais,
- une période de maintenance garantie de 3 à 6 ans supplémentaires. Durant cette période, le fournisseur s'engage sur la fourniture des pièces et sur leur délai de disponibilité.
- une période dite de contrat étendu durant laquelle le délai de livraison des pièces détachées n'est plus garanti.

Les raffineries ne définissent pas de durée de vie forfaitaire de leurs systèmes. Le remplacement est principalement dicté par l'existence pérenne des compétences et des pièces de rechange.

## **SIS**

Depuis plusieurs années, les raffineries remplacent leurs sécurités par relayage par des automates de sécurité. De plus en plus, elles se réfèrent aux normes de sûreté de fonctionnement (normes CEI 61508 et CEI 61511) pour définir un niveau de sécurité (SIL).

Certaines raffineries ont lancé des plans spécifiques aux SIS pour faire un point sur les systèmes déjà implantés (architecture adaptée, capacité du système à détecter les problèmes, type et fréquence des tests, compatibilité avec le niveau SIL requis...), les remplacer lorsque cela s'avère nécessaire et choisir le matériel adéquat pour les nouveaux systèmes.

Les tests sont généralement planifiés par les services instrumentation puis sont confiés à des entreprises extérieures spécialisées. Une attention particulière est accordée aux compétences des personnes retenues pour faire les tests mais il n'y a pas forcément d'habilitation formelle.