

République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Ecole Nationale Polytechnique
Département de Génie Mécanique

Mémoire de projet de fin d'études d'ingénieurs

Thème

***Analyse des Performances Energétiques
d'un Train de Stabilisation de l'unité
de traitement de brut sud (UTBS, Sonatrach)***



Présenté par :

- Bilel Charef Eddine HACHANI
- Djamel Eddine DJERIDEL

Proposé par :

T. BOUASLA, Sonatrach

Dirigé par :

Prof. S. LARBI

Promotion : juin 2012

Remerciement

Nous remercions en premier lieu ALLAH le tout puissant de nous avoir donné vie, santé et volonté pour achever notre cursus au sein de l'Ecole Nationale Polytechnique.

*Nous tenons à remercier sincèrement Monsieur **Belgacem HACHANI**; notre oncle ; qui a contribué à rendre le passage à SONATRACH agréable.*

*Ainsi que nos promoteurs Messieurs le Prof. **Salah LAARBI** et le Chef.serv. Maintenance de l'UTBS **Taher BOUASLA** pour leur accueil et confiance, ils se sont toujours montrés à l'écoute et très disponibles tout au long de la réalisation de ce mémoire, ainsi pour l'inspiration, l'aide et le temps qu'ils ont bien voulu nous consacrer.*

Nous remercions aussi les Messieurs :

*Bouزيد BENKOUSSAS, Président de Jury, Maître de Conférence- A
Mohamed BOUBAKEUR, Examineur, Maître Assistant- A
Brahim GUERGUEB, Examineur, Maître Assistant- A*

Nos remerciements s'adressent également à tout le personnel pour leur disponibilité et leur bonne humeur, qui ont rendu notre stage enrichissant et motivant.

Nous remercions vivement :

- *Les mécaniciens Ilyes, Akram, Mohamed et BELLOUZI*
- *Les électriciens...*
- *Les instrumentistes...*
- *Ainsi que notre collègue Mr AOUANOUK Amine, étudiant à l'USTHB et Mr Malik ingénieur préparateur GMAO.*

Sans oublier le personnel du service exploitation, pour l'accueil, les conseils, l'encadrement dont nous avons bénéficié et la confiance qu'il a placée en nous.

Dédicaces

A mes très chers parents

A mes frères et sœurs

A mes deux grand-mères

A mes oncles, tantes, cousins et cousines.

A mon beau-frère Billel

A mes amis d'enfance

A mes camarades de l'école

Je dédie ce travail.

Djamel Eddine,

Dédicaces

*A la mémoire de mon grand père, à ma petite famille,
ma mère sans qui je ne serais rien aujourd'hui, mon
père qui a toujours su me soutenir, mes deux petites
sœurs que j'adore...*

A tous ceux que j'aime et qui m'aiment en retour...

*A tous ceux qui ont contribué ; de près ou de loin ; à
ce modeste travail...*

Je vous dis

Merci

*Bilel
Charef Eddine*

ملخص:

العمل المقدم في هذه الاطروحة هو دراسة تحجيم و تركيب خزان فاصل سائل-غاز من اجل ضمان التشغيل الدائم لقطار الاستقرار لوحدة معالجة البترول جنوب و هكذا تم وصف المنظومة المعالجة و تحليل تقنيات الفصل المختلفة، أعقب هذا تحجيم خزان فاصل وقود غاز معتمدين على طريقة حسابية متنوعة بمحاكاة ببرنامج ، استكملنا هذه الدراسة بتصميم حلقات التنظيم و خطط الصيانة باستخدام الحاسوب .

كلمات مفتاحية: تحجيم ، خزان فاصل سائل غاز ، وحدة معالجة البترول جنوب ، الصيانة باستخدام الحاسوب

Résumé :

Le travail présenté dans ce mémoire est relatif à une étude de dimensionnement et d'installation d'un ballon séparateur liquide-gaz dans le but d'assurer la marche perpétuelle du train de stabilisation de l'UTBS (Sonatrach). Ainsi, une description du process et une analyse des techniques de séparation existantes a été établie. Cette description a été suivie par un dimensionnement du ballon de gaz combustible, basé essentiellement sur un calcul analytique et conforté par une simulation sur le logiciel HYSYS. L'étude du dimensionnement du ballon a été complétée par un travail supplémentaire consistant en la conception de boucles de régulations et la proposition de plans de maintenances par utilisation de logiciel GMAO (Gestion de la Maintenance Assistée par Ordinateur).

Mots clés : Dimensionnement ; Ballon séparateur liquide-gaz ; UTBS ; GMAO.

Abstract :

This work presented is a study about sizing finished by installation of a flash drum in order to ensure the perpetual operation of the process of stabilization of an oil treatment station proposed by the petroleum Algerian company SONATRACH. Starting this work with a process description and a separation technique analysis, followed by the sizing of the flash drum using an analytical calculation which confirmed by a simulation software HYSYS. The sizing of the flash drum was supplemented by additional works consisting of it design loop regulation and it maintenance plants by using CMMS software (computerized maintenance management system).

Keywords: flash drum, sizing, process, loop regulation, CMMS.

Sommaire

Introduction générale.....	14
----------------------------	----

Chapitre I : Description générale du process

I.1. INTRODUCTION.....	21
I.2. COMPOSANTES DE L'UTBS.....	21
I.2.1. Réseau de Collecte Production de Satellite	22
I.2.2. Séparation d'Huile Brute	23
I.2.3. Unité de Traitement et de Stabilisation de l'Huile Brute	25
I.2.3.1. Dessalage	25
I.2.3.2. Stockage, Comptage et Expédition de l'Huile Stabilisée	30

Chapitre II : Analyse des techniques de séparation

II.1. INTRODUCTION.....	40
II.2. SEPARATION PAR GRAVITE.....	40
II.2.1. Considérations théoriques générales	41
II.2.2. Les principaux types de séparateurs utilisés en raffinerie	44
II.2.2.1. Décanteur liquide –liquide.....	44
II.2.2.2. Bassins de décantation.....	45
II.2.2.3. Ballon de reflux (flash drums).....	46
II.2.2.3.1. Phase liquide unique.....	47
II.2.2.3.2. Phase liquide et phase vapeur.....	47
II.2.2.3.3. Séparateur d'eau.....	48
II.2.2.4. Ballon de détente (flash drums)	49
II.2.2.5. Ballon Tampon (knock out drums).....	50
II.3. SEPARATION PAR CENTRIFUGATION.....	51
II.3.1. Les cyclones à gaz.....	52

II.3.2. Les centrifugeurs	54
II.3.2.1. Centrifugeuses à bol vide de grand diamètre.....	55
II.3.2.2. Centrifugeuses à bol tubulaire de petit diamètre.....	56
II.3.2.3. Centrifugeuses à assiettes.....	56

Chapitre III : Dimensionnement du ballon fuel-gaz

III.1. CHOIX DU BALLON.....	59
III.2. LES PARAMETRES DE CALCUL	59
III.2.1. Bases de dimensionnement.....	59
III.2.2. Données environnementales.....	60
III.2.2.1. Températures de l'air.....	60
III.2.2.2. Températures du sol.....	60
III.2.2.3. Humidité relative à 40°C.....	61
III.2.2.4. Vents.....	61
III.2.2.5. Pluie.....	61
III.2.2.6. Gelées.....	61
III.2.3. Fluides d'alimentation.....	62
III.2.3.1. Composition du brut.....	62
III.3. CALCUL PAR LA METHODE DE "W.Y.Svreek and W.D.Monnerly"	63
III.3.1. Données de calcul (design)	63
III.3.2. Les étapes de calcul.....	64
III.4. MODELISATION SIMULATION DU PROCESS ET CALCUL DU BALLON PAR LE LOGICIEL HYSYS	75
III.4.1. Introduction.....	75
III.4.2. Présentation du simulateur Hysys.....	75
III.4.3. Méthodologie de la simulation.....	76
III.4.3.1. Spécification des constituants de l'alimentation.....	76
III.4.3.2. Sélection d'un modèle thermodynamique.....	77
III.4.3.3. Schématisation du procédé.....	78

III.4.3.4. Spécifications des paramètres nécessaires pour le calcul.....	79
III.4.4. Résultats.....	83
III.4.5. Conclusion.....	84
III.5. CALCUL DE L'ÉPAISSEUR DU BALLON.....	84
III.5.1. Données de calcul	85
III.5.2. Calcul d'épaisseur pour la calandre cylindrique	86
III.5.3. Calcul d'épaisseur pour la tête hémisphérique	86

Chapitre IV : Analyse des systèmes de régulation du ballon

IV.1. INTRODUCTION.....	88
IV.2. DEFINITION D'UNE BOUCLE DE REGULATION ET D'UN AUTOMATE.....	88
IV.3. SYSTEME DE CONTROLE ET SECURITE DU PROCEDE.....	88
IV.3.1. Que-est ce qu'un DCS ?.....	90
IV.3.2. Système de Sécurité ESD (Emergency Shut Down)	90
IV.3.3. Niveaux de Sécurité	91
IV.4. BOUCLE DE REGULATION ASSOCIEES A NOTRE BALLON.....	91
IV.4.1. Contrôle de la pression	91
IV.4.2. Contrôle de niveau de liquide.....	92
IV.4.3. Niveau de glace (LG) et pressure gauge (PG)	92
IV.4.4. Tableau résumant les différentes consignes	92
IV.4.5. Boucle de sécurité ESD.....	93

Chapitre V : Gestion de la maintenance du ballon assistée par ordinateur

V.1. GENERALITES SUR LA GESTION DE MAINTENANCE ASSISTEE PAR ORDINATEUR	96
V.1.1. Introduction	96
V.1.2. Fonctionnalités d'une GMAO	96
V.1.3. Secteurs d'activité concernés	98

V.2.APPLICATION DE LA GMAO SUR NOTRE BALLON.....	98
V.2.1. Introduction	98
V.2.2. Généralités sur Datastream	98
V.2.3. Application	99
Conclusion générale.....	105

Liste des tableaux

Tableau III.1 : Les principaux critères de dimensionnement des équipements...	60
Tableau III.2 : Les températures ambiantes de dimensionnement.....	60
Tableau III.3 : Températures du sol de la région Hassi Messaoud.....	61
Tableau III.4 : Composition du brut à l'entrée de l'unité	62
Tableau III.5 : Données de calcul analytique	63
Tableau III.6 : Recommandation pour le choix du hold up time et du surge time en fonction du service du ballon.....	70
Tableau III.7 : Facteurs de correction du temps.....	71
Tableau III.8 : Tableau de calcul d'hauteur low liquid level.....	72
Tableau III.9 : Composition d'entrée	76
Tableau III.10 : Schématisation du procédé.....	78
Tableau III.11 : Paramètres nécessaires pour le calcul.....	79
Tableau III.12 : Dimensions fournis par le simulateur.....	84
Tableau III.13 : Comparaison des résultats obtenus par simulation, calcul analytique et ceux du cas design au niveau du ballon.....	84
Tableau III.14 : Données de calcul de l'épaisseur.....	85
Tableau IV.1 : Tableau résumant les différentes consignes.....	93

Liste des figures

Figure I.1 : Séparation d'huile.....	24
Figure I.2 : Dessalage	26
Figure I.3 : Stabilisation.....	28
Figure I.4 : Stockage, Comptage, et Expédition d'huile.....	31
Figure I.5 : Système d'huile Hors-spec.....	35
Figure I.6 : Compression de gaz.....	38
Figure II.1 : Schéma d'un séparateur liquide-liquide.....	41
Figure II.2 : Ballon décanteur.....	44
Figure II.3 : Schéma de fonctionnement d'un bassin de décantation.....	45
Figure II.4 : Ballon de décantation.....	47
Figure II.5 : Ballon de reflux équipé d'un pot de purge pour l'eau.....	48
Figure II.6 : Ballon de détente vertical.....	49
Figure II.7 : Ballon tampon –dispositions du matelas métallique.....	51
Figure II.8 : Schéma de fonctionnement et dimension d'un cyclone.....	53
Figure II.9 : Centrifugeuse à bol vide de grand diamètre.....	55
Figure II.10 : Centrifugeuses à bol tubulaire.....	56
Figure II.11 : Centrifugeuse à assiettes.....	57
Figure III.1 : Equipement d'un ballon de séparation verticale.....	59
Figure III.2 : Schéma montrant la disposition des diamètres D et D_{VD}	68
Figure III.3 : Les hauteurs du ballon.....	69
Figure III.4 : Diagramme de principe de séparation.....	80
Figure III.5 : Schéma présentant le train de stabilisation –train 10-.....	81
Figure III.6 : Schéma présentant le ballon fuel-gas –flash drum-.....	82

Figure III.7 : Condition au niveau du ballon.....	83
Figure III.8 : Dimensions du ballon.....	83
Figure III.9 : Principe de radiographie.....	86
Figure IV.1 : Principe contrôle et protection.....	90
Figure IV.2 : Système de régulation du ballon fuel-gaz.....	95
Figure V.1 : Schéma indiquant les liens d'arborescences ballon-boucles.....	101
Figure V.2 : Plan de maintenance triennal du ballon.....	102

Nomenclature

C : surépaisseur de corrosion [mm];

C' : tolérance sur la surépaisseur de corrosion [mm] ;

D : diamètre [m] ;

e : épaisseur du ballon [mm] ;

E : coefficient de soudure ;

g : accélération de la pesanteur [$m\ s^{-2}$] ;

h : hauteur [m] ;

L : longueur [m] ;

M : masse [kg] ;

P : pression [Pa] ;

Q : débit volumique [$m^3\ s^{-1}$] ;

R : rayon [m] ;

s : section [m^2] ;

S : surface [m^2];

t : temps [s];

U_C : vitesse critique d'entraînement [$m\ s^{-1}$] ;

U_i : vitesse limite [$m\ s^{-1}$] ;

U_x : vitesse horizontale [$m\ s^{-1}$] ;

V : volume [m^3];

W : débit massique [$kg\ s^{-1}$] ;

α : coefficient de soudure ;

λ : fraction du liquide dans le mélange ;

μ : viscosité dynamique [Pa s] ;

ρ : masse volumique [$kg\ m^3$] ;

Indices :

g : gaz ;

h : hold up ;

l : liquide ;

m : mélange ;

P : particule, gouttelette;

S : surge;

Introduction générale

Sonatrach est la plus importante compagnie d'hydrocarbures en Algérie et en Afrique. Elle intervient dans l'exploration, la production, le transport par canalisations, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures et de leurs dérivés [1].

Créée le 31 décembre 1963, pour répondre au souci d'une mobilisation des ressources de la rente pétrolière perçue très tôt comme un élément moteur dans le développement de l'Algérie, elle devient au fil des années un puissant élément d'intégration nationale, de stabilité et de développement économique et social du pays.

En adoptant une stratégie de diversification, Sonatrach se développe dans les activités de génération électrique, d'énergies nouvelles et renouvelables, de dessalement d'eau de mer, de la recherche et de l'exploitation minière. Poursuivant sa stratégie d'internationalisation, Sonatrach opère en Algérie et dans plusieurs régions du monde : en Afrique (Mali, Niger, Libye, Egypte), en Europe (Espagne, Italie, Portugal, Grande Bretagne), en Amérique Latine (Pérou) et aux USA.

Avec un chiffre d'affaires à l'exportation de près de 56,1 milliards de US\$ réalisé en 2010, Sonatrach est classée 1ère compagnie en Afrique et 12ème compagnie dans le monde. Elle est également 4ème exportateur mondial de GNL, 3ème exportateur mondial de GPL, et 5ème exportateur de Gaz Naturel [2].

Dans le cadre de ce projet de fin d'étude, nous nous sommes intéressés à l'analyse des performances énergétiques d'un train de stabilisation de l'unité de traitement de brut sud (UTBS). UTBS est une unité de traitement de brut destinée à recevoir et traiter l'huile non stabilisée provenant de six champs satellites existants de la région d'Hassi-Messaoud Sud et d'expédier l'huile stabilisée vers le centre de stockage situé à Haoud El Hamra via le pipeline 24'' CIS-HEH. Le site est situé au Sud Ouest du Centre Industriel Sud (CIS) existant à 7 Km environ. Le traitement consiste à dessaler et à stabiliser le brut provenant des satellites. Le gaz associé est utilisé comme gaz combustible. En fonctionnement

normal, le système de gaz combustible est alimenté par le collecteur commun de gaz flash provenant des unités.

Le liquide éventuel présent dans le gaz de flash est séparé dans le ballon de gaz combustible (**objet de l'étude**) et il est envoyé par le système de contrôle de niveau vers le réservoir des drains fermés.

Le ballon de gaz combustible a été dimensionné pour recevoir une certaine quantité d'hydrocarbures liquides. En raison du changement des caractéristiques du brut (particulièrement l'augmentation de la quantité d'eau dans le brut), l'unité se retrouve avec un excédant de liquide qui entraîne un engorgement rapide de ce ballon par « haut niveau » suivi de l'extinction des brûleurs.

Les conséquences engendrées par ces aléas sont : la perte de production, une perte énorme de temps durant l'opération de nettoyage de la ligne allant du ballon aux fours, une consommation excessive des cartouches filtrantes, une augmentation de la fréquence d'intervention sur les différents équipements de la chaîne (filtres, brûleurs, pilotes, transmetteurs, transformateurs d'allumage des fours...) et par conséquent la diminution de leur fiabilité et la mobilisation d'un grand nombre d'agents (maintenance et exploitation) à chaque opération de maintenance et/ou de démarrage.

Les solutions qui peuvent, à priori, être envisagées sont : L'installation de capacités en amont de l'UTBS pour diminuer la quantité d'eau dans le brut, ou l'installation d'un ballon de capacité plus grande en remplacement de celui qui est en service, ou l'installation en redondance d'un 2^{ème} ballon de capacité plus grande, ou enfin l'alimentation des fours en gaz sec à partir du Centre Industriel Sud (CIS) se trouvant à 7 Km à vol d'oiseaux de l'UTBS.

Il est à souligner que la solution préconisée initialement (Installation en redondance d'un 2^{ème} ballon de capacité plus grande) dépendra des outputs exigés du ballon. Si le seul problème consiste uniquement à avoir du combustible sans présence de liquide, on pourra penser à un deuxième ballon, en faisant abstraction aux pertes de charges et autres

paramètres qui n'influent peut être pas sur le bon fonctionnement du process. Par contre, si ces paramètres doivent avoir des valeurs dans une gamme donnée, il faut chercher une autre solution, qui consistera au dimensionnement d'un autre ballon qui remplacera le premier.

La solution consistant en l'installation d'un deuxième ballon, en parallèle avec le premier, constituera le critère de choix. Ce dernier est justifié par la périodicité de la maintenance de l'installation et le souci du risque d'énormes pertes se chiffrant en millions de dollars en cas d'arrêt accidentel du premier ballon de gaz combustible. Il est à souligner, de plus, que la présence de condensat dans le ballon est très néfaste pour le bon fonctionnement des fours, engendrant l'obturation des becs des allumeurs et l'arrêt de l'unité de production.

A cet effet, une étude de dimensionnement du ballon de gaz combustible a été élaborée dans le cadre de ce projet de fin d'études. Les inputs permettant son dimensionnement ont été fournies par le laboratoire de l'UTBS.

Le mémoire est structuré en cinq chapitres principaux :

- Le premier est relatif à une description générale du process, objet de l'étude ;
- Le second concerne la présentation et l'analyse des techniques de séparation, liquide- gaz;
- Le troisième chapitre constitue le cœur du mémoire. Il est relatif au dimensionnement du ballon de gaz combustible par l'utilisation simultanée, d'une méthode analytique développée par W.Y.Svreek et W.D.Monnery et du logiciel Hysys [8] ;
- Le quatrième chapitre est relatif à l'analyse des systèmes de régulation du ballon dimensionné ;

- Le cinquième et dernier chapitre concerne la maintenance du ballon par utilisation de l'outil : gestion de la maintenance assistée par ordinateur (GMAO) ;

Enfin, une conclusion faisant la synthèse du travail développé dans le cadre de ce projet et les recommandations à proposer pour une éventuelle continuité de ce travail.

CHAPITRE I :

Description du Process

Global

I.1. INTRODUCTION

L'UTBS est une unité de traitement de brut destinée à recevoir et traiter l'huile non stabilisée provenant de six champs satellites existants de la région d'Hassi-Messaoud Sud et d'expédier l'huile stabilisée vers le centre de stockage situé à Haoud El Hamra via le pipeline 24'' CIS-HEH. Le site est situé au Sud Ouest du Centre Industriel Sud existant (CIS) à 7 Km environ. Le traitement consiste à dessaler et à stabiliser le brut provenant des satellites. Le gaz associé est utilisé comme gaz combustible, l'excédant étant envoyé vers l'unité de GPL située au CIS. L'eau nécessaire au lavage du brut provient de deux puits d'eau d'Albien. Les eaux huileuses traitées sont envoyées vers l'unité d'injection d'eau située à OMN77 ou, en secours, vers le bassin d'évaporation.

I.2. COMPOSANTES DE L'UTBS

L'UTBS comprend les unités suivantes :

- un réseau de collecte de brut (6 pipelines) pour acheminer l'huile non stabilisée des satellites existants vers la nouvelle installation ;
- trois unités de traitement de brut afin de dessaler et stabiliser le brut provenant de ces satellites ;
- une unité de compression comportant 4 trains ;
- une unité de traitement d'huile hors-spec et un bac de stockage d'huile hors-spec ;
- quatre bacs de stockage d'huile stabilisée ;
- une pomperie d'expédition de l'huile stabilisée ;
- un système de comptage d'huile stabilisée ;
- une unité de traitement des eaux huileuses ;
- des pipelines d'expédition (huile stabilisée, gaz associé, eau traitée) ;
- les systèmes utilités nécessaires aux unités de procédés.

L'UTBS (Figure 1) comprend trois unités de traitement d'huile identiques pouvant produire chacune 100 000 barils par jour d'huile stabilisée à partir du brut provenant des satellites existants. Les unités de traitement permettent d'atteindre les spécifications requises pour l'expédition en termes de TVR (entre 7 et 10psi selon la température de stockage de l'huile stabilisée), de salinité (40mg/l) et de teneur en eau (0.1% volume).

En fonctionnement normal, le brut non stabilisé provenant des satellites existants est réparti vers les unités de traitement de brut de l'UTBS. Si le débit d'huile provenant des satellites est supérieur à la capacité des unités de traitement en service, l'excédent est dirigé vers l'unité de traitement d'huile hors-spec.

I.2.1. Réseau de Collecte Production de Satellite

Des puits producteurs alimentent les plateformes satellites existantes où une première séparation huile/gaz/eau est réalisée. Au niveau de chaque plateforme satellite, le brut non stabilisé est pompé du séparateur triphasique vers la nouvelle unité UTBS via le nouveau réseau de collecte.

Un ensemble de connexions ("tie-ins") est réalisé afin de relier les plateformes satellites existantes au nouveau réseau de collecte.

I.2.2. Séparation d'Huile Brute (Figure I.2)

La séparation huile/eau/gaz se fait sur deux étages, le premier étage de séparation est constitué d'un ballon de séparation triphasique et le second étage d'un ballon biphasique.

- **Séparateur Triphasique**

Le séparateur triphasique constitue le premier étage de séparation. Il reçoit l'huile provenant des satellites, ainsi que les condensats récupérés dans les KO drum inter-étage de la compression et l'huile recyclée provenant du système d'huile hors-spec.

Le séparateur triphasique est opéré à 6.5 barg. Le gaz est envoyé par contrôle de pression vers la compression via le collecteur de gaz de flash, l'excès de gaz étant envoyé vers la torche basse pression de l'unité. L'huile est envoyée par contrôle de niveau vers le réchauffeur d'huile.

Etant donnée la faible quantité d'eau attendue dans le brut provenant des satellites où une première séparation a été réalisée, l'eau de procédé est collectée dans un appendice ("boot") et elle est envoyée par contrôle de niveau vers l'unité de traitement des eaux huileuses. Le séparateur triphasique est équipé de plaques de tranquillisation ainsi que de

plaques de coalescence pour améliorer la séparation eau/huile. Un dévésiculeur est installé sur la sortie gaz pour limiter l'entraînement de liquide vers le collecteur de gaz de flash.

L'huile provenant du séparateur triphasique passe à travers le réchauffeur d'huile A/B, côté tubes, pour être chauffée à 70°C qui est la température opératoire optimale du package de dessalage. L'huile stabilisée chaude provenant du fond de colonne passe côté calandre et apporte les calories nécessaires à la chauffe de l'huile non stabilisée. Le réchauffeur d'huile est constitué de deux calandres en série. Chaque calandre peut être by-passée.

Le réchauffeur d'huile A/B et le préchauffeur de la colonne de stabilisation A/B font partie du schéma d'intégration thermique de l'unité et permettent de récupérer une partie de la chaleur de l'huile chaude stabilisée en fond de colonne.

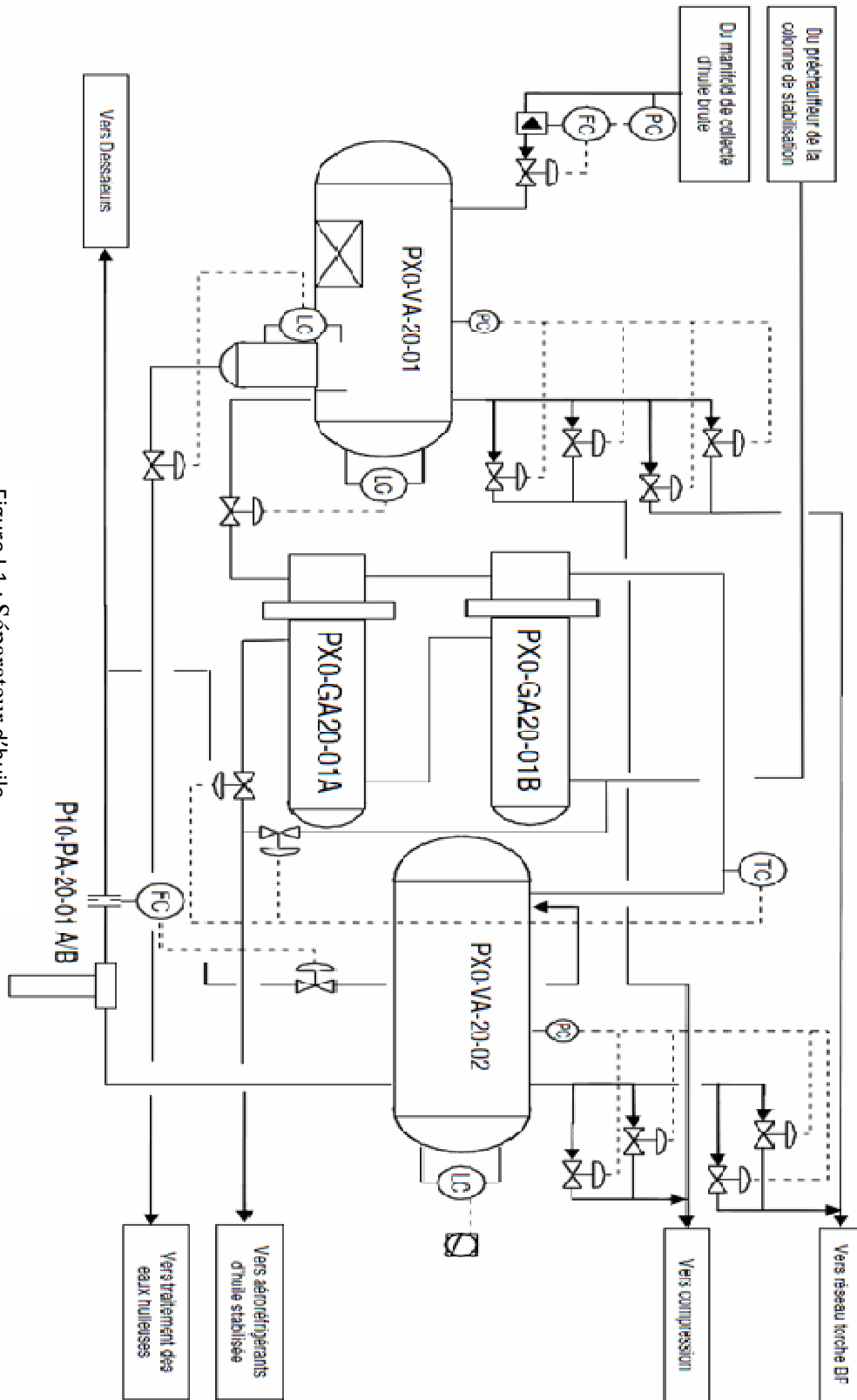


Figure I.1 : Séparateur d'huile

- **Séparateur Biphase**

L'huile chauffée à 70°C alimente le séparateur biphase qui constitue le deuxième étage de séparation. Il est opéré à 5 barg. Le gaz de flash dû à la chauffe dans le réchauffeur d'huile et à la détente à 5 barg dans le séparateur biphase est envoyé vers la compression via le collecteur de gaz de flash sous contrôle de pression, l'excès de gaz étant envoyé vers la torche basse pression de l'unité. L'huile est pompée du séparateur biphase vers le package de dessalage par les pompes d'alimentation du dessaleur, centrifuges verticales.

Le séparateur biphase est équipé d'une plaque de tranquillisation pour améliorer la séparation ainsi que d'un dévésiculateur installé sur la sortie gaz pour limiter l'entraînement de liquide vers le collecteur de gaz de flash. Un analyseur d'eau dans l'huile est installé sur la sortie huile du séparateur biphase.

I.2.3. Unité de Traitement et de Stabilisation de l'Huile Brute

I.2.3.1. Dessalage (Figure I.2)

Le package de dessalage permet de diminuer la teneur en BS&W en sortie du package à 0.1% volume et la concentration en sel à 20 mg/l équivalent NaCl (données de design du dessaleur) afin de respecter les spécifications en eau et sel de l'huile stabilisée au niveau du stockage (concentration en sel inférieure à 40 mg/l et BS&W inférieure à 0.1% volume garantie en sortie d'UTBS) et de limiter l'encrassement de la colonne par dépôts de sel.

Le package de dessalage est constitué de deux dessaleurs électrostatiques en série. A l'intérieur de chaque dessaleur, un champ électrostatique est imposé afin de favoriser la coalescence des gouttelettes d'eau dispersées et pour former des gouttes plus grandes qui se séparent plus facilement par gravité. L'eau de lavage est injectée en amont du deuxième étage de dessalage.

A l'entrée de chaque étage, une vanne de mélange permet de créer une émulsion et de favoriser un mélange intime de la phase eau dispersée (eau de production) et de l'eau de lavage et de diminuer ainsi la concentration en sel de la phase aqueuse. L'eau séparée dans le premier étage de dessalage est envoyée vers le package de traitement des eaux huileuses par contrôle de niveau d'interface.

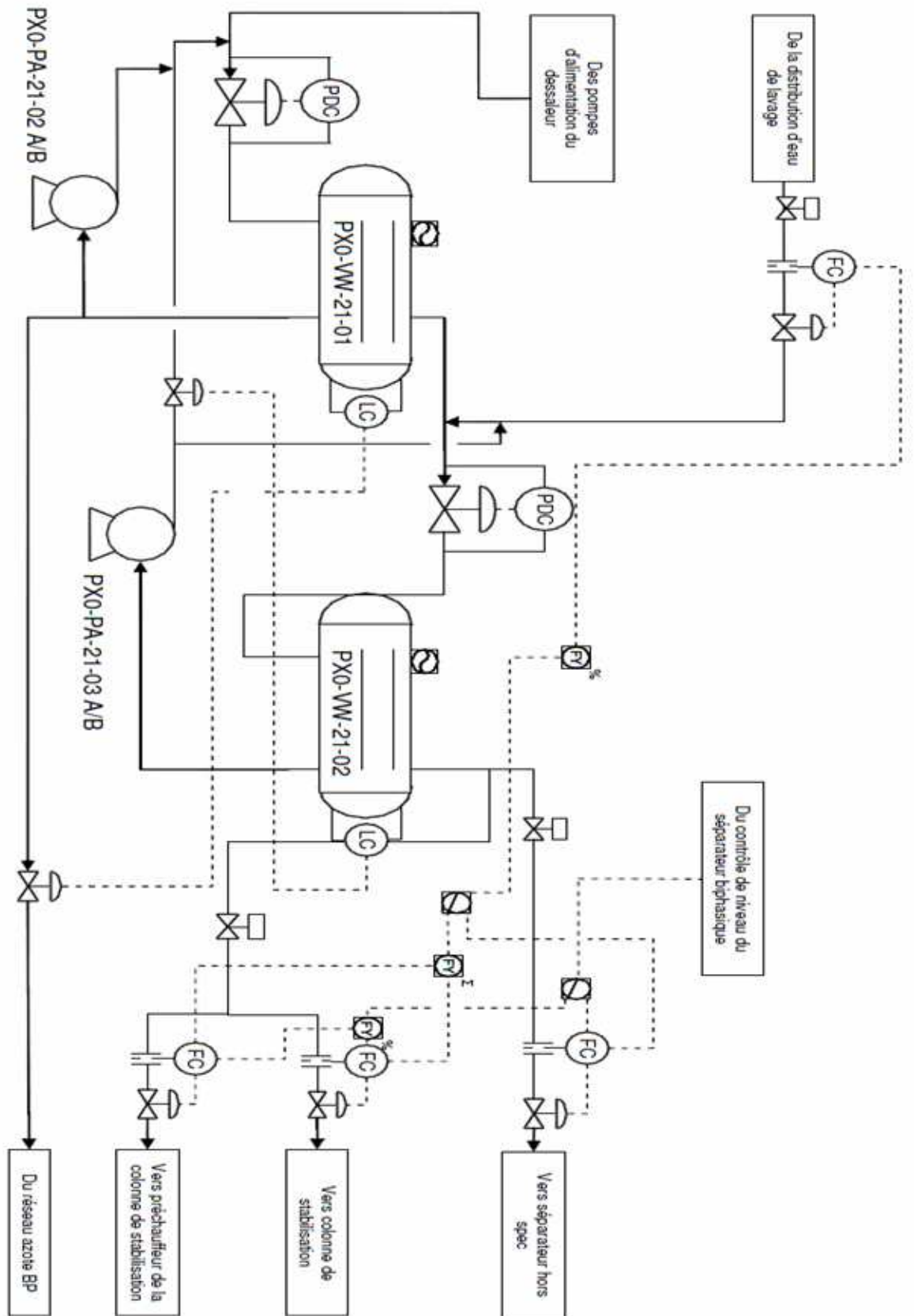


Figure I.2 : Dessalage

Une partie de l'eau est recyclée vers l'entrée du premier étage grâce à la pompe de recyclage premier étage A/B (2 x 100%). L'eau séparée dans le deuxième étage de dessalage est pour une partie recyclée vers le premier étage grâce à la pompe de recyclage deuxième étage A/B (2 x 100%), l'autre partie étant être recyclée vers l'entrée du deuxième étage.

Ces recyclages permettent d'assurer une quantité d'eau suffisante à l'entrée des dessaleurs tout en diminuant la quantité d'eau fraîche nécessaire. Une injection de désémulsifiant est possible en amont de chaque étage de dessalage, en amont de la vanne de mélange. Chaque étage de dessalage dispose de sa propre ligne de by-pass.

- **Stabilisation (Figure I.3)**

L'huile dessalée alimente la colonne de stabilisation. 20% du débit alimente directement la tête de la colonne (alimentation froide) ; 80% du débit alimente le préchauffeur de la colonne de stabilisation A/B (alimentation chaude de la colonne). Le préchauffeur de la colonne de stabilisation est constitué de deux calandres en série.

Chaque calandre peut être by-passée. La température de l'huile provenant du package de dessalage est de 70°C environ. Elle passe côté tubes et elle est chauffée par l'huile stabilisée qui passe côté calandre. Afin d'optimiser la récupération de chaleur, la température de l'huile stabilisée en sortie du préchauffeur, côté calandre, est régulée à 120°C.

La colonne de stabilisation opérant à 5 barg permet de retirer les composés les plus légers du brut et d'atteindre en fond de colonne la TVR ("tension de vapeur Reid") requise pour le stockage dans les bacs à toit flottant. En d'autres termes, la colonne de stabilisation permet d'augmenter la température de vaporisation de l'huile stabilisée au-dessus de la température de sortie des aéro-réfrigérants d'huile. La chaleur en fond de colonne est fournie par le four de rebouillage.

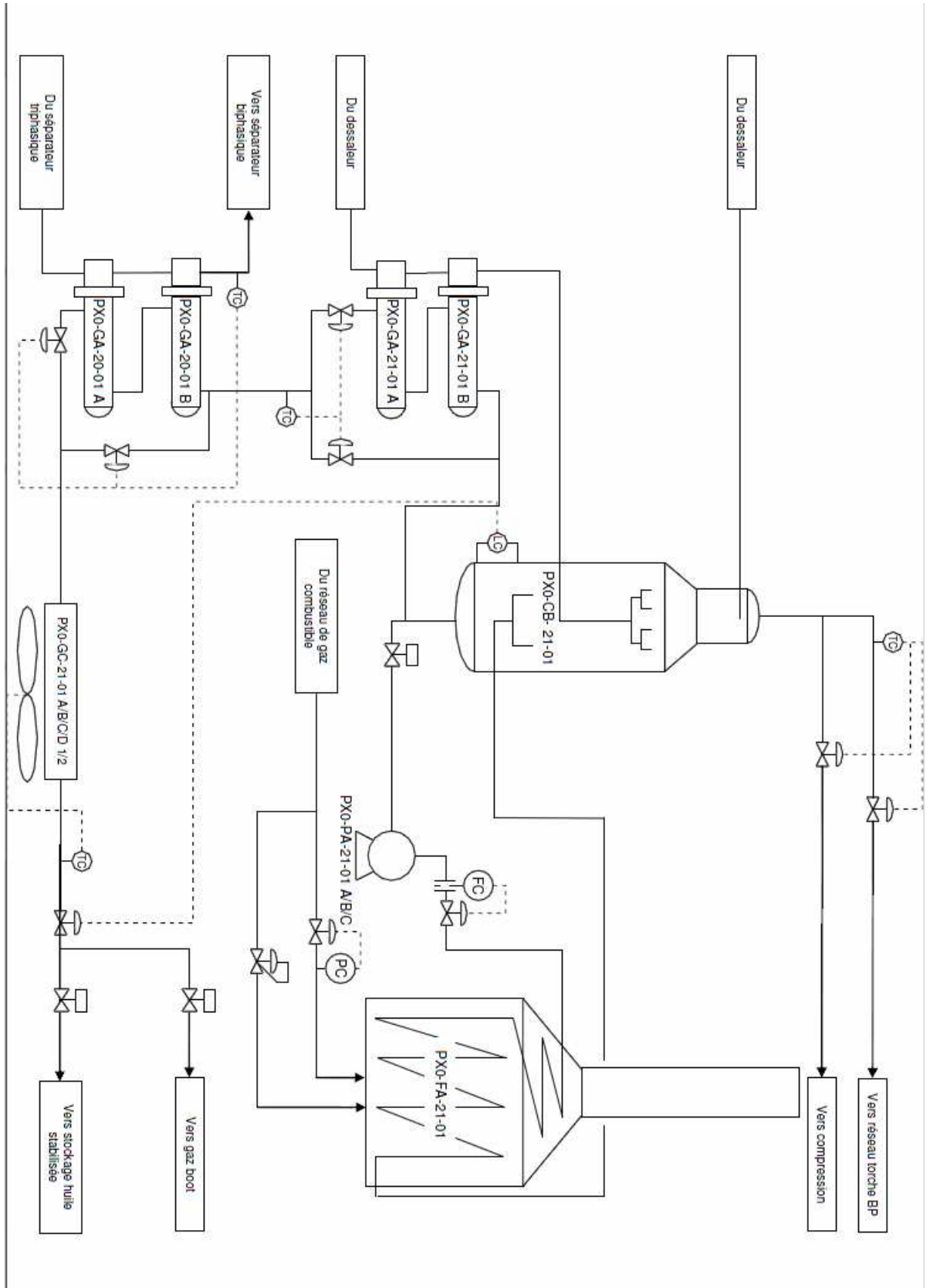


Figure I.3 : Stabilisation

La colonne de stabilisation permet d'atteindre une TVR de 7 psi dans le cas été (c'est-à-dire pour obtenir un point de bulle de 61°C à pression atmosphérique) et de 10 psi dans le cas hiver (c'est-à-dire pour obtenir un point de bulle de 42°C à pression atmosphérique).

La colonne de stabilisation comporte 21 plateaux réels. 8 plateaux à 2 passes sont installés dans la partie supérieure de la colonne, 13 plateaux à quatre passes dans la partie inférieure. L'alimentation froide liquide est réalisée en tête de colonne, au-dessus du plateau 21 ; l'alimentation chaude mixte est réalisée au dessus du plateau 13.

Afin de limiter la présence de sel dans la colonne, des soutirages d'eau sont installés sur les plateaux 11 et 19. Ils permettent de collecter l'eau qui s'écoule par différence de densité dans des pots de récupération.

L'eau accumulée est drainée manuellement vers le package de traitement des eaux huileuses.

Le liquide descendant du plateau 1 est mélangé à l'huile stabilisée en fond de colonne qui ne comporte pas de cloison.

Une partie de l'huile en fond de colonne alimente le four de rebouillage par les pompes de recirculation du rebouilleur A/B/C (3 x 50%). Le four apporte la chaleur nécessaire à la stabilisation et permet la vaporisation d'une partie de l'huile stabilisée. Le retour vers la colonne du mélange biphasique en sortie du four de rebouillage est réalisé sous le plateau 1. La vapeur alimente le plateau 1 alors que le liquide est mélangé au liquide stabilisé en fond de colonne et en vaporise une partie.

Le four de rebouillage est un four à tirage naturel à quatre passes. Le débit vers les passes est équilibré manuellement. Le four dispose de six brûleurs et six pilotes. Le gaz provient du système de gaz combustible.

Un pot de récupération est installé en amont du package de gaz combustible pour collecter le liquide éventuellement présent dans le gaz. Chaque four dispose de son propre ballon d'azote haute pression pour permettre l'étouffement du four en cas d'incendie.

L'huile stabilisée chaude (entre 135 °C dans le cas hiver et 160°C dans le cas été) sort de la colonne et passe côté calandre dans le préchauffeur de la colonne de stabilisation puis côté calandre dans le réchauffeur d'huile et cède ainsi de sa chaleur à l'huile non stabilisée. Le refroidissement final avant stockage est assuré par les réfrigérants d'huile stabilisée, constitués de 4 baies en parallèle, chaque baie comportant deux ventilateurs, dont un à pales variables.

I.2.3.2. Stockage, Comptage et Expédition de l'Huile Stabilisée (Figure I.4)

- **Bacs de stockage d'huile stabilisée**

En sortie des aéroréfrigérants, l'huile provenant des différentes unités de traitement alimente les bacs de stockage à toit flottant via le collecteur commun d'huile stabilisée. Quatre bacs à toit flottant d'une capacité de stockage utile de 50 000 m³ chacun sont installés. En fonctionnement normal, un bac est en remplissage et un bac est en vidange. Les bacs sont équipés d'un toit pouvant monter et descendre dans la virole en suivant le niveau de liquide. Un joint est prévu sur le pourtour du toit pour isoler l'huile de l'air. Les bacs à toit flottant sont prévus pour stocker des liquides non flashant, le toit reposant sur le liquide. En cas de dégazage, des systèmes d'évacuation du gaz sont prévus afin d'éviter le soulèvement du toit.

- **Pompes Booster et pompes d'expédition de l'huile stabilisée.**

Lors de l'expédition de l'huile vers HEH, des pompes booster et d'expédition permettent d'envoyer l'huile stabilisée dans le pipeline reliant UTBS à CIS. Les pompes booster A/B/C/D (4 x 33%) et les pompes d'expédition A/B/C/D (4 x 33%), installées en série, permettent d'expédier l'huile stabilisée d'UTBS vers le centre de stockage de HEH via le pipeline de 30'' installé entre UTBS et CIS puis via le pipeline existant de 24'' reliant CIS à HEH. Les pompes « booster » sont des pompes centrifuges verticales et fournissent une pression d'aspiration suffisamment grande pour les pompes d'expédition qui sont des pompes centrifuges horizontales nécessitant un NPSH disponible élevé. Les pompes booster et d'expédition permettent d'exporter la production journalière de l'UTBS (300 000 barils) en 18 heures sous contrôle de débit. Une vanne de débit minimum est prévue pour la protection de chacune des pompes (booster et d'expédition), l'huile recyclée retournant dans le bac de stockage en mode expédition.

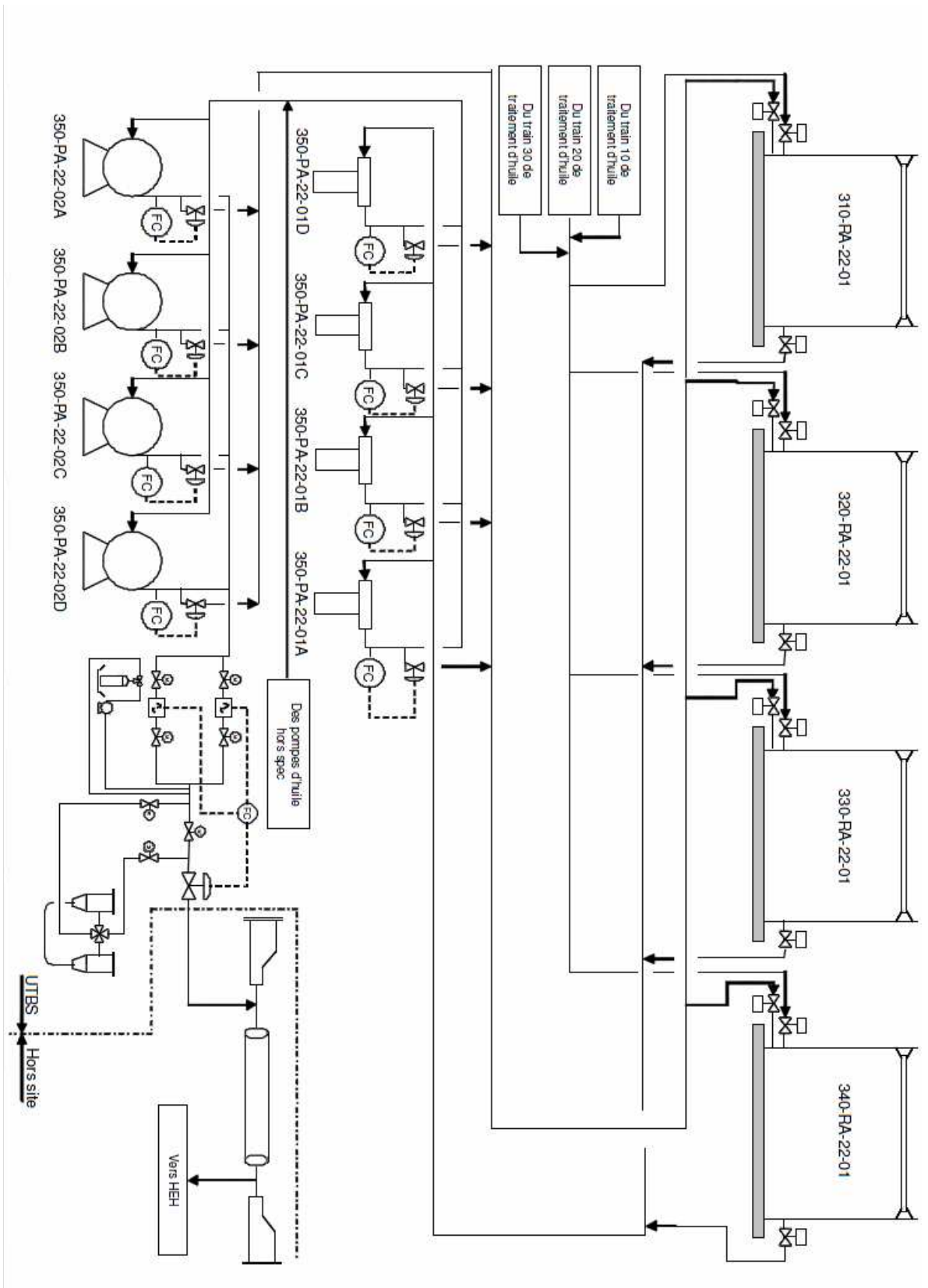


Figure I.4 : Stockage, Comptage et Expédition de l' Huile

- **Package de comptage d'huile stabilisé**

Le débit d'huile expédiée est mesuré par le package de comptage de l'huile stabilisée. Le package de comptage comporte 2 branches en parallèle (2 x 100%), un système de prise d'échantillon automatique et d'une ligne de calibration. Chaque ligne de comptage est équipée d'un capteur de débit de type ultrasonique de haute précision et de capteurs de pression et de température permettant la correction du débit expédié.

Chaque ligne de comptage dispose de totalisateurs permettant de connaître le volume total expédié. Afin de conserver la précision du capteur de comptage, une calibration régulière est nécessaire. Une boucle de calibration est installée en sortie des lignes de comptage pour étalonner le débitmètre ultrasonique. Cette boucle de calibration peut, grâce à un jeu de vannes adéquat, être positionnée en série des lignes de comptage d'huile. La boucle de calibration est constituée d'une ligne de volume connu située entre deux gares de racleurs dans laquelle circule un racleur.

Des capteurs permettent de connaître avec précision le temps mis par le racleur pour parcourir la ligne de calibration. Ceci permet de connaître le débit transféré dans la boucle d'étalonnage et dans les lignes de comptage. Afin d'augmenter encore la précision du système, une vanne 4 voies permet de faire circuler le racleur plusieurs fois dans la ligne de comptage dans un sens et dans l'autre. La comparaison entre le débit mesuré par le débitmètre ultrasonique et la boucle d'étalonnage permet de vérifier la qualité de mesure du débitmètre et de corriger des éventuelles erreurs.

Un système d'échantillonnage automatique prélève régulièrement une petite quantité d'huile en sortie des lignes de comptage de manière à obtenir un échantillon significatif représentatif de l'huile stabilisée expédiée. Une bouteille est reliée à une boucle de circulation en circuit fermé et une vanne automatique permet la prise d'échantillon de manière régulière.

- **Gares de racleurs et pipeline d'expédition vers UTBS**

L'UTBS est relié au pipeline CIS-HEH par un nouveau pipeline enterré de 30''. Ce pipeline de 30'' dispose d'une gare de racleur de départ située au niveau de l'UTBS et d'une gare de racleur d'arrivée située au niveau du raccordement avec le pipeline 24'' CIS-

HEH. Les gares sont prévues pour des racleurs conventionnels. La gare de racleur d'arrivée dispose d'un réservoir de drain atmosphérique enterré pour récupérer le liquide présent dans la gare après une opération de raclage. La dépressurisation de la gare et la décharge de la soupape d'expansion thermique sont réalisées vers ce réservoir. Le liquide stocké dans le réservoir peut être ensuite vidé par camion équipé d'un tuyau suçoir.

1. Système d'Huile Hors-Spec (Figure I.5)

Le système d'huile hors-spec est utilisé de façon exceptionnelle lors du démarrage de l'installation ou du déclenchement d'une ou plusieurs unités de traitement d'huile, du déclenchement du système de stabilisation (colonne), du déclenchement du bac de stockage en remplissage ou de TVR trop élevée.

Le bac de stockage d'huile hors-spec est également utilisé en opération normale. Il reçoit en effet le liquide collecté dans le ballon de drains fermés et dans les ballons de torche, ainsi que les effluents huileux du package de traitement des eaux huileuses et du traitement API.

Le système d'huile hors-spec est constitué du séparateur hors-spec , du gaz boot d'huile hors-spec , du bac de stockage d'huile hors-spec, des pompes d'huile hors-spec A/B (2 x 100%) et d'une pompe de vidange du bac hors-spec .

Le séparateur d'huile hors-spec est opéré à 3 barg. Le gaz est envoyé par contrôle de pression vers le collecteur de torche basse pression commun. Une ligne de gaz combustible permet de maintenir en pression le séparateur d'huile hors-spec au démarrage ou lorsque le dégazage est insuffisant. Le séparateur d'huile hors-spec est équipé d'un dispositif de distribution à ailettes (type Schopentoeter) à l'entrée et d'une plaque de tranquillisation pour améliorer la séparation gaz/liquide ainsi qu'un dévésiculeur installé sur la sortie gaz pour limiter l'entraînement de liquide vers la torche.

Le séparateur d'huile hors-spec peut recevoir les courants suivants :

- l'huile non stabilisée provenant du by-pass des unités de traitement d'huile. Le système d'huile hors spec est dimensionné pour recevoir la production totale (3 x 100 000 barils/jour) ;

- l'huile non stabilisée provenant du collecteur d'huile hors- spec basse- pression. Le collecteur d'huile. Hors- spec basse- pression permet de diriger vers le séparateur d'huile hors- spec la production de deux satellites dont les pompes d'expédition seraient hors- service ;
- l'huile non stabilisée provenant du collecteur d'huile hors- spec sortie dessalage.

En cas de déclenchement de la stabilisation ou de décision de l'opérateur, l'huile alimentant la colonne de stabilisation peut être déviée vers le séparateur d'huile hors-spec. Le collecteur d'huile hors-spec sortie dessalage peut faire passer la production de trois unités de traitement d'huile, c'est-à-dire 300000 barils/jour.

L'huile s'écoule du séparateur d'huile hors- spec par contrôle de niveau vers le gaz boot d'huile hors- spec qui respire directement sur la torche très basse pression. Le gaz boot d'huile hors- spec peut également recevoir la production des trois unités de traitement d'huile en sortie des aéro- réfrigérants d'huile stabilisée en cas de déclenchement du bac en remplissage, de TVR trop élevée ou de décision de l'opérateur. Le gaz boot est un ballon vertical équipé d'un dispositif de distribution à ailettes (type Schopentoeter) à l'entrée et d'un dévésiculateur à deux étages installé sur la sortie gaz pour limiter l'entraînement de liquide vers la torche.

L'huile s'écoule par gravité du gaz boot d'huile hors-spec vers le bac de stockage d'huile hors-spec (toit fixe, type dôme) qui est également connecté à la torche très basse pression. Un balayage continu ainsi qu'une vanne de contrôle de pression alimentant en gaz combustible le bac d'huile hors-spec permettent d'éviter la création de vide dans le bac en cas de vidange du bac et/ou en cas de condensation du ciel gazeux.

L'huile hors-spec est recyclée du bac vers les unités de traitement par les pompes d'huile hors-spec sous contrôle de débit.

La pompe de vidange du bac hors-spec permet d'envoyer l'eau récupérée au fond du réservoir hors-spec vers l'unité de traitement des eaux huileuses. Une ligne verrouillée fermée (LC) connecte le refoulement des pompes d'huile hors-spec à l'aspiration des pompes export et permet d'exporter directement l'huile hors-spec.

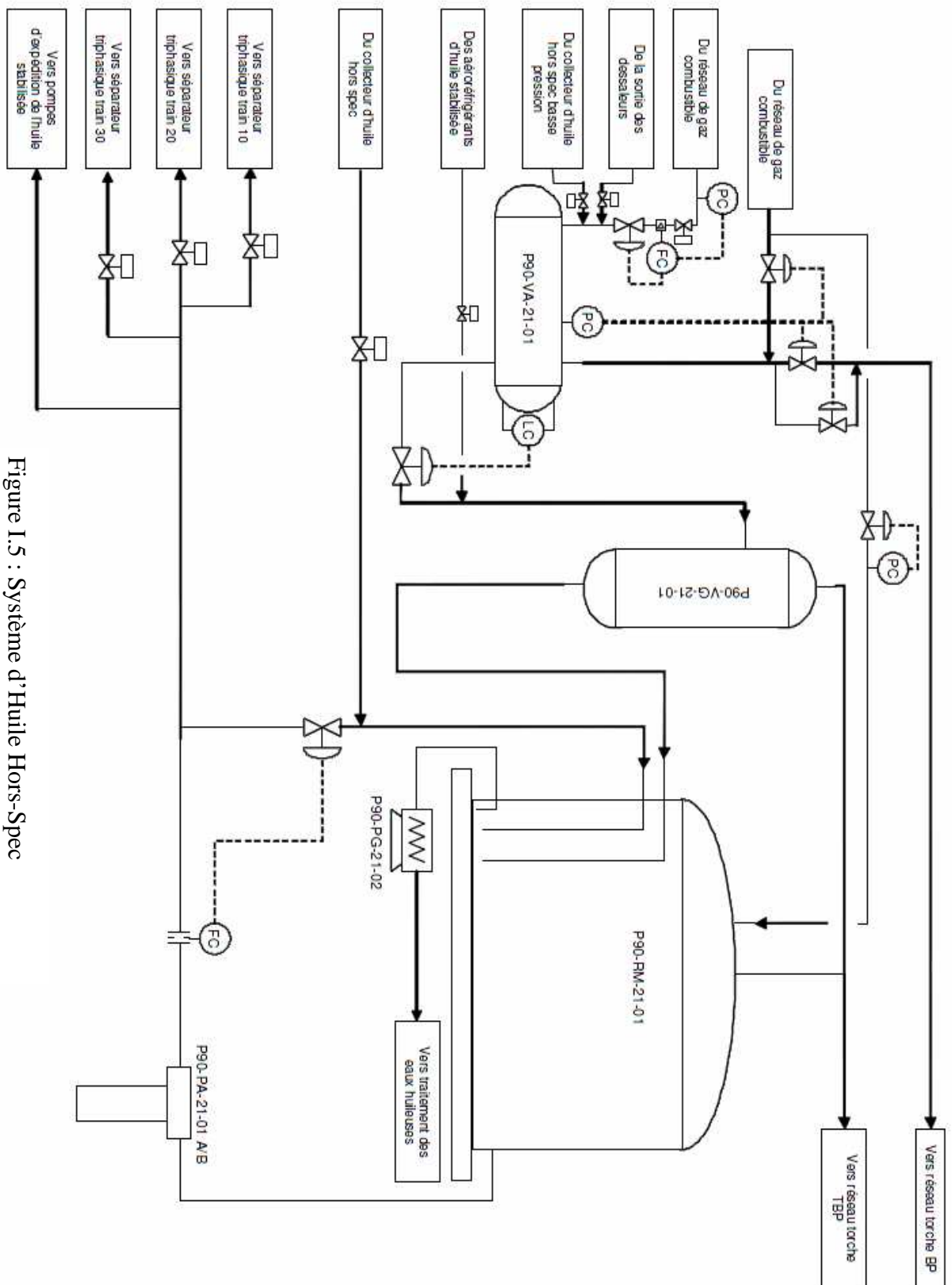


Figure I.5 : Système d'Huile Hors-Spec

2. Unité de Compression de Gaz (Figure I.6)

Le gaz associé (« gaz de flash ») provenant des séparateurs triphasiques, des séparateurs biphasiques et des colonnes de stabilisation des unités de traitement d'huile est envoyé dans le collecteur commun de gaz de flash opérant à 4.4 barg. Une partie du gaz de flash est utilisé au sein de l'UTBS comme gaz combustible. L'excès de gaz est comprimé et expédié vers l'unité de GPL située au CIS.

Le système de compression de gaz de flash consiste en quatre trains de compression identiques (trois trains en opération, un train en attente). Chaque train comporte deux compresseurs centrifuges (compresseur de 1er étage et compresseur de 2ème étage) installés sur le même arbre avec un corps commun et entraînés par un moteur électrique commun. La pression dans le collecteur commun d'aspiration est régulée grâce aux vannes de laminage situées à l'entrée de chaque train et au répartiteur de charge (load sharing) des trains de compression.

Dans la description ci-dessous, les repères d'équipements sont donnés pour le train de compression.

Le KO drum de gaz de flash 1 situé à l'aspiration du premier étage de compression permet de séparer le liquide du gaz de flash. En effet, en raison de l'entraînement de gouttelettes des séparateurs et des colonnes de stabilisation et de la condensation thermique éventuelle dans le collecteur, le gaz de flash arrivant dans le collecteur commun d'aspiration contient un peu de liquide. Ce liquide est collecté dans le KO drum de gaz de flash et il est envoyé par contrôle de niveau vers le ballon de drains fermés. Le gaz en sortie du KO drum de gaz de flash est comprimé dans le premier étage de compression. Le premier étage de compression dispose de sa propre ligne d'anti-pompage piquée sur la sortie du KO drum inter-étage, le retour étant connecté à l'entrée du KO drum de gaz de flash.

Le gaz chaud en sortie du premier étage de compression est refroidi dans le réfrigérant inter-étage constitué d'une baie et de deux ventilateurs à pales variables. Le liquide dû à la condensation du gaz dans le réfrigérant inter-étage et au recycle de condensats du KO drum de décharge est collecté dans le KO drum inter-étage et il est recyclé vers les unités de traitement d'huile (séparateurs triphasiques) via un collecteur de condensats commun

aux quatre trains de compression. Le gaz en sortie du KO drum inter-étage est comprimé dans le deuxième étage de compression. Le deuxième étage de compression dispose de sa propre ligne d'anti-pompage piquée sur la sortie du KO de décharge, le retour étant connecté à l'entrée du KO drum inter-étage.

Le gaz chaud en sortie du deuxième étage de compression est refroidi dans le réfrigérant de décharge constitué d'une baie et de deux ventilateurs à pales variables. Le liquide dû à la condensation du gaz dans le réfrigérant de décharge est collecté dans le KO de décharge et il est recyclé vers l'entrée du KO drum inter-étage. Chaque train de compression dispose de sa propre ligne de dépressurisation automatique piquée sur le KO drum de décharge.

Le gaz comprimé par les différents trains de compression est collecté dans le manifold commun d'expédition de gaz et il est envoyé vers l'unité de GPL de CIS via le pipeline enterré de 16''. Ce pipeline est équipé d'une ligne de dépressurisation manuelle au niveau d'UTBS.

Une vanne de contrôle de pression sur le collecteur commun d'expédition permet de maintenir une contre-pression suffisante dans les phases de démarrage ou à bas débit.

Le pipeline d'expédition de gaz dispose d'une gare de racleur de départ située au niveau de l'UTBS et d'une gare de racleur d'arrivée située au niveau du raccordement avec le pipeline d'arrivée de l'unité GPL de CIS. Les gares sont prévues pour des racleurs conventionnels [3].

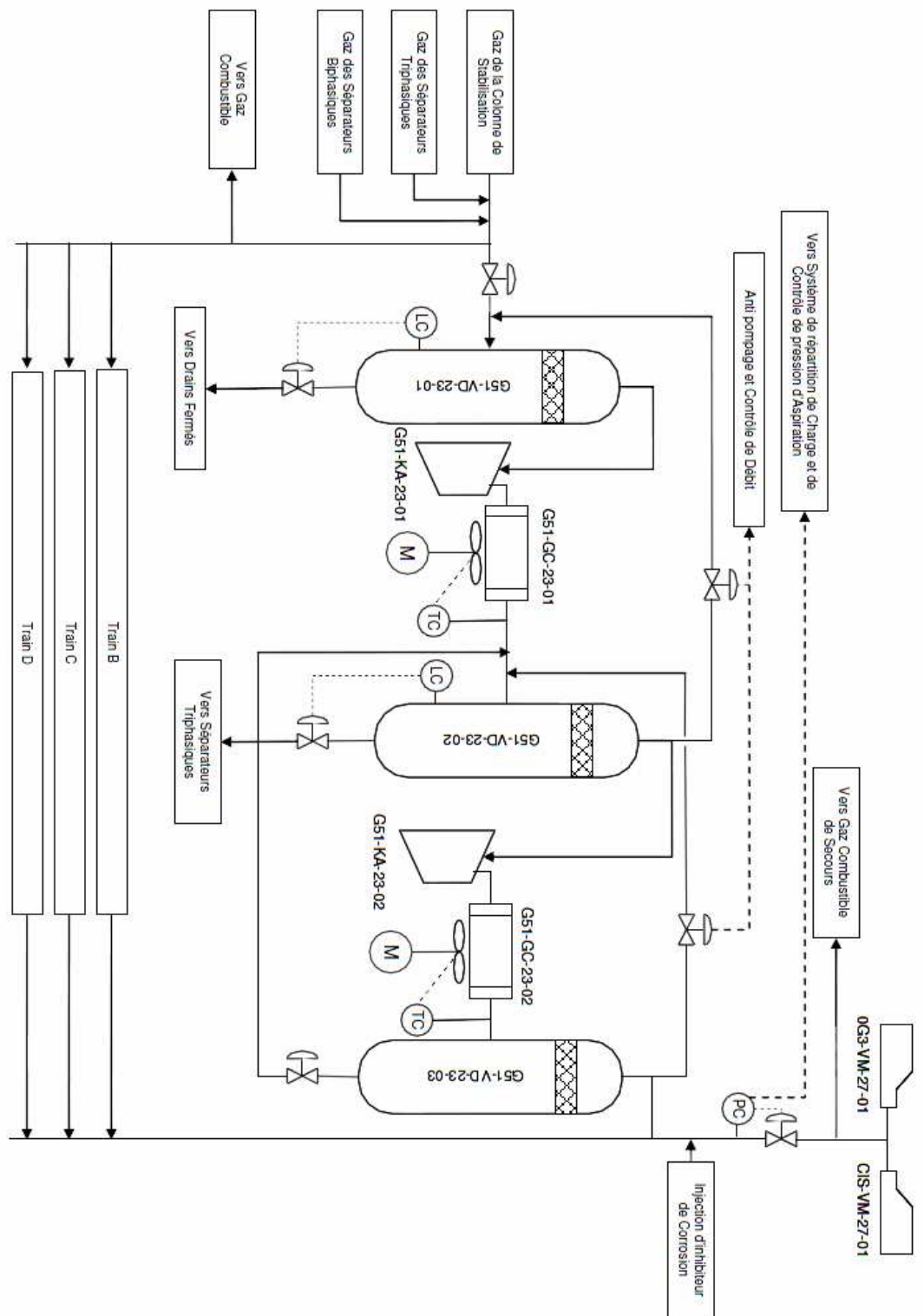


Figure I.6 : Compression de gaz

Chapitre II :

Analyse des techniques

de séparation

II.1. Introduction

Un procédé de séparation est une technique ou une technologie permettant de transformer un mélange de substances en deux ou plusieurs composants distincts. Les buts de ce type de procédé peuvent être divers :

- purification : des impuretés doivent être extraites du composé d'intérêt ;
- concentration : élimination d'une partie du solvant ;
- fractionnement : séparation d'un mélange complexe en plusieurs mélanges différents.

Le principe d'un procédé de séparation est d'utiliser une différence de propriétés entre le composé d'intérêt et le reste du mélange. Plus la différence de propriété sera grande, plus la séparation sera aisée. Ainsi, le choix du procédé de séparation commence par une bonne connaissance de la composition du mélange et des propriétés des différents composants [4].

II.2. Séparation par gravité

La séparation par gravité est un procédé très fréquemment utilisé dans l'industrie par suite de sa simplicité et de son faible coût. En raffinerie, se pose constamment le problème de séparer soit deux phases liquides immiscibles, soit une phase vapeur d'une phase liquide. Cette opération est réalisée dans des ballons verticaux ou horizontaux dont le calcul des dimensions a pour but d'obtenir un temps de séjour suffisamment grand pour que la décantation puisse s'effectuer et que les entraînements dans chacune des phases respectives soient réduits à une valeur minimale. En ce qui concerne les eaux usées, polluées par l'huile, leur débit important impose l'utilisation de bassins de décantation pour récupérer les hydrocarbures et minimiser la pollution de l'eau rejetée.

Dans toutes ces applications, l'étude de la décantation sera basée sur le mouvement des particules dans un fluide, les particules, en l'occurrence, seront constituées par de fines gouttelettes de liquide maintenues en suspension soit dans une phase liquide, soit dans une phase vapeur, et leur déplacement s'effectuera vers le haut ou le bas, avec une vitesse relative par rapport au fluide.

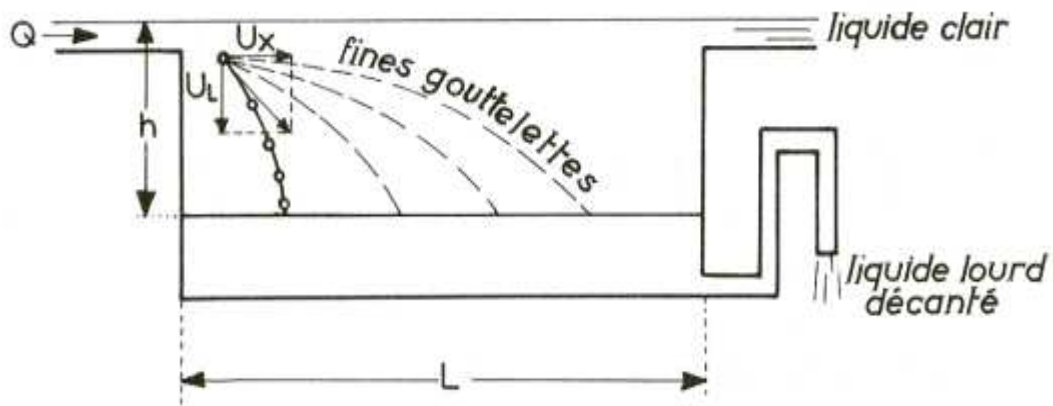


Figure II.1 : schéma d'un séparateur liquide-liquide

II.2.1. Considérations théoriques générales

Commençons par présenter le calcul théorique des dimensions d'un séparateur idéal où des particules sphériques s'écoulent sans aucune interaction entre elles et pour cela, considérons à la figure II.1, un décanteur continu où l'alimentation constituée, par exemple, par une suspension d'eau dans un produit pétrolier, s'écoule avec une vitesse U_i horizontale. Le problème serait d'ailleurs le même avec un mélange où les gouttelettes auraient un mouvement ascendant puisque nous prenons en considération la vitesse relative des particules par rapport au fluide. La vitesse verticale du liquide étant nulle, la vitesse absolue de chute des gouttelettes par rapport aux parois du décanteur est égale à la vitesse limite U_r , acquise presque instantanément et constante sur toute la hauteur h . Le temps mis par une gouttelette pour atteindre le fond est donné :

$$t = \frac{h}{u_L}$$

L'écoulement étant laminaire, la vitesse limite est donnée par la loi de Stokes et le temps de décantation s'écrit :

$$t = \frac{18 \mu_g h}{g D_p^2 (\rho_l - \rho_g)}$$

La distance horizontale parcourue par la particule est :

$$L = \frac{h}{u_L} u_x$$

$$L = \frac{18 \mu_g h u_x}{g D_p^2 (\rho_l - \rho_g)}$$

Pour un décanteur de profondeur donnée h , la longueur L est fonction du diamètre D_p de la gouttelette. Si L est la longueur du décanteur, seules les particules de diamètre supérieur à D_p atteindront le fond et d'autant plus rapidement que D_p est grand. On obtient donc une véritable classification des gouttelettes sur ce fond. Si le décanteur est un parallélépipède rectangle de largeur l , le débit en volume a pour expression :

$$Q = h l U_x = s U_x$$

$$Q = h l \frac{L}{h} U_x = S U_x$$

En appelant S la surface du fond.

Si l'on se donne le débit Q et le diamètre D_p des particules à séparer, c'est-à-dire la vitesse limite minimale U_i , l'équation donne la surface du fond du décanteur à réaliser avec $l \times L = S$. La profondeur h peut être prise arbitrairement. Bien que l'on ait intérêt à la réduire pour diminuer l'encombrement, il faut se souvenir qu'elle conditionne directement U_x , la vitesse d'écoulement du liquide, cette vitesse doit rester faible pour éviter les remous et tourbillons dus aux effets d'extrémité et susceptibles de remettre en suspension les gouttelettes déposées. En outre, il faut qu'à la sortie du décanteur les hauteurs de liquides clairs décantés soient suffisantes pour que l'on puisse soutirer aisément les deux phases superposées et souvent séparées par une couche émulsionnée.

En réalité ces équations théoriques, élaborées grâce à de nombreuses simplifications, sont rarement utilisées telles quelles dans les calculs. Elles servent uniquement de base à l'établissement de formules ou mécanismes de calcul empiriques qui permettront le calcul des dimensions d'un séparateur, car elles ne tiennent pas compte des facteurs suivants :

- **Forme des particules**

La gouttelette au sein du liquide n'a jamais une forme sphérique parfaite.

- **Concentration et agglomération**

Les gouttelettes ont souvent des tailles très différentes et leur concentration est élevée, de sorte qu'au cours de leur chute les grosses gouttelettes vont plus vite que les petites et les absorbent, devenant encore plus grosses et accélérant leur mouvement. On ajoute d'ailleurs quelquefois des produits mouillants au mélange afin de favoriser la coalescence et d'améliorer ainsi la décantation. En outre, dans leur chute les grosses gouttelettes déplacent non seulement le liquide mais également les gouttelettes très fines, de sorte que l'on commet une erreur en utilisant les caractéristiques physiques du liquide ρ_F et μ_F . Il serait plus exact de prendre la masse volumique et la viscosité voisines de celles du mélange (liquide + gouttelettes).

Compte tenu de ces considérations, le temps de séparation effectif est généralement plus long que celui donné par les équations. Dans de nombreux cas, ce temps est déterminé expérimentalement. En outre, il est d'usage d'adopter des coefficients de sécurité raisonnables dans le calcul des appareils et de définir alors un temps de retenue (hold up) pour fixer le volume du séparateur. Les principaux types de séparateurs utilisés en raffinerie.

II.2.2. Les principaux types de séparateurs utilisés en raffinerie

II.2.2.1. Décanteur liquide -liquide

La séparation en continu de deux liquides immiscibles s'effectue dans un système dit « vase florentin », qui est réalisé industriellement par un ballon muni de deux trop-pleins d'évacuation.

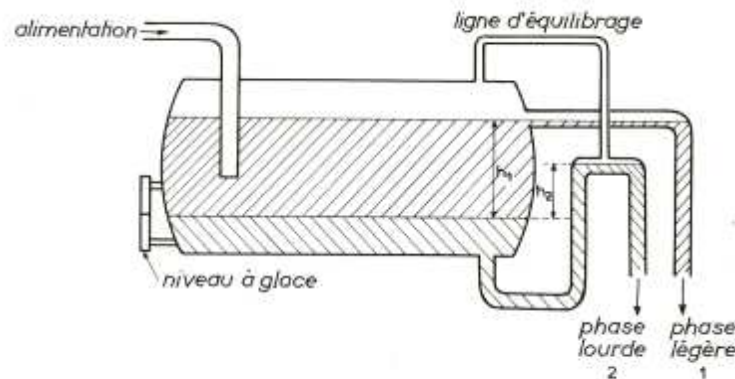


Figure II.2 : Ballon décanteur

L'alimentation est introduite par une ligne qui débouche à environ mi-hauteur du ballon, au-dessus de l'interface. Après séparation pendant la traversée du ballon, la phase légère est évacuée par le trop-plein supérieur et la phase lourde par le trop-plein inférieur, muni d'une ligne d'équilibrage pour éviter le siphonage. Les deux liquides sont ensuite recueillis dans des accumulateurs. Dans ce type d'appareil ou aucune des deux phases n'est négligeable devant l'autre, il y a en réalité une double séparation correspondante à la chute des gouttelettes lourdes dans la phase légère et à l'ascension des gouttelettes légères entrainées dans la phase lourde.

En prenant l'interface comme niveau de référence et en appelant h_1 et h_2 la cote des niveaux d'évacuation, l'équilibre des pressions à l'interface dans ce système de vases communicants s'écrit :

$$h_1\rho_1 = h_2\rho_2$$

La différence ($h_1 - h_2$) étant une caractéristique géométrique de l'appareil, le niveau de l'interface est donc parfaitement défini. Il est repéré par un niveau à glace.

Dans le cas d'un fonctionnement en discontinu, tel que cela est réalisé dans les mélangeurs-décanteurs, l'appareil est constitué par une virole cylindrique raccordée en sa partie inférieure à un cône. Cette disposition permet alors de séparer les deux phases avec un minimum de pertes lorsque l'interface atteint la base du cône.

II.2.2.2. Bassins de décantation

Au cours de leur travail dans les différentes installations, les eaux de refroidissement ainsi que celles de lavage se chargent de matières huileuses qu'il faut récupérer avant de rejeter à la mer ou à la rivière un effluent qui doit répondre à des spécifications de pollution. La présente étude ne comportera que l'aspect descriptif et le calcul des dimensions d'un bassin de décantation.

Le principe de fonctionnement des bassins est basé sur la différence des masses volumiques ρ_E et ρ_H de l'eau et des gouttelettes de matière huileuse dont la vitesse ascensionnelle est donnée par la loi de Stokes :

$$U_L = \frac{gD_p^2}{18\mu} (\rho_1 - \rho_g)$$

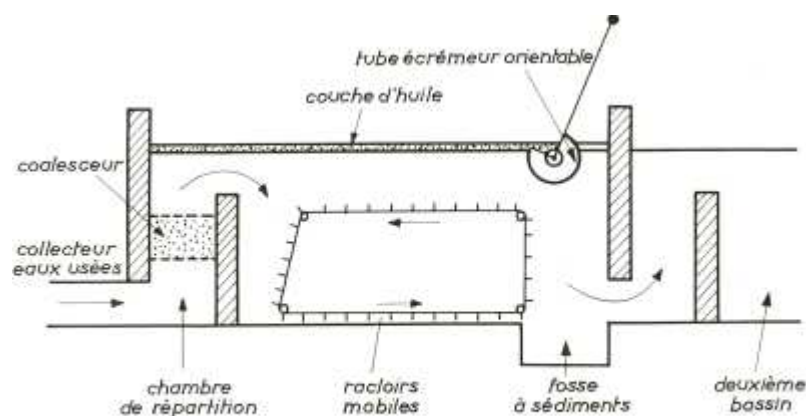


Figure II.3 : schéma de fonctionnement d'un bassin de décantation.

Schématiquement, un bassin de décantation est constitué selon la figure II.3. Le bassin proprement dit est précédé d'une chambre de répartition où arrive le collecteur d'eaux usées et dans laquelle on dispose quelquefois un lit de matière finement divisée, telle que du coke, pour favoriser la coalescence des globules d'huile, une telle disposition améliore l'efficacité de la récupération. Ces chambres sont équipées de vannes permettant de régler le débit ou d'isoler le bassin en vue de son nettoyage. Les matières huileuses qui flottent en surface sont recueillies par un écrémeur, constitué souvent par un tube horizontal et orientable dont on a coupé un segment de 90° sur toute sa longueur. Le mélange d'huile et d'eau collecté est évacué et recueilli dans une citerne d'où il est pompé vers un petit réservoir où par chauffage on élimine la majeure partie de l'eau. L'huile qui contient encore un faible pourcentage d'eau est expédiée dans les réservoirs de déchets de la raffinerie.

II.2.2.3. Ballon de reflux (reflux drums)

Le rôle du ballon de reflux est de réaliser la séparation des phases qu'il collecte et de constituer une réserve de produits liquides pour assurer un débit régulier de reflux et de soutirage. Les méthodes de calcul pour estimer les dimensions de ces ballons seront basées sur l'évaluation d'un temps de séjour tel que la séparation des phases soit suffisante pour réduire les entrainements à une valeur minimale acceptable et que simultanément le temps de séjour corresponde à une retenue (hold up) liquide correcte. Pour résoudre ce problème, il est plus facile de se fixer des valeurs expérimentales satisfaisantes pour la retenue que d'utiliser les équations théoriques de la décantation et, en définitive, le calcul des ballons de reflux n'utilise que des formules empiriques.

Le contrôle du fonctionnement étant assuré par l'observation et le réglage du niveau liquide dans le ballon, il est donc logique de considérer un niveau normal de travail NN, situé légèrement au-dessus de la section équatoriale, et les écarts maximaux admissibles compatibles avec la longueur du niveau à glace, c'est-à-dire un niveau haut NH et un niveau bas NB (Fig II.4). Pour des ballons de diamètre supérieur à 60 cm, le niveau bas doit se situer à 20 ou 30 cm au-dessus du fond. Le volume compris entre NN et NB représente la retenue liquide.

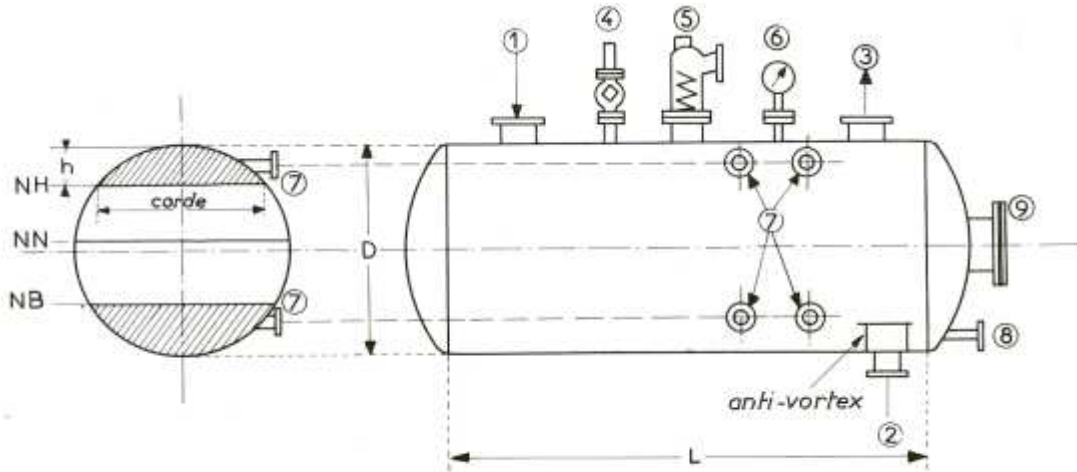


Figure II.4 : Ballon de décantation

On distinguera trois types de ballon de reflux :

II.2.2.3.1. Phase liquide unique

Ce type de ballon joue simplement le rôle d'accumulateur puisque son alimentation est homogène. Il suffit donc de fixer le niveau haut NH. Le volume compris entre NB et NH représente alors le double de la retenue spécifiée.

II.2.2.3.2. Phase liquide et phase vapeur

Les spécifications de retenue liquide restent valables, mais il faut y ajouter une condition supplémentaire concernant la hauteur h du segment supérieur. En effet, la section de passage au-dessus de NH doit être suffisante pour que les gouttelettes liquides aient le temps de se déposer. La vitesse limite du gaz dans cette section, appelée vitesse critique d'entraînement, est donnée par la formule empirique suivante:

$$U_c = K C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}}$$

$$\text{Où : } K = \sqrt{\frac{4 g D_p}{3 C_D}}$$

C est un coefficient de correction :

$$C = 1 \text{ (Ballon verticale)}$$

$$1.5 < C < 1.7 \text{ (Ballon horizontal)}$$

II.2.2.3.3. Séparateur d'eau

La séparation liquide-vapeur est réalisée comme précédemment dans le ballon proprement dit. Celui-ci comporte en plus un appendice fixe au fond par bride ou soude (fig.II.5.) où l'eau décantée s'accumule. Pour favoriser le drainage de cette eau, on incline légèrement le ballon sur son berceau; une pente de 7,5% est correcte.

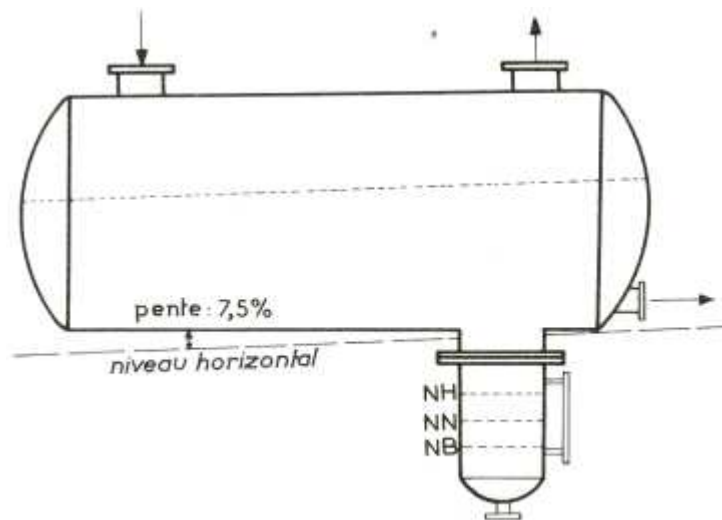


Figure II.5 : ballon de reflux équipé d'un pot de purge pour l'eau

Le pot d'accumulation de l'eau est calculé pour un temps de rétention de 1 à 2 minutes. Sa hauteur est comprise entre 60 et 90 cm afin de pouvoir installer un indicateur-contrôleur de niveau. Le temps de rétention est calculé pour la moitié de la hauteur de l'indicateur de niveau. Le diamètre minimal sera de 30 cm.

II.2.2.4. Ballon de détente (flash drums)

Encore appelés ballons-séparateurs, les ballons de détente sont placés sur des lignes ou circule un mélange liquide-vapeur qu'il faut séparer pour traiter ensuite séparément chaque phase. On en rencontre sur la ligne de sortie du dernier réacteur de l'unité de reformation catalytique où, après refroidissement sous haute pression, on doit séparer le gaz riche en hydrogène qui sera recycle; également, après le condenseur qui suit la compression pour séparer grossièrement le liquide de la vapeur, les ballons de vide-vite et de pied de torche rentrent aussi dans cette catégorie.

Ces ballons jouent donc le même rôle qu'un ballon de reflux et seront calculés d'une manière similaire. Toutefois, ils sont très souvent verticaux.

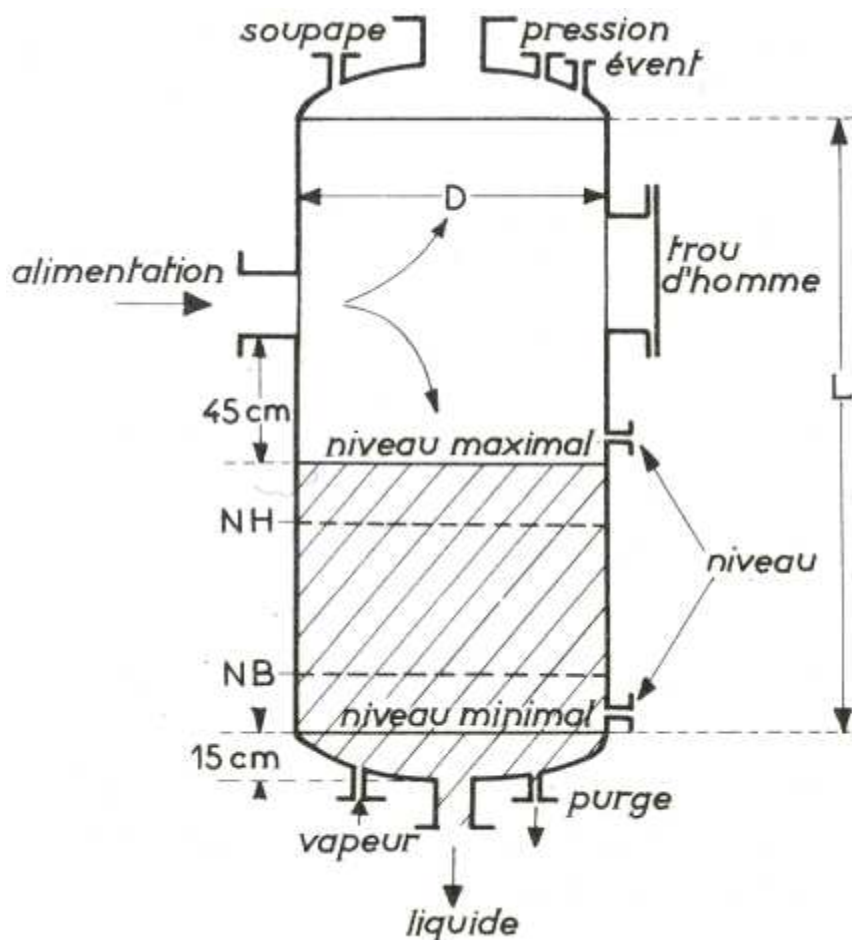


Figure II.6 : Ballon de détente vertical

La partie supérieure au-dessus de l'alimentation sera calculée comme pour les ballons de reflux. La vitesse critique admise pour la circulation de la vapeur impose le diamètre.

Si le liquide est repris par une pompe centrifuge, il faudra surélever le ballon d'une certaine hauteur pour obtenir une charge suffisante à l'entrée de la pompe.

II.2.2.5. Ballon Tampon (knock out drums)

Ces ballons sont encore des ballons de détente, mais ils doivent éviter d'une manière absolue l'entraînement de liquide dans la vapeur, comme le cas se présente à l'aspiration des compresseurs volumétriques. A cet effet, on dispose sur la sortie du gaz un empilage de 10 à 15 cm de fins tamis métalliques où les gouttelettes liquides entraînées sont retenues par effet de choc (Fig II.7). Il y a lieu de surveiller la perte de charge du matelas métallique qui risque de s'obstruer partiellement, un manomètre différentiel assure cette fonction. Il n'existe pas de normalisation de ces tamis et on se contentera de faire confiance au constructeur.

Rappelons que ce même dispositif est utilisé au-dessus de la zone d'expansion des colonnes sous vide pour éviter les entrainements d'asphalte vers les soutirages [5].

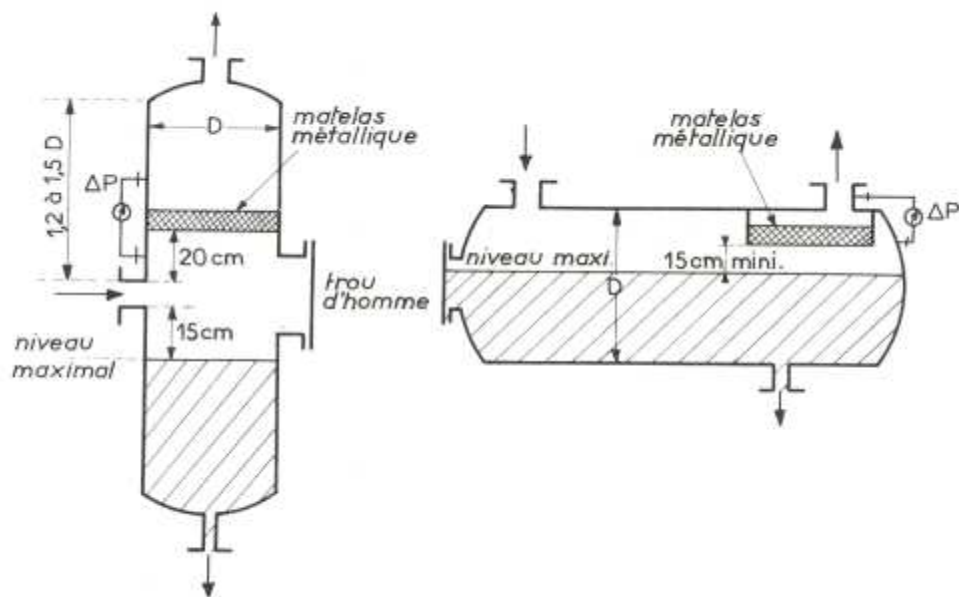


Figure II.7 : ballon tampon –dispositions du matelas métallique

II.3. Séparation par centrifugation

Il n'est pas toujours possible de séparer les particules d'un fluide par simple décantation sous l'action de la force naturelle de gravité. Lorsque le diamètre des particules est très petit une faible différence de densité entre particules et fluide, une tension superficielle élevée ainsi que des forces électrostatiques peuvent compenser l'action de la pesanteur ou la réduire à un degré tel que la décantation naturelle ne puisse pratiquement s'opérer. De tels fluides sont des suspensions ou des émulsions.

L'établissement d'une accélération radiale provoquée par une rotation rapide détruit l'équilibre des forces qui maintiennent les particules en suspension. Celles-ci se mettent alors en mouvement relatif par rapport au fluide à des vitesses qui sont fonction de leur masse de sorte que l'on opère ainsi une véritable classification des granules. Pour qu'une particule d'un poids ou d'un diamètre donné soit séparée, il faudra évidemment que le temps nécessaire à son trajet vers la zone de captation soit inférieur à son temps de séjour dans l'appareil. Cette condition imposera la dimension de l'appareil ou ses possibilités de séparation.

Le mouvement de rotation de l'ensemble (fluide + particules) est réalisé de deux manières distinctes :

- dans le cas des gaz, l'ensemble est introduit tangentiellement dans un espace annulaire, l'énergie cinétique du gaz constituant la force motrice du système, appelé cyclone;
- dans le cas des liquides, l'ensemble est introduit dans un appareil appelé centrifugeur ou centrifugeuse où les éléments en rotation entraînent par frottement la masse du liquide.

II.3.1. Les cyclones à gaz

Un schéma de fonctionnement est donné à la figure (Fig II.8). Le gaz introduit tangentiellement au sommet du cyclone dans la zone annulaire constitué par la paroi extérieure et la tuyauterie d'évacuation du gaz, prend un mouvement hélicoïdal vers le bas au cours duquel les particules solides sont centrifugées vers la paroi et évacuées par l'orifice inférieur. Le gaz épuré à la base du cyclone remonte dans la partie centrale avec un mouvement hélicoïdal concentrique au premier, puis est évacué par la cheminée supérieure.

Le diamètre extérieur du cyclone D étant un des éléments déterminants, les caractéristiques dimensionnelles moyennes des appareils classiques sont rapportées à D .

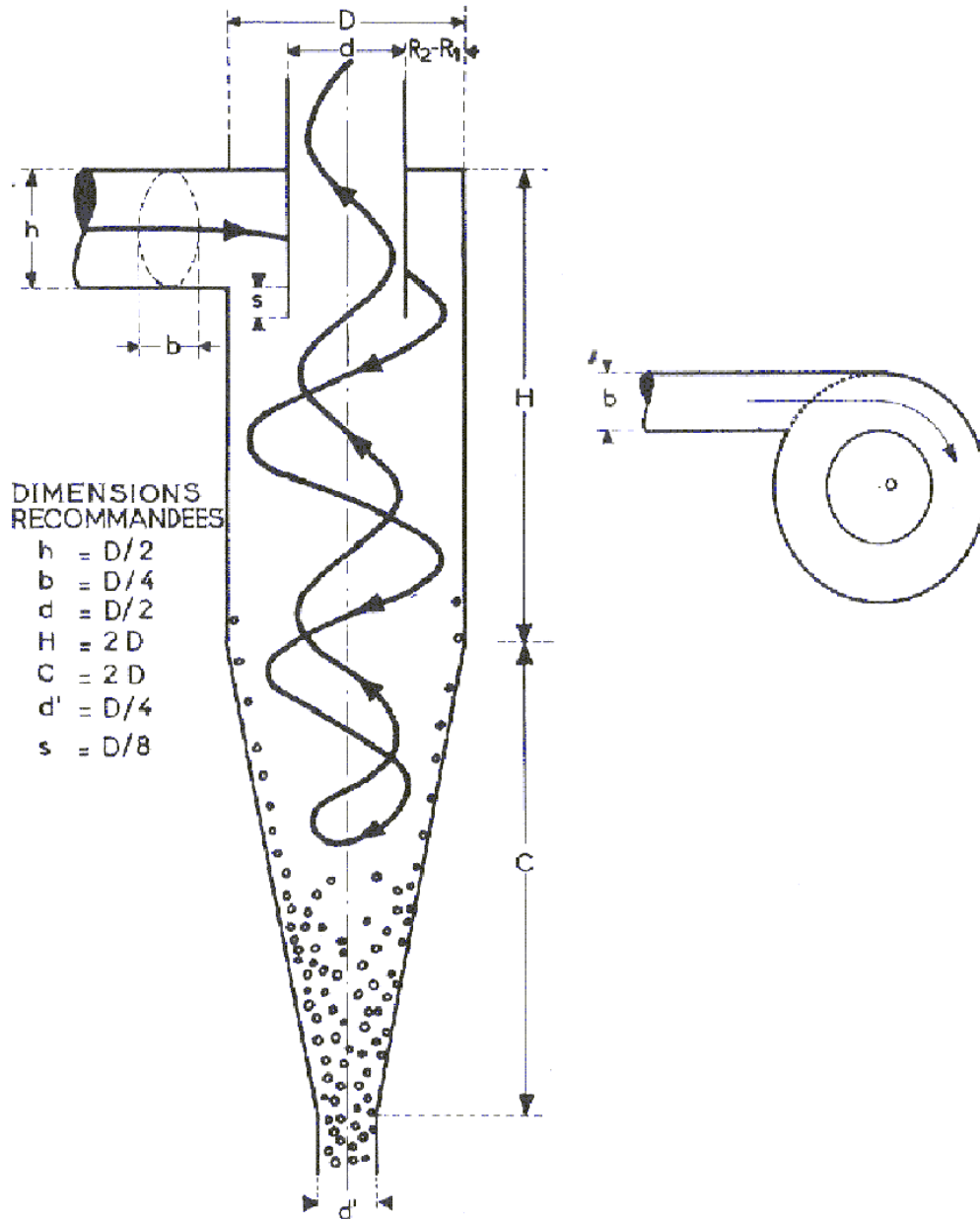


Figure II.8 : schéma de fonctionnement et dimension d'un cyclone.

Les cyclones à gaz sont très utilisés pour débarrasser un gaz de poussières dont le diamètre est compris entre 10 microns et 1 millimètre. Au-dessous de ces dimensions, il faut avoir recours à des cyclones de faible diamètre et à forte perte de charge, souvent disposés en série. On préfère généralement dans ce cas employer des filtres ou des dépoussiéreurs électrostatiques. Si le gaz contient un mélange de particules à granulométrie très large, on commença d'abord par éliminer les plus gros grains en réduisant la vitesse du gaz par détente dans une chambre de dimensions appropriées, avant de lui faire traverser les cyclones.

Dans l'industrie du pétrole le dépoussiérage des fumées des fours ou des centrales thermiques sont rarement effectués, même si l'usine est construite dans une zone urbaine, on se contente généralement d'observer une hauteur réglementaire pour les cheminées.

Par contre, l'utilisation de catalyseurs granulaires dont l'attrition provoque la formation de fines a nécessité, dans les unités de craquage catalytique à lit fluide ou mobile, la mise en place de cyclones qui permettent de retenir les fines entraînées soit par les vapeurs du réacteur, soit par les fumées du régénérateur [6].

II.3.2. Les centrifugeurs

Un centrifugeur est constitué par un bol tournant à très grande vitesse qui peut atteindre plusieurs milliers de tr/mn. Le liquide introduit à la base de l'axe de rotation du bol est entraîné par frottement contre les parois métalliques tournantes et soumis à des accélérations centrifuges de l'ordre de 5 000 à 10 000×g. Il est ainsi possible de pratiquer des séparations irréalisables par décantation sous la seule action de la pesanteur.

On peut classer les centrifugeurs selon leur fonction, en deux catégories :

1. Les clarificateurs centrifuges qui ont pour but d'éliminer les fines particules solides contenues en suspension dans un liquide;
2. Les centrifugeuses dont le rôle est de séparer les émulsions de deux liquides immiscibles.

Bien entendu, dans certains cas, les deux fonctions peuvent s'opérer simultanément dans le même appareil. En outre, on trouve également des appareils possédant un filtre qui retient les particules solides; ce sont les filtres-centrifuges qui n'entreront pas dans le cadre de notre étude.

Les centrifugeurs sont de moins en moins utilisés en raffinerie. Autrefois, lorsque l'on procédait au déparaffinage des huiles sans solvant, on obtenait à partir des distillats lourds ou Bright stocks, des microcristaux de paraffine que l'on ne pouvait éliminer que par centrifugation. Après traitement à l'acide de ces mêmes huiles, on utilise une centrifugeuse pour purifier l'huile en la débarrassant des dernières traces de goudrons acides. Nous citerons encore l'extracteur Podbielniak utilisé au laboratoire pour étudier le

contact huile-solvant et effectuera séparation du raffinat et de l'extrait. Enfin, pour obtenir des combustibles-diesel de qualité, exempts de cendres, on précède à la mise en solution des sels par addition d'un peu d'eau au carburant qui est ensuite purifié par centrifugation.

Selon la forme de leur bol, nous distinguerons trois types principaux :

II.3.2.1. Centrifugeuses à bol vide de grand diamètre

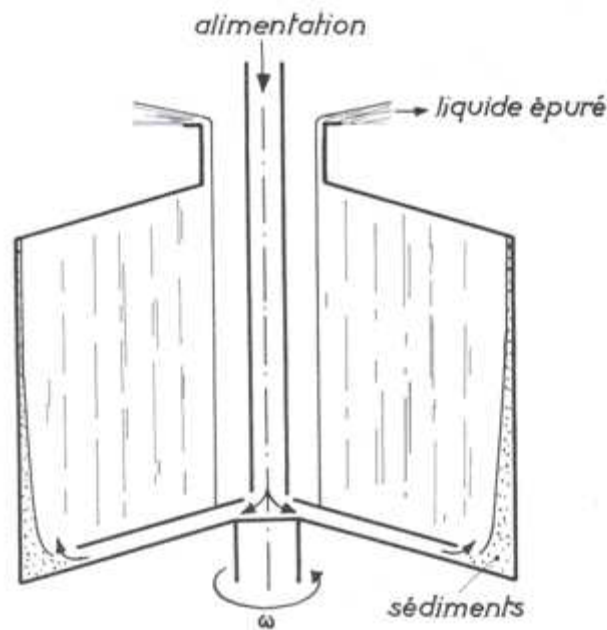


Figure II.9 : Centrifugeuse à bol vide de grand diamètre

Un schéma-type de ces appareils est représenté à la figure II.9. Le liquide à traiter, introduit par le tube axial, est mis en rotation dans la partie inférieure du bol. Les sédiments sont entraînés vers la paroi alors que le liquide se dirige vers le centre où il acquiert une très grande vitesse angulaire avant d'être évacué vers le haut.

Les accélérations observées au voisinage de l'axe peuvent provoquer des remous au sein du liquide et remettre en suspension le précipité. D'autre part, la faible surface de contact entre le liquide et les éléments tournants nécessite une vitesse de rotation élevée du bol pour que celle du liquide soit correcte. C'est pourquoi on n'utilisera ce type d'appareil que pour des liquides assez fortement chargés en suspension, c'est-à-dire pour

des purifications faciles nécessitant une chambre de boues de grand volume pour réduire la fréquence des arrêts.

II.3.2.2. Centrifugeuses à bol tubulaire de petit diamètre

Ces appareils sont utilisés dans les cas de séparation difficile, requérant des accélérations de 15 000 à 20 000×g. La préparation des vaccins exige même des ultracentrifugeuses atteignant 50 000×g et plus. Les contraintes auxquelles est soumis le bol nécessitent évidemment un faible diamètre et les débits sont réduits (fig II.10).

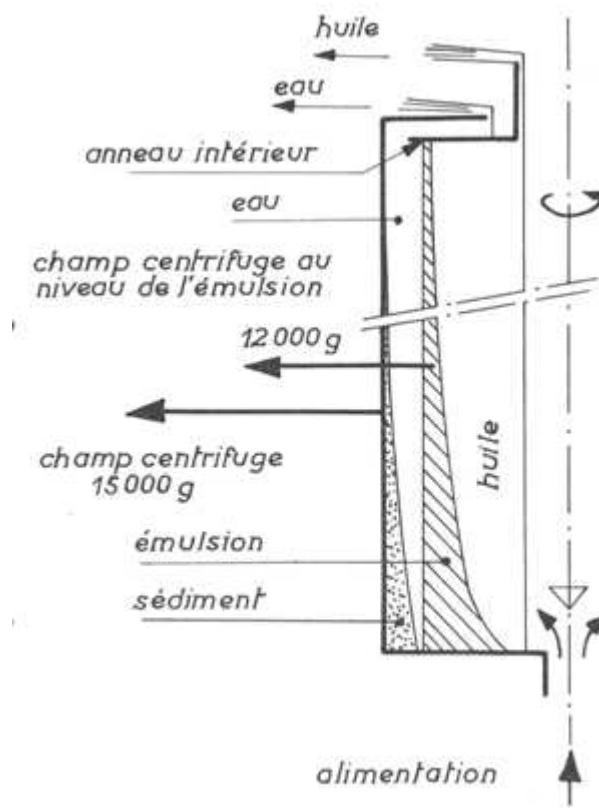


Figure II.10 : Centrifugeuses à bol tubulaire

II.3.2.3. Centrifugeuses à assiettes

Ce modèle est le plus répandu. Afin de réaliser un appareil à débit important tout en évitant les remous observés dans le premier type, on a songé à guider étroitement l'écoulement du liquide en empilant dans le bol des « assiettes » tronconiques solidaires du

mouvement de rotation. De plus, l'accroissement considérable de la surface de contact entre les parties tournantes et le liquide provoque une mise en rotation plus rapide de ce dernier et on peut considérer que la vitesse angulaire ω du liquide est constante tout le long d'un rayon. Par contre, les assiettes accroissent le moment d'inertie de l'ensemble et ne permettent pas de dépasser des accélérations de $10\,000 \times g$. L'efficacité de la centrifugeuse sera accrue en rapprochant les assiettes, ce qui a comme résultat d'augmenter la surface de contact et d'accroître ainsi la vitesse du liquide et d'autre part, de réduire le trajet moyen de la particule pour atteindre une surface ou une interface.

Les assiettes sont percées d'orifices qui assurent la montée de l'alimentation sur toute la hauteur de l'appareil (fig.II.11). Au niveau de chaque orifice l'émulsion se sépare en une fraction légère qui remonte le long de l'assiette vers l'axe alors que la fraction lourde ainsi que les sédiments descendent et sont entraînés vers la paroi intérieure du bol. L'évacuation des deux fractions séparées s'effectue angulairement au sommet de l'appareil alors que les sédiments, s'ils existent, s'accumulent dans le bol et nécessitent des arrêts pour nettoyage périodique [6].

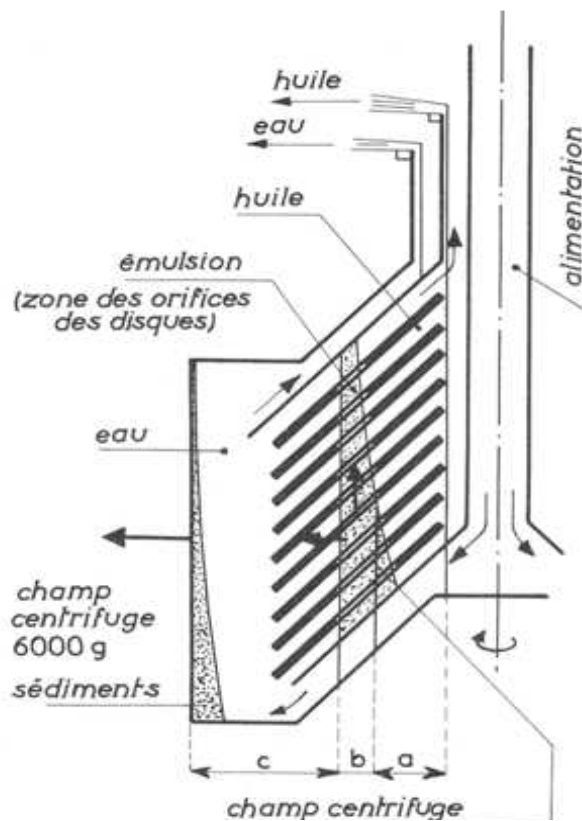


Figure II.11 : Centrifugeuse à assiettes.

CHAPITRE III :

Dimensionnement du ballon fuel-gaz

III.1. CHOIX DU BALLON

On opte pour un séparateur vertical car le rapport débit vapeur/liquide est faible. Ce ballon est supporté par trois cornières soudées constituant un trépied. Le séparateur va être équipé d'un dévésiculateur (dimester, tamis métallique) et d'un déflecteur. La figure III.1 montre le schéma d'Equipement d'un ballon de séparation verticale.

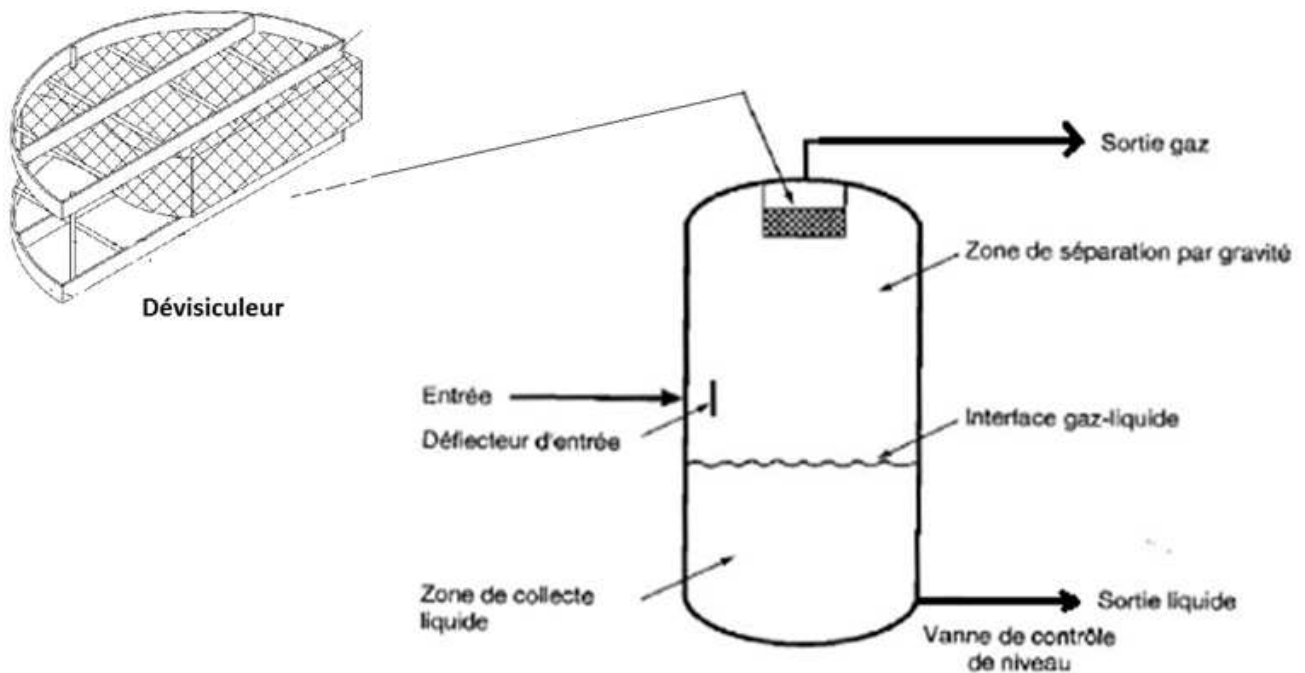


Figure III.1 : équipement d'un ballon de séparation verticale.

III.2. LES PARAMETRES DE CALCUL

III.2.1. Bases de dimensionnement

Deux cas ont été considérés pour le dimensionnement des équipements sur UTBS, un cas été et un cas hiver. Les principaux critères de dimensionnement des équipements dans les deux cas sont définis dans le tableau III.1 ci- dessous.

Il est à souligner que la température de l'air utilisée pour le calcul thermique des aéroréfrigérants des hydrocarbures (huile et gaz) est de 50°C. L'approche thermique des aéroréfrigérants est de 10°C minimum. Par conséquent, les aéroréfrigérants d'huile stabilisée ne sont pas dimensionnés pour atteindre une température inférieure à 60°C en

plein été au débit maximal. A 60°C, pour que l'huile stabilisée ne se vaporise pas à la pression atmosphérique, la TVR doit être de 7 psi minimum. UTBS a été conçue de manière à permettre de produire 300 000 BPD d'huile avec une TVR de 7 psi.

Tableau III.1 : Les principaux critères de dimensionnement des équipements

Paramètres	Cas « été »	Cas « hiver »
Température à l'entrée d'UTBS	50°C	10°C
TVR (2) huile stabilisée spécifiée dans les bases de design (à 37.8°C)	7.5 psi (1)	10 psi
TVR huile stabilisée fournie par UTBS.	7 psi (1)	10 psi
Température ambiante maximum	50°C	25°C
Température huile stabilisée vers stockage	60°C (1)	40 °C
Température gaz en sortie d'UTBS vers expédition	70 °C	55 °C

III.2.2. Données environnementales

III.2.2.1. Températures de l'air

Le tableau III.2 donne les températures ambiantes de dimensionnement utilisées.

Tableau III.2 : les températures ambiantes de dimensionnement

Paramètre	Hassi Messaoud
Température minimale (Cas Hiver)	-5 °C
Température maximale sous abri (Cas été)	55 °C

Une température maximale de 25°C sera considérée pour le cas hiver.

Une température ambiante moyenne minimum sur une période de 24h sera prise égale à 5°C.

III.2.2.2. Températures du sol

Le tableau III.3 donne Températures du sol de la région Hassi Messaoud.

Tableau III.3 : températures du sol de la région Hassi Messaoud.

Paramètre	Hassi Messaoud
Température minimale du sol entre 1 et 2 m de profondeur (Cas Hiver)	15 °C
Température maximale du sol entre 1 et 2 m de profondeur (Cas été)	30 °C

III.2.2.3. Humidité relative à 40°C

Maximum : 50%

Minimum : 20%

III.2.2.4. Vents

Les vents dominants sont de direction Nord Est.

En accord avec les vitesses de vents déterminées selon le règlement RNV 1999, on retient les valeurs de base suivantes (à 10 m du sol) :

Vent extrême : 200 km/h, 55.5 m/s, 189 daN/m²

Vent normal: 151 km/h, 42 m/s, 108 daN/m²

Pour l'ensemble des calculs de design, le règlement NV65 est utilisé.

III.2.2.5. Pluie

La pluviométrie annuelle est négligeable, mais possibilité d'orages violents (intensité maximale 45 mm en 24 heures en été).

Hauteur annuelle : 120 mm.

III.2.2.6. Gelées

La protection contre les gelées n'est pas requise.

III.2.3. Fluides d'alimentation

L'UTBS reçoit 3 fluides d'alimentation prévenante des gisements, Eau brute (Albien), Eau Eocène pour potabilisation et le brut, on s'intéresse à ce dernier.

III.2.3.1. Composition du brut

Le tableau III.4 ci- dessous, donne la composition du brut en provenance des six (06) satellites.

Tableau III.4 : composition du brut à l'entrée de l'unité

Echantillons			
Constituants	Densité à 15°C (kg/m ³)	Mol wt	% molaire
Azote		28.014	0.15
D Carbone		44.01	0.27
Méthane		16.043	1.80
Ethane		30.07	4.29
Propane		44.097	7.41
I Butane		58.124	1.79
N Butane		58.124	5.05
I Pentane		72.151	2.76
N Pentane		72.15.10	5.14
n-Hexanes		86.178	6.91
H2O		18	16.63
Heptanes*	727.5	96	7.57
Octanes*	738.9	107	5.38
Nonanes*	762.8	121	5.58
Décanes*	779.6	134	5.11
Undécanes*	794.9	147	4.03
Dodécane plus*	873.1 Ouest	278 Ouest	14.04
	874 Est	288 Est	6.9
Totale			100

Water Cut : l'huile des puits est séparée de l'eau dans les séparateurs triphasiques de champ des satellites.

L'huile arrivant à l'UTBS est considérée comme contenant 16% vol d'eau maximum.

Le brut à l'arrivée à UTBS peut contenir une teneur en sédiments occasionnelle de 0.05% vol.

La granulométrie des sédiments à considérer est de 10% des sédiments ont un diamètre inférieur ou égal à 52 microns et 90% des sédiments ont un diamètre inférieur ou égal à 339 microns.

Le brut produit par les satellites n'est pas supposé contenir des paraffines susceptibles de se déposer aux conditions opératoires ou ambiantes.

Les seuls produits chimiques injectés au niveau des satellites en amont des points de raccordement du projet UTBS sont :

un inhibiteur de corrosion (CHIMEC 1038) injecté sans interruption au taux d'injection de 5 à 5.2 ppm, et un désémulsifiant (CHIMEC 2432) injecté 6 à 8 mois par an pendant les périodes chaudes au taux d'injection de 5 ppm.

Les puits de production dits « salés », sont « lavés » avec de l'eau d'Albien traitée dans laquelle sont injectés :

- un inhibiteur de dépôt de sulfate de baryum : 150 à 250 ppm selon la sévérité de la zone traitée (quantité d'eau produite)
- un inhibiteur de corrosion : 50 ppm (tenant compte de la dilution) [7].

III.3. CALCUL PAR LA METHODE DE “W.Y.Svreek and W.D.Monnerly”

III.3.1. Données de calcul (design)

Le tableau III.5 montre les données utilisées dans le calcul analytique.

Tableau III.5 : données de calcul analytique.

Pression de calcul (barg)	7.5
Température de calcul (°C)	-5 : 100
Débit massique d'entrée (t/h)	15
Pourcentage de gaz (en masse)	85
Pourcentage liquide (en masse)	15
Masse volumique de gaz (kg/m ³)	739 ,2
Masse volumique de liquide (kg/m ³)	9,807

Remarque :

- Les données utilisées correspondent aux conditions extrêmes de fonctionnement ;
- La pression et la température opératoires sont respectivement 4,4 barg et 67,9°C.

La séparation gaz- liquide est généralement réalisée en trois étapes. La première étape est une séparation primaire, qui utilise un déflecteur de sorte que la quantité de mouvement du liquide entraînée par la vapeur entraîne le plaquage des larges gouttelettes sur le déflecteur et tombent par la suite sous l'effet de la gravité. La deuxième étape est la séparation secondaire où les petites gouttelettes descendent par gravité lors du passage de la vapeur dans l'aire de désengagement. La troisième et dernière étape est l'élimination des plus petites gouttelettes sur le « Dimester » qui tombent par gravité.

III.3.2. Les étapes de calcul.

L'équilibre des forces de friction et de gravité sur les gouttelettes donnent les relations :

$$\mathbf{F_G} = \frac{\mathbf{M_p(\rho_L - \rho_V)g}}{\mathbf{g_c \rho_V}} \quad (3.1)$$

$$\mathbf{F_D} = \frac{(\pi/8) C_D D_V^2 U_V^2 \rho_V}{\mathbf{g_c}} \quad (3.2)$$

Avec $g : 32.17 \text{ ft/s}^2$ (constante de gravité) et $g_c : 32.17 \text{ (Lbm/ft)/(lbf-s}^2)$

***Calcul de la vitesse critique**

Les larges gouttelettes de liquide se décantent à une vitesse constante U_T , obtenue en égalisant les équations (3.1) et (3.2). On aura alors :

$$U_T = \sqrt{\frac{4 g D_p (\rho_L - \rho_V)}{3 C_D \rho_V}} \quad (3.3)$$

Il est à souligner que tant que la vitesse verticale admissible est inférieure à la vitesse critique « $U_V < U_T$ », les gouttelettes de liquide se décantent.

Typiquement, la vitesse admissible, U_V , est comprise entre $0,75 U_T$ et U_T .

L'équation (3.3) peut être réarrangée sous la forme de l'équation de Sauters-Brown.

$$U_T = K \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}} \quad (3.4)$$

Où $K = \sqrt{\frac{4 g D_p}{3 C_D}}$

Pratiquement, les toutes petites gouttelettes ne peuvent être séparées par gravité et par coalescence forment de grosses gouttelettes qui peuvent décanter par gravité. Les dispositifs de coalescence (dimester ou éliminateur, matelas ou tamis métallique) forcent les gaz de suivre un chemin tortueux et la quantité de mouvement des gouttelettes entraîne leur collision avec d'autres gouttelettes en formant de grosses gouttelettes. Le diamètre de ces gouttelettes qui coalescent ne peut être connu avec précision, c'est là qu'intervient le subjectivisme dans la conception des ballons. les valeurs de K données par le Tableau III.6. Valeurs de K utilisées pour les séparateurs [8].

Tableau III.6. Valeurs de K utilisées pour les séparateurs

GPSA Handbook :	
$0 < P < 1500 \text{ Psig} :$	$K = 0.35 - 0.01 (p-100)/100 \quad (\text{Psig} + \text{Patm} = \text{Psia})$
Particularités :	
	<ul style="list-style-type: none"> • Vapeur sous vide : $K=0.2$ • Solution amine-glycol : multiplier K par 0.6 à 0.8 • Ballon d'aspiration d'un compresseur : $K=K*0.7$ à 0.8 • Ballon en amont d'un expandeur : $K=K*0.7$ à 0.8 • Ballon en amont d'un déshydrateur : $K=K*0.7$ à 0.8
Remarque : pour un ballon vertical ou horizontal sans demister divisé $K=K/2$	
Equation de York (Fabricant de Demister) :	
$P \leq 15 \text{ Psia} :$	$K = 0.1821 + 0.0029 P + 0.046 \ln P$
$15 < P \leq 40 \text{ Psia} :$	$K = 0.35$
$40 \leq P \leq 5500 \text{ Psia} :$	$K = 0.43 - 0.023 * \ln P$

Application numérique :

$$\rho_L = 739.2 \text{ kg/m}^3 = 46.15 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_V = 9.807 \text{ kg/m}^3 = 0.61 \text{ lb/ft}^3$$

$$P = 4.4 \text{ barg} = 78.32 \text{ Psia}$$

$$K = 0.43 - 0.023 * \ln P = 0.3297$$

$$U_T = 2.85 \text{ ft/s}$$

$$U_V = 0.75 U_T = 2.14 \text{ ft/s}$$

***Calcul du débit volumique de la vapeur Q_V**

$$Q_V = \frac{W_V}{3600 \rho_V} \quad [\text{ft}^3/\text{s}]$$

W_V : Débit massique de la phase vapeur = **12.75 t/h = 28108.94 lb/h**

ρ_V : Masse volumique de la phase vapeur = **0.61 lb/ft³**

$$Q_V = \mathbf{12.80 \text{ ft}^3/\text{s}}$$

***Calcul du débit volumique du liquide**

$$Q_L = \frac{W_L}{60 \rho_L} \quad [\text{ft}^3/\text{mn}]$$

W_L : Débit massique de la phase vapeur : **2.25 t/h = 4960.40 lb/h**

ρ_L : Masse volumique de la phase vapeur : **46.15 lb/ft³**

$$Q_L = \mathbf{1.79 \text{ ft}^3/\text{mn}}$$

***Calcul du diamètre du séparateur (cf. figure III.2):**

$$D_{VD} = \sqrt{\frac{4 Q_V}{\pi U_V}}$$

$$Q_V = \mathbf{12.80 \text{ ft}^3/\text{s}}$$

$$U_V = 2.14 \text{ ft/s}$$

$$D_{VD} = 2.76 \text{ ft}$$

Techniquement, ceci étant le diamètre du dévesiculeur et le diamètre intérieur du ballon doit être légèrement plus large.

Ce qui implique

$$D = D_{VD} + 0.5 = 3.26 \text{ ft} = \mathbf{0.994 \text{ m}}$$

Donc, on prend un diamètre de **1m**

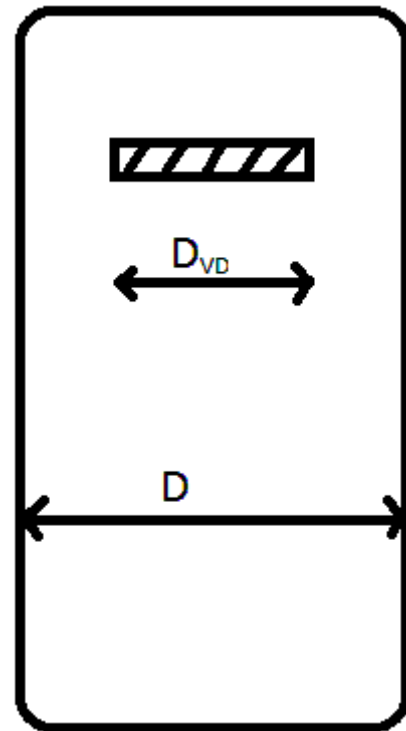


Figure III.2. Schéma montrant la disposition des diamètres D et D_{VD} .

Pour le calcul de la hauteur, le ballon est découpé en sections. La hauteur est calculée en additionnant les différentes hauteurs.

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D$$

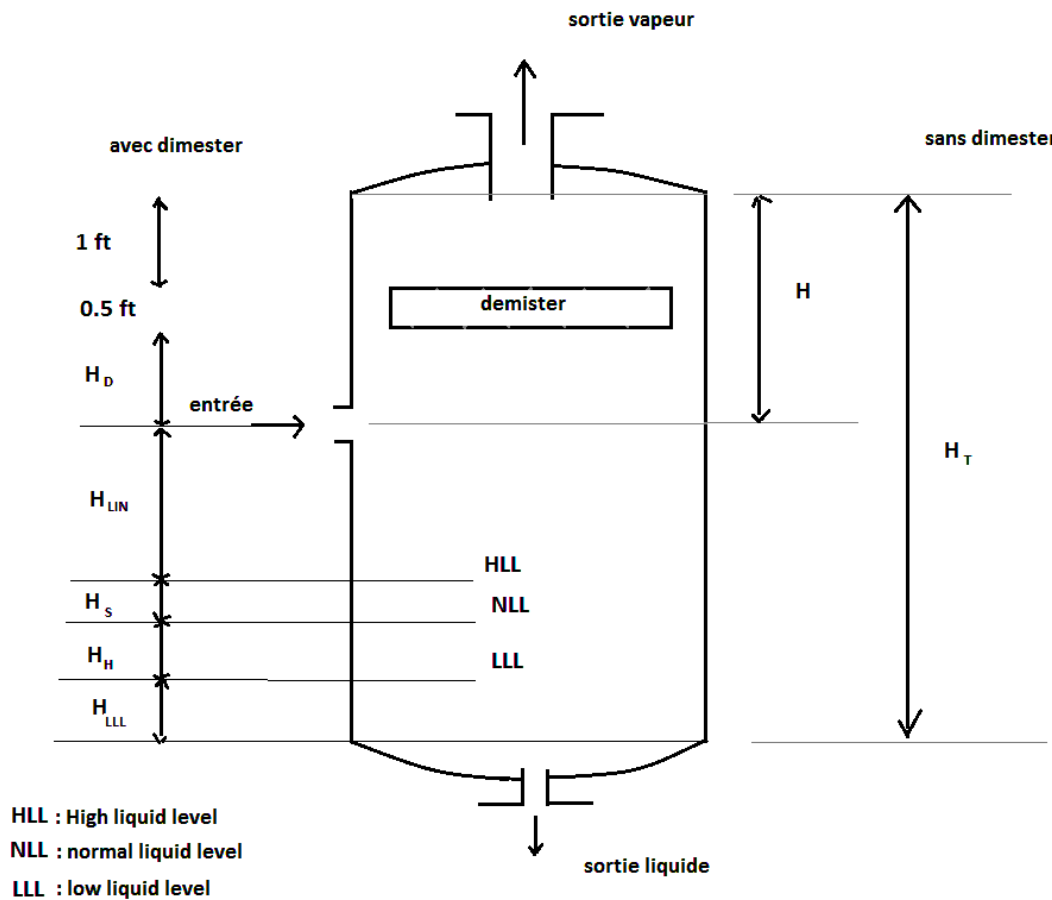


Figure III.3 : les hauteurs du ballon.

Le hold up time et le surge time :

- **Hold up time** : C'est le temps nécessaire pour maintenir un soutirage normal où il y a un problème au niveau de l'alimentation.
- **Surge time** : c'est un temps de sécurité que l'on se donne si on a un problème au niveau de l'évacuation du liquide.

Le Tableau III.6 donne les recommandations pour le choix du « hold up time » et du « surge time » en fonction du service du ballon.

Tableau III.6 : recommandation pour le choix du hold up time et du surge time en fonction du service du ballon.

	Hold up time (mn) NLL-LLL	Surge time (mn) NLL-HLL
A).Ballon d'alimentation d'une Unité	10	5
B).Ballon séparateur alimentant		
1- une colonne	5	3
2- un autre ballon ou réservoir		
a) Avec une pompe à travers un échangeur	5	2
2	2	1
b) Sans pompe	10	3
3-alimentation d'un four		
C).Ballon accumulateur (reflux-produit)		
1- Reflux uniquement	3	2
2- Reflux plus produit	3	2
(+ temps de rétention approprié pour le produit de tete voir B)		
D). Fond de colonne		
1- alimentation d'une autre colonne	5	2
2- alimentation d'une autre colonne		
a) Avec pompe ou à travers un échangeur	2	1
2	2	1
b) Sans pompe		
E).Ballon d'aspiration d'un compresseur	- 3 mn entre HLL et HLSD (entre alarme et fermeture) - 10 mn entre ligne de soudure du fond et l'alarme HLL	
F).Ballon de torche	20 à 30 mn à HLL	

Remarque : ces temps doivent être corrigés en tenant compte de 2 facteurs principaux à savoir la qualification du personnel et l'instrumentation.

Le tableau III.7 ci-dessous donne les facteurs de correction utilisés.

Tableau III.7 : facteurs de correction du temps.

Personnel	Facteur	Instrumentation	Facteur
Expérimenté	1.0	Bonne	1.0
Formé	1.2	Standard	1.2
Inexpérimenté	1.5	mauvaise	1.5

Remarque : en l'absence de données ou de spécification, le surge time peut être pris étant la moitié du hold up time.

Pour notre cas, on prend le hold up time $T_h=10$ mn se qui correspond à l'alimentation d'un four, et le surge time 3mn, pour les facteurs de correction on prend 1,2 .

$$T_h = 10 \times 1.2 \times 1.2 = 14.4 \text{ mn}$$

$$T_s = 3 \times 1.2 \times 1.2 = 4.32 \text{ mn}$$

***Calcul du volume de hold up :**

$$V_H = T_H * Q_L \text{ ft}^3$$

$$Q_L = 1.79 \text{ ft}^3/\text{mn}$$

$$T_H = 14.4 \text{ mn}$$

$$V_H = 25.78 \text{ ft}^3$$

***Calcul de volume du Surge :**

$$V_S = T_S * Q_L$$

Où :

$$T_S = 4.32 \text{ mn}$$

$$Q_L = 1.79 \text{ ft}^3/\text{mn}$$

$$V_S = 7.73 \text{ ft}^3$$

Les hauteurs H_{LLL} sont obtenues à partir du tableau III.8 ci- dessous.

Tableau III.8 : tableau de calcul d'hauteur low liquid level

	Vertical		Horizontal
Diamètre	<300 psi	>300 psi	
≤ 4 ft	15 in	6 in	9 in
6 ft	15 in	6 in	10 in
8 ft	15 in	6 in	11 in
10 ft	6 in	6 in	12 in
12 ft	6 in	6 in	13 in
16 ft	6 in	6 in	15 in

$$H_{LLL} = 15 \text{ inch} = 1.25 \text{ ft}$$

***Calcul de la hauteur H_H du hold up :**

$$H_H = \frac{V_H}{\pi \frac{D^2}{4}}$$

$$V_H = 25.78 \text{ ft}^3$$

$$D = 3.26 \text{ ft}$$

$$H_H = 3.09 \text{ ft}$$

***Calcul de la hauteur H_s du surge :**

$$H_s = \frac{V_s}{\pi \frac{D^2}{4}}$$

Où :

$$V_s = 7.73 \text{ ft}^3$$

$$D = 3.26 \text{ ft}$$

$$H_s = 0.93 \text{ ft}$$

Dans la suite, on prendra $H_s = 1 \text{ ft}$

***Calculer de la hauteur H_{LIN} (HLL et centre de l'alimentation)**

$H_{LIN} = 12 + d_N$ [inch] avec déflecteur à l'entrée

$H_{LIN} = 12 + 0.5 d_N$ [inch] sans déflecteur à l'entrée

Dans notre cas le ballon possède un déflecteur.

Le diamètre d_N de la tubulure d'entée se calcule à partir du tableau ci dessous :

$$d_N \geq \sqrt{\frac{4Q_m}{\pi 60 \sqrt{\rho_m}}} \text{ en ft}$$

$Q_m = Q_L + Q_V$, débit moyen en ft^3/s

$\rho_m = \rho_L \lambda + \rho_V (1 - \lambda)$, masse volumique moyenne en lb/ft^3

$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_V}$, fraction du liquide dans le courant diphasique

$$Q_L = 0.03 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_v = 12.80 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\lambda = 0.002$$

$$Q_m = 12.83 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho_m = 0.7 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$d_N \geq 0.57 \quad \text{On prendra dans la suite des calculs: } d_N = 0.6 \text{ ft} = 7.2 \text{ inch}$$

$$\text{D'où } H_{LIN} = 19.2 \text{ in} = 1.6 \text{ ft}$$

*** Calcul de la hauteur de désengagement de la vapeur H_D :**

$$H_D (\text{avec demister}) = \text{minimum} (0.5 D, (24 + 0.5 d_N) \text{ en inch})$$

$$0.5 D = 19.56 \text{ inch}$$

$$24 + 0.5 d_N = 27.6 \text{ inch}$$

$$\text{Donc on prend } H_D = 19.56 \text{ inch} = 1.63 \text{ ft}$$

Il faut rajouter une hauteur (H_{ME}), 1.5 ft (0.5 ft pour la largeur de demister et 1 ft du demister jusqu'à la ligne de soudure du haut du ballon).

$$\text{Donc : } H_{ME} = 0 \text{ ft sans demister}$$

$$H_{ME} = 1.5 \text{ ft s'il ya un demister.}$$

*** Calcul de la hauteur totale du ballon séparateur H_T :**

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME}$$

$$H_T = 1.25 + 3.09 + 1 + 1.6 + 1.63 + 1.5 = 10.07 \text{ ft} = 3.06 \text{ m}$$

Etant donné l'instabilité de la composition du gaz d'entrée en liquide (eau+condensat), il faut corriger la hauteur du ballon pour compenser les pics qui peuvent s'apparaître (d'origine généralement la colonne), cette correction est estimée à 15%.

$$H_{TC} = H_T \times 115\% \simeq 3.5\text{m}$$

III.4. SIMULATION DU PROCESS ET CALCUL DU BALLON PAR UTILISATION DU LOGICIEL HYSYS

III.4.1. Introduction

La simulation étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier, d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en confrontant les valeurs calculées aux valeurs observées [9].

Aujourd'hui la simulation apporte une aide considérable au génie des procédés en facilitant la conception, le dimensionnement, l'optimisation et le contrôle des unités. Car la conception d'une unité de liquéfaction est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants, de plus un procédé industriel doit satisfaire les trois critères suivants : l'économie, la sécurité et l'environnement.

De plus, l'utilisation d'un logiciel de simulation permet de connaître l'impact du changement de certains paramètres dans un procédé industriel et de prévoir le comportement des équipements et leurs rendements en se rapprochant le plus possible des conditions réelles.

L'outil de simulation utilisé dans cette étude est le logiciel Hysys 3.2.

III.4.2. Présentation du simulateur Hysys

Le simulateur Hysys est un logiciel de simulation des procédés du génie chimique développé par la société Hyprothec filiale du groupe Aspentech (Canada). Il existe deux modes de fonctionnement du logiciel : Hysys Process (simulation à l'état stationnaire) et Hysys Plant (simulation dynamique).

Les différentes tâches que le simulateur peut effectuer sont :

- La résolution des bilans de matière et d'énergie.
- La détermination des performances et le dimensionnement des équipements.
- L'optimisation et l'évaluation économique des procédés [10].

III.4.3. Méthodologie de la simulation

Avant de procéder à la simulation il est nécessaire de rappeler la méthodologie utilisée dans la réalisation de cette simulation :

III.4.3.1. Spécification des constituants de l'alimentation

Au début il faut désigner la composition chimique des fluides utilisés dans le cycle, dans notre cas on doit définir la composition du brut à l'entrée du train 10 - comme on a trois trains identiques il nous suffit de prendre un seul train en simulation- Cette charge est mélangée avec la charge du condensat récupéré des drains fermés sa composition est mentionnée dans le tableau suivant :

Tableau III.9 : composition d'entrée

Constituants	Condensat récup	Pétrole brut
	% molaire	% molaire
Azote	0.02	0.15
D Carbone	0.16	0.27
Méthane	0.57	1.80
Ethane	5.60	4.29
Propane	24.60	7.41
I Butane	6.95	1.79
N Butane	18.70	5.05
I Pentane	6.45	2.76
N Pentane	10.08	5.14
n-Hexanes	5.90	6.91
H2O	16.15	16.63
Heptanes*	3.02	7.57
Octanes*	1.09	5.38
Nonanes*	0.47	5.58
Décanes*	0.18	5.11
Undécanes*	0.08	4.03
Dodécane	0	14.04
plus*ouest	0	6.9
Total	100	100

III.4.3.2. Sélection d'un modèle thermodynamique

Les modèles thermodynamiques sont utilisés pour déterminer les propriétés du mélange (masse volumique, enthalpie,...) ainsi que les équilibres de phase.

Voici quelques modèles thermodynamiques proposés par le Hysys :

- Modèle basé sur les équations d'états :
 - ✓ PENG ROBINSON (PR)
 - ✓ SOAVE REDLICH KWONG (SRK)
 - ✓ LEE KESLER PLOCKER
 - ✓ KABADI DANNER

- Modèle d'activité :
 - ✓ UNIQUAC
 - ✓ NRTL
 - ✓ MARGULES
 - ✓ WILSON

- Modèle hétérogène

Pour assurer une simulation fiable, on a choisi l'équation d'état PENG ROBINSON car elle convient le mieux pour les mélanges d'hydrocarbures légers.

$$P = \left(\frac{RT}{V} - b \right) - \left(\frac{a}{V^2} + 2bV - b^2 \right)$$

$$\text{avec } b = 0.0778 \left(\frac{RT_c}{P_c} \right)$$

$$a = 0.45724 \left(\frac{R^2 T_c^2}{P_c} \right) [1 + (0.37464 + 1.54226 w - 0.26992 w^2)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

Où

P : pression du système

T : température

V : volume molaire du gaz

L'équation de PENG ROBINSON est très utilisée dans l'industrie, particulièrement pour le raffinage, traitement du gaz et la simulation des procédés industriels [11].

III.4.3.3. Schématisation du procédé

Pour cette simulation, il a fallu représenter un des trois trains. Le schéma de principe de stabilisation de brut est défini comme suit :

Tableau III.10 : schématisation du procédé

Bloc	Signification
Mixer	C'est ici où le brut et le condensat récupéré se mélangent.
Séparateur triphasique	Le brut se sépare en trois phases : huile, eau et gaz.
Réchauffeur d'huile 1	L'huile se réchauffe dans un échangeur type tube et calandre.
Séparateur biphasique	L'huile surchauffée se sépare encore une fois en deux phases : huile et gaz.
Dessaleur	On remplace le dessalage par une détente car il n'existe pas dans le HYSYS.
Distributeur	L'huile est divisée en deux fractions, une de 20 % qui alimente directement la tête de la colonne (alimentation froide), au-dessus du plateau 21; 80% du débit alimente la colonne au 13 ^{ème} étage après avoir passé par le préchauffeur (alimentation chaude de la colonne).
Réchauffeur d'huile 2	L'huile se réchauffe jusqu'à une température élevée en échangeant la chaleur avec l'huile stabilisée et chauffée au niveau du four
Bloc de colonne	Ce bloc est constitué d'une colonne de 21 étage et un four de rebouillage qui sert à augmenter la température d'huile jusqu'à 163.7 °C.
Collecteur de gaz	Le gaz extrait des séparateurs et de la colonne est collecté afin de l'envoyer vers le système gaz combustible et le système de compression.
Ballon fuel-gaz	Là où le gaz de flash se sépare en deux phases, une phase liquide présentée par le condensat et une phase vapeur présentée par un gaz léger destiné à l'alimentation du four.
Les aero	Les aéroréfrigérants servent à baisser la température d'huile provenant des différentes unités de traitement avant d'alimenter les bacs de stockage

III.4.3.4. Spécifications des paramètres nécessaires pour le calcul

Pour réaliser la convergence du système on a paramétré l'installation dans des points précis, ces paramètres sont mentionnés dans le tableau suivant :

Tableau III.11 : paramètres nécessaires pour le calcul

Entrée train 10	T=50°C, P=1400 kPa, Q=5000 Kg.mol/h
Vanne VLV -100	$\Delta P= 650$ kPa, T=41.90 °C, P=750.3 kPa, Q=297.2 Kg.mol/h
Condensat de drain	T=41.90 °C, P=750.3 kPa, Q=297.2 Kg.mol/h
Réchauffeur 1	T de sortie 70°C coté tube, T de sortie 95.5°C coté calandre
Réchauffeur 2	T entrée coté tube 114°C, T sortie coté calandre 120°C
Sortie pompe	P= 1451 kPa
Sortie dessaleur	P= 1001 kPa
Distributeur	20% vers la tête de la colonne, 80% d'huile vers le réchauffeur 2

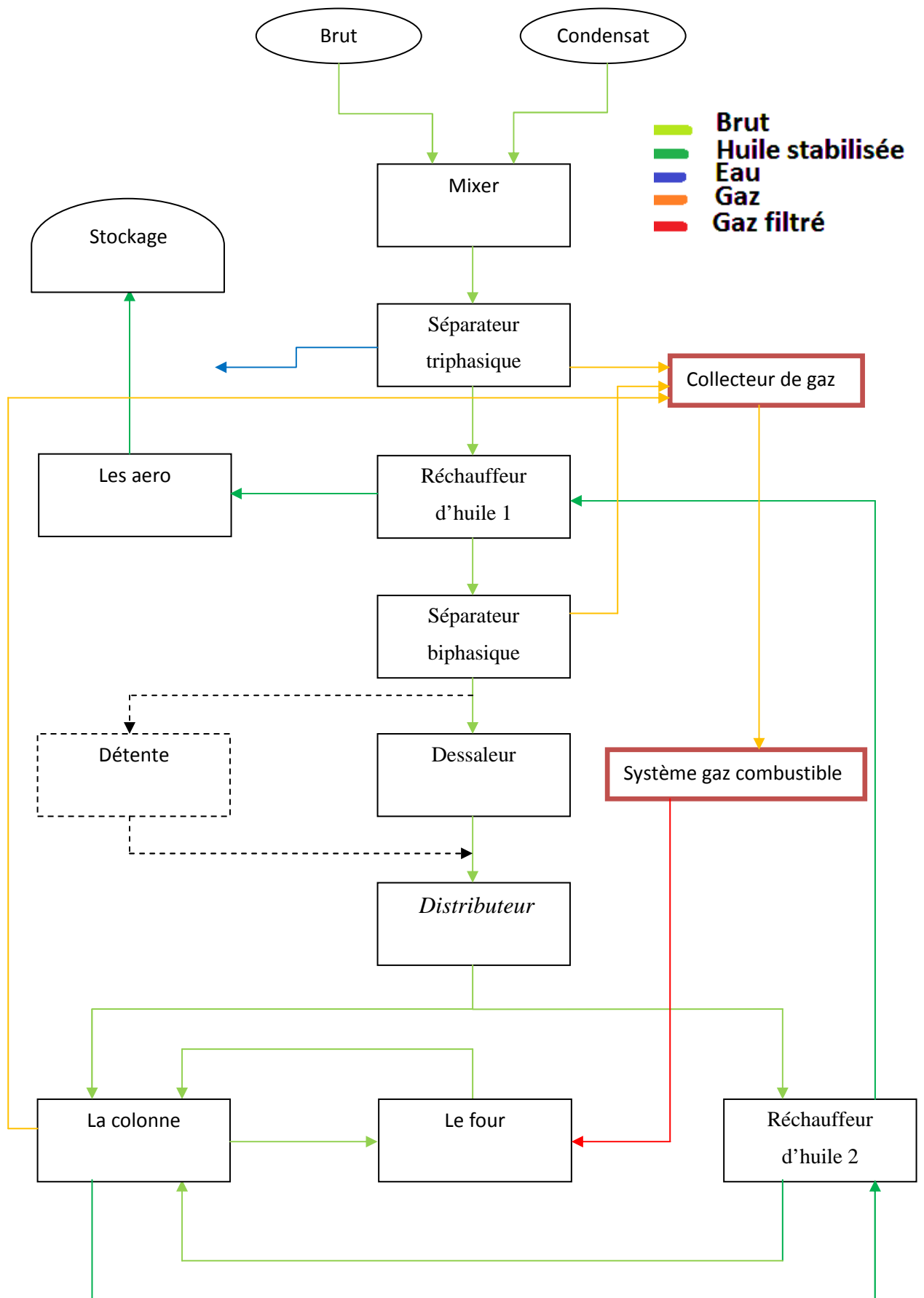


Figure III.4: Diagramme de principe de séparation

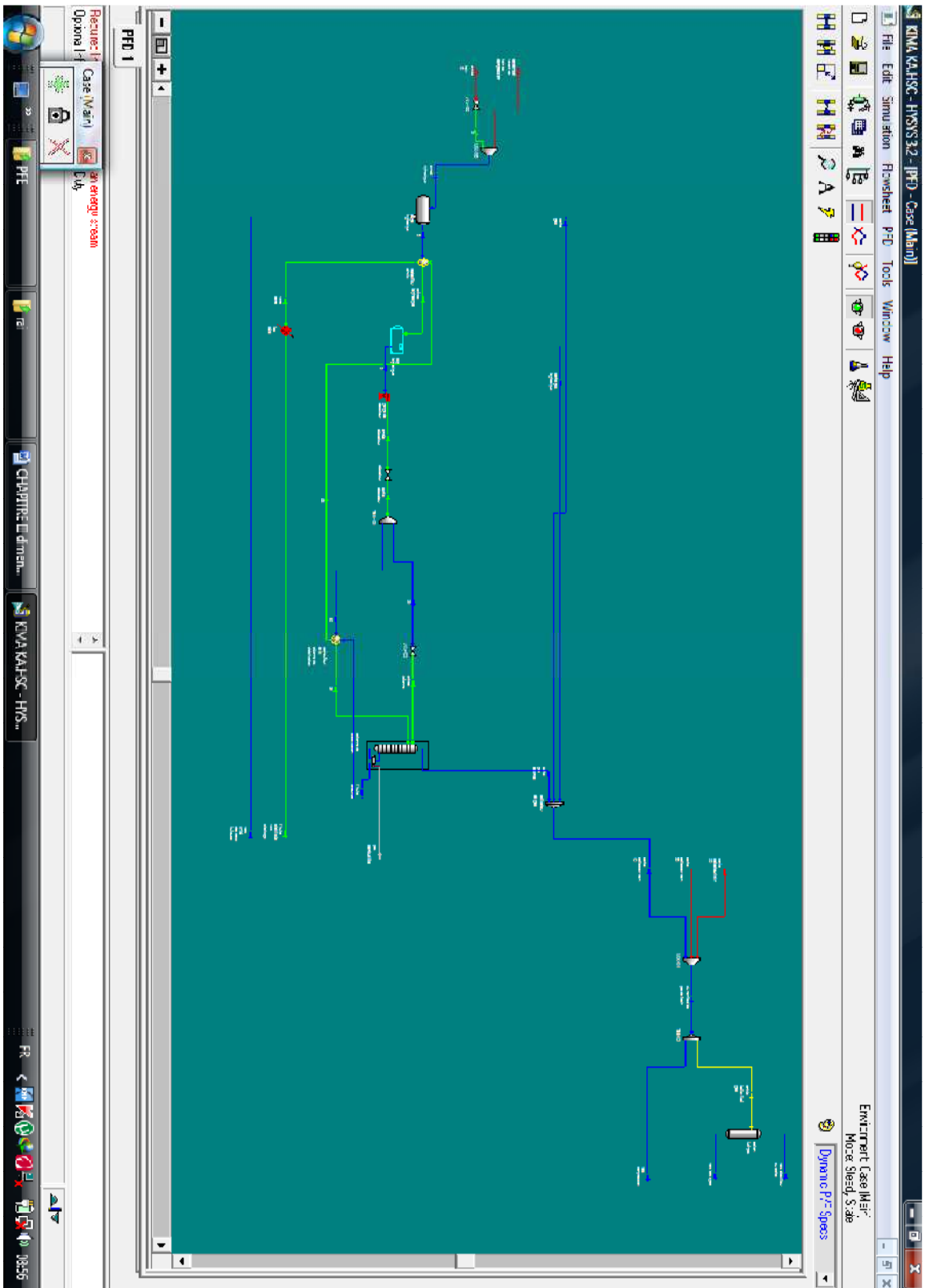


Figure III.5 : schéma présentant le train de stabilisation –train 10-

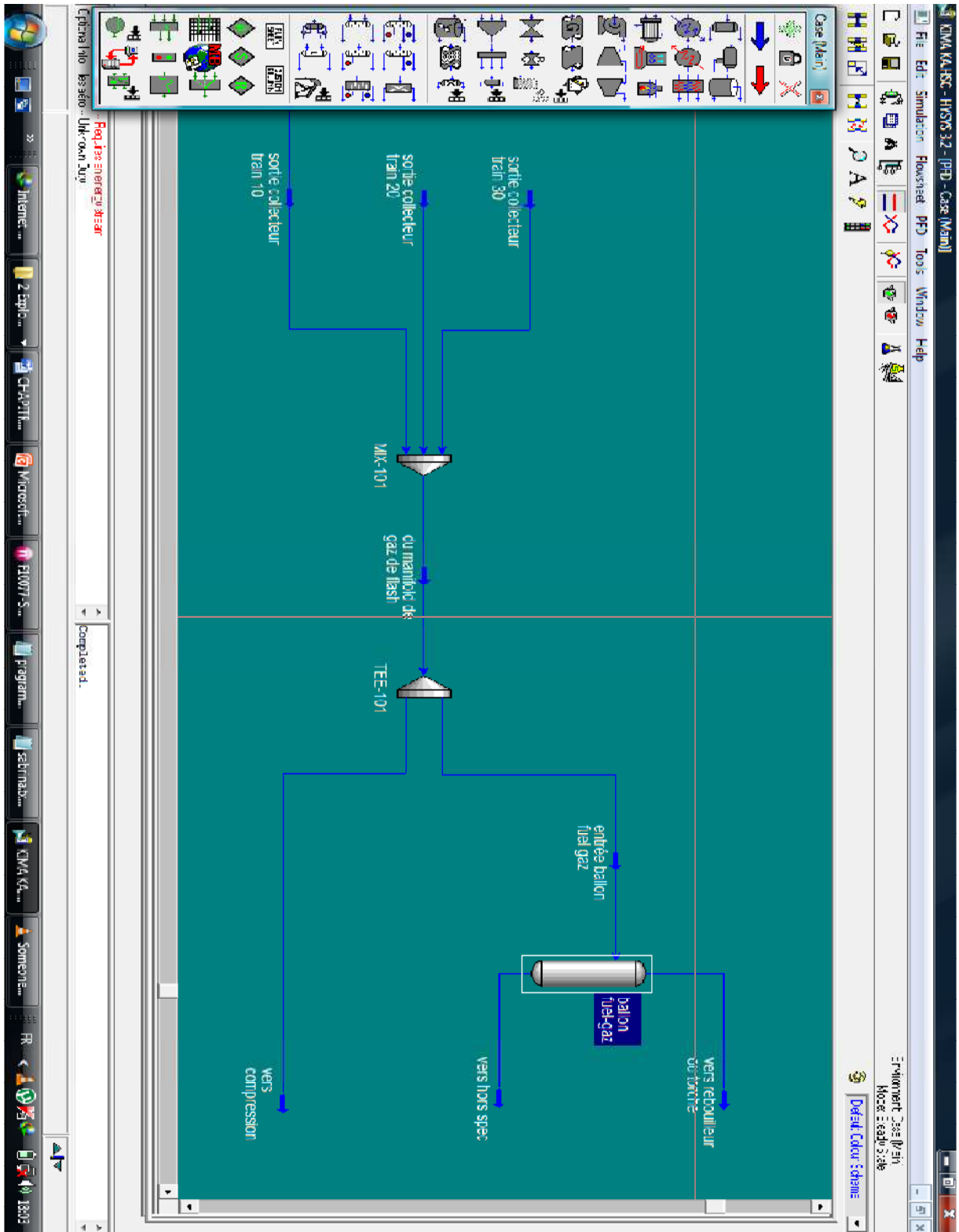


Figure III.6 : schéma présentant le ballon fuel-gas –flash drum-

III.4.4. Résultats

La convergence de notre simulation nous ramène à des résultats présentés dans la figure suivante :

Worksheet	Name	entrée ballon ft	vers hors spec	vers rebouilleur
Conditions	Vapour	1.0000	0.0000	1.0000
	Temperature [C]	72.89	72.89	72.89
	Pressure [kPa]	601.3	601.3	601.3
	Molar Flow [kgmole/h]	341.5	4.023e-004	341.5
	Mass Flow [kg/h]	1.500e+004	5.489e-002	1.500e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	29.96	7.127e-005	29.96
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.078e+005	-2.879e+005	-1.078e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	179.3	290.6	179.3
	Heat Flow [kJ/h]	-3.681e+007	-115.8	-3.681e+007

Figure III.7 : condition au niveau du ballon

Et pour les dimensions de notre ballon :

Rating	Geometry	Orientation	Volume [m3]	Diameter [m]	Height [m]
Sizing	Cylinder	Vertical	2.102	0.9144	3.200
		Horizontal			
Heat Loss					
Level Taps					
Options					
C.Over Setup					
C.Over Results					

Figure III.8 : dimensions du ballon

Finalement on aura :

Tableau III.12 : dimensions fournis par le simulateur

Dimensions du ballon fuel-gaz données par simulation sur HYSYS	
Volume [m ³]	2.102
Diamètre [m]	0.9144
Hauteur [m]	3.2

Tableau III.13 : Comparaison des résultats obtenus par simulation, calcul analytique et ceux du cas design au niveau du ballon

	Valeurs cas design	Valeurs calculées par Hysys	Valeurs calculées analytiquement
Volume [m ³]	2.355	2.102	2.714
Diamètre [m]	1	0.9144	0.994
Hauteur [m]	3	3.2	3.5

III.4.5. Conclusion

Les résultats obtenus des deux méthodes sont proches, la petite différence est liée aux différents facteurs utilisés dans le dimensionnement (facteurs de correction de Hold-up Time et Surge Time), pour le reste de notre calcul on utilise les résultats du calcul manuel.

La hauteur du nouveau ballon est plus grand de 16%, ce qui est justifié en tenant compte de :

- La variation des données (input) due à la variation des propriétés de brut.
- Compte tenu des pics de fraction liquide liés au problème dans la colonne.

III.5. CALCUL DE L'ÉPAISSEUR DU BALLON

Le calcul de l'épaisseur dépend de la forme de l'objet à calculer, donc calculant l'épaisseur pour la calandre cylindrique et les deux têtes ellipsoïdales.

III.5.1. Données de calcul

Tableau III.14 : données de calcul de l'épaisseur

Matériau calandre	Acier SA.516 GR.70
Matériau tête	Acier SA.516 GR.70
Température de design	T = 100 °C
Limite de rupture	S = 138.000 MPa
Pression interne de design	PI = 0.750 MPa
Pression due à la tête statique	PH = 0.007 MPa
Coefficient de soudure pour la calandre	E = 0.85
Coefficient de soudure pour la tête	E = 1.00
Surépaisseur de corrosion	C = 3.0 mm
Tolérance sur l'épaisseur calandre	C' = 0.3 mm
Tolérance sur l'épaisseur tête hémisphérique	C' = 0.1 mm
Diamètre	D = 2R = 1000mm

Remarque :

- Ces données sont prises de la documentation du constructeur de l'ancien ballon (Saipem).
- L'acier SA.516 GR.70 utilisé pour des températures et pressions modérés.
- Coefficient de soudure E : -1,00 si radiographie intégrale.

-0,85 si radiographient par points.

-0,70 sans radiographie.

Notons que la radiographie est un procédé de contrôle de la soudure.

III.5.3. Calcul d'épaisseur pour la calandre cylindrique

L'épaisseur d'un cylindre est donnée par la formule proposée par la documentation ASME (American Society of Mechanical Engineers)[12][13]:

$$e_{\text{cal}} = \frac{P \times R}{S \times E - 0.6 P} + C + C'$$

$$e_{\text{min}} = e_{\text{cal}} + e_{\text{tol}}$$

e_{tol} : Tolérance à ajouter sur l'épaisseur, en général ajouté 12,5%.

$$P = P_I + P_H = 0.757 \text{ MPa} = 0.077 \text{ kg/mm}^2$$

$$\text{On trouve } e_{\text{cal}} = 6.53 \text{ mm}$$

$$e_{\text{min}} = 7.35 \text{ mm}$$

C'est le diamètre minimum, à voir la valeur la plus proche disponible aux normes du marché.

III.5.4. Calcul d'épaisseur pour la tête hémisphérique

L'épaisseur d'un cylindre est donnée par la formule suivante :

$$e_{\text{min}} = \frac{P \times R}{S \times E - 0.1 P} + C + C'$$

$$e_{\text{min}} = e_{\text{cal}} + e_{\text{tol}}$$

$$P = P_I = 0.750 \text{ MPa} = 0.076 \text{ kg/mm}^2$$

$$\text{On trouve } e_{\text{cal}} = 5.80 \text{ mm}$$

$$e_{\text{min}} = 6.53 \text{ mm}$$

CHAPITRE IV :

Analyse des systèmes

de régulation du ballon

IV.1. INTRODUCTION

Le système gaz combustible permet d'alimenter les différents consommateurs (fours, pilotes de torche) en gaz combustible filtré et surchauffé.

Pour assurer le bon fonctionnement du ballon, il faut que la pression soit stable (pression opératoire 4,4 barg) et le niveau de liquide à 30 % à 40 %.

Donc, pour assurer ces conditions de fonctionnement des boucles de régulations sont associées à notre ballon.

IV.2. DEFINITION D'UNE BOUCLE DE REGULATION ET D'UN AUTOMATE

Une boucle de régulation est un dispositif constitué d'un ou plusieurs capteurs mesurant une quantité physique à contrôler, fournissant ainsi les données nécessaires au système de commande d'une machine ou d'un processus ce qu'on appelle un automate dont l'état est susceptible de modifier cette grandeur. [14]

Un automate programmable industriel (API) est un dispositif électronique programmable destiné à la commande de processus industriels par un traitement séquentiel. Il envoie des ordres vers les préactionneurs (partie opérative ou PO côté actionneur) à partir de données d'entrées (capteurs) (partie commande ou PC côté capteur), de consignes et d'un programme informatique.

IV.3. SYSTEME DE CONTROLE ET SECURITE DU PROCEDE

Une brève description du système de contrôle et sécurité de procédé sur le site UTBS.

- système DCS (Distributed Control System -Système de Contrôle Commande)
- F&G ("Fire & Gas" -Feu & Gaz-).
- ESD ("Emergency ShutDown" -Arrêt d'Urgence-).

Le système de contrôle commande reçoit les mesures du site et agit sur les organes de commande sur site, il reçoit aussi les consignes de l'opérateur, ce système est suivi d'un système d'alarmes, qui en cas de dépassement alerte l'opérateur par un avertissement visuel et sonore, le système d'alarme reçoit les informations soit directement du site signal en tout ou rien (pressostat, thermostat) ou suite à un seuil sur un signal continue (température, débit,) du système de contrôle procédé. Ces deux systèmes ne sont pas soumis à des exigences réglementaires et peuvent être intégrés dans un seul système **DCS (Distributed Control System)**.

La Figure IV.1 montre le principe de fonctionnement du procédé contrôle et protection.

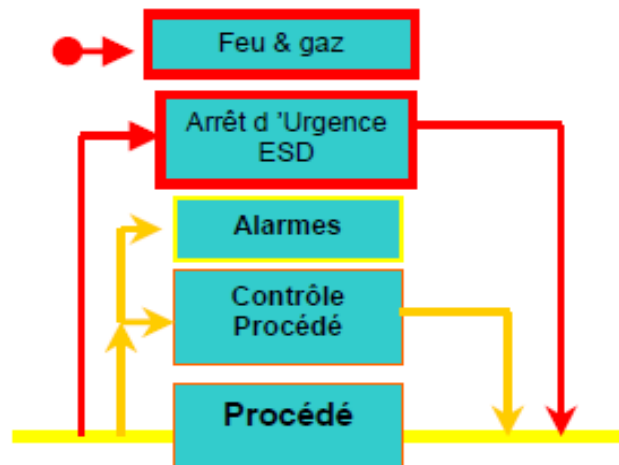


Figure IV.1 : Principe contrôle et protection

Si le procédé devient incontrôlable par l'opérateur et par le système de contrôle procédé, et une situation dangereuse menace de se développer, un arrêt d'urgence peut être actionné par l'opérateur ou par le système de sécurité suite à une détection d'une déviation dangereuse par ses propres instruments (PSHH, LSHH...).

Un système de sécurité **ESD** est au-delà du système de contrôle procédé, il reçoit les mesures (en général tout ou rien) directement du site et agit directement sur site (vanne **SOV Shut Off Valve**), il est indépendant du système de contrôle procédé, il est soumis à des exigences réglementaires et normatives, car il doit satisfaire un niveau d'exigence

en termes de sécurité et un niveau d'exigence en termes de disponibilité des installations de production.

Au-delà du système de contrôle procédé et système d'arrêt d'urgence il y a le **système de protection Feu et Gaz**, en cas de détection d'un feu ou fuite de gaz, il ordonne au système d'arrêt d'urgence d'agir et décharge l'agent d'extinction en cas de feu. Ce système est critique, il est aussi soumis à des exigences réglementaires et normatives.

Le contrôle et le monitoring des installations est rendu disponible à partir de la salle de contrôle et du local ingénieur.

IV.3.1. Que-est ce qu'un DCS ?

DCS -Distributed Control System- est un système numérique de contrôle à commandes réparties, utilisé pour le contrôle de procédés industriels tels que: le pétrole & gaz, le traitement des eaux, la fabrication du papier, en fonction des tâches qui lui ont été confiées.

Il se compose de :

- _ Un ensemble d'ordinateurs utilisé comme interface de conduite et de supervision.
- _ Contrôleurs à base de microprocesseurs utilisés pour le traitement des données échangées avec le procédé.
- _ Cartes d'entrées/sorties utilisées comme interface avec le procédé industriel.
- _ Interfaces de communication utilisées pour communiquer avec d'autres sous-systèmes à base d'automates programmables.
- _ Réseaux de communication (terrain, contrôle et information).

IV.3.2. Système de Sécurité ESD (Emergency Shut Down)

L'ESD permet en cas de détection de conditions anormales potentiellement dangereuses, d'effectuer de manière sûre et automatique, un arrêt d'urgence de l'usine / des équipements / des machines et la dépressurisation (avec action de l'opérateur), afin de protéger le personnel et le matériel.

IV.3.3. Niveaux de Sécurité

Les fonctions de sécurité sont réparties sur 3 niveaux :

- ESD (Niveau 1 – arrêt total impliquant l’usine entière, ces arrêts sont gérés par un automate de sécurité) (appelé ESD0)
- PSD (Niveau 2 – process shutdown et dépressurisation impliquant un ou plusieurs équipements, ces arrêts sont gérés par un automate de sécurité) (PSD1, PSD2)
- USD (Niveau 3 – unit shutdown impliquant uniquement une section ou un équipement, ces arrêts sont gérés par le DCS et non par un automate de sécurité) (PSD3)

Les niveaux 1, 2 et 3 (ESD, PSD1/PSD2 et PSD3) sont traités par un automate de sécurité, objet de ce cours et appelé globalement système ESD, en charge des arrêts d’urgence et de la dépressurisation ainsi que des arrêts unité.

En cas de détection de feu ou de gaz (à l’intérieur ou à l’extérieur des locaux), des sorties digitales du système Feu et Gaz (F&G), câblées sur des entrées de l’ESD, déclencheront certaines actions procédés.

La logique de sécurité et la logique de dépressurisation ainsi que la logique d’arrêt d’unité sont traitées dans des contrôleurs communs.

IV.4. BOUCLES DE REGULATION ASSOCIEE A NOTRE BALLON

IV.4.1. Contrôle de la pression

En fonctionnement normal, la pression dans le ballon de gaz combustible est celle du collecteur de gaz de flash (4.4 barg). Dans le cas où la quantité de gaz de flash est insuffisante par rapport au besoin en gaz combustible (par exemple lors de déclenchement des unités de traitement d’huile ou en démarrage pour le séchage de four) le contrôleur de pression (PT)(pressor transmeter) va transmettre un signal vers le (DCS) ce dernier analysera le signal et donnera l’ordre pour ouvrir la vanne (PV) (pressor valve) afin d’admettre un gaz du pipeline d’expédition de gaz (gaz de secours) vers le ballon de gaz combustible et d’obtenir ainsi la pression voulu.

IV.4.2. Contrôle de niveau de liquide

La régulation du niveau est réalisée par le contrôleur de niveau (LT) (level transmitter) de type tout ou rien, qui ouvre la vanne de sortie condensat (LV) sur niveau haut et ferme sur niveau bas.

IV.4.3. Niveau de glace (LG) et pressure gauge (PG)

Pour des mesures de sécurité, on ajoute un autre appareil destiné à l'indication visuelle instantanée d'un niveau de liquide dans un réservoir, et un manomètre pour la lecture de pression, ça nous permet de vérifier le bon fonctionnement de contrôleurs de niveau et de pression.

IV.4.4. Tableau résumant les différentes consignes

Le tableau IV.1. Ci-dessous donne les différentes consignes, relatives au niveau du liquide et de la pression.

Tableau IV.1 : Tableau résumant les différentes consignes

Niveau de liquide	DCS	LAH 32 %	Ouverture de la vanne (LV)
		LAL 28 %	Fermeture de la vanne (LV)
	ESD	LSHH 74 %	Fermeture de vannes de distribution(SDV) Fermeture de la vanne d'alimentation du four(SDV)
		LSLL 21 %	Fermeture de la vanne sortie condensat
Pression	DCS	PAH 5.5 barg	Ouverture soupape (vers torche)
		PAL 3 barg	Ouverture de la vanne de secours 28 bar (PV)
	ESD	PSHH 6.5 barg	Fermeture des vannes d'alimentation (SDV)
		PSLL 2 barg	fermeture de la vanne d'alimentation du four

IV.4.5. Boucle de sécurité ESD

Dans le cas où le niveau de liquide ou la pression atteignent des niveaux qui menacent le fonctionnement du ballon (ces niveaux sont indiqués dans le tableau de consignes), le système ESD agit indépendamment du système DSC afin de protéger le matériel et le personnel [15].

La figure IV.2. montre le schéma de régulation du ballon fuel- gaz [16].

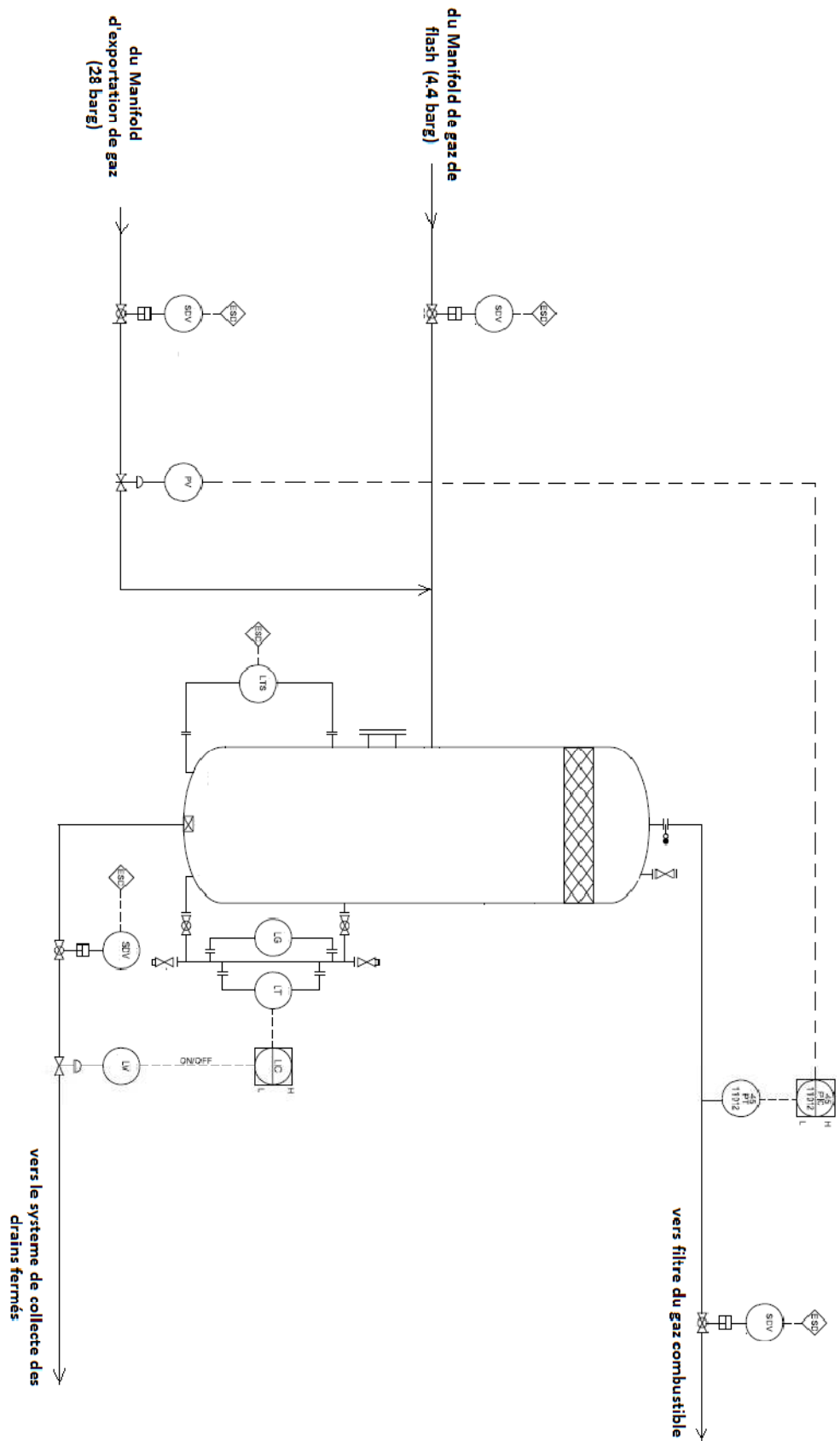


Figure IV.2 : Système de régulation du ballon fuel-gaz

Chapitre V :

Gestion de la maintenance du ballon assistée par ordinateur

V.1. GENERALITES SUR LA GESTION DE MAINTENANCE ASSISTEE PAR ORDINATEUR

V.1.1. Introduction

La gestion de maintenance assistée par ordinateur (souvent abrégée en GMAO) est une méthode de gestion assistée d'un logiciel destiné aux services de maintenance d'une entreprise afin de l'aider dans ses activités [17].

V.1.2. Fonctionnalités d'une GMAO

La GMAO vise en premier lieu à assister les services de maintenance des entreprises dans leurs missions. Un service de maintenance, cherche à maintenir ou à rétablir un bien (équipement) dans un état spécifié afin que celui-ci soit en mesure d'assurer un service déterminé. La GMAO peut également être utile dans d'autres services de l'entreprise, telle que la production ou l'exploitation (afin de fournir des informations sur l'état des équipements), ainsi que la direction financière ou générale de l'entreprise, en fournissant des indicateurs facilitant les prises de décisions en matière de renouvellement de parc, à titre d'exemple.

Les fonctions les plus courantes de ces progiciels sont :

- Gestion des équipements : inventaire des équipements, localisation, gestion d'information dédiée par type d'équipement (production, bâtiments, véhicules, réseaux, ordinateurs, etc.) ;
- Gestion de la maintenance : corrective (avec OT : ordre de travaux, ou BT : bon de travaux, ou ODM : ordre de maintenance), préventive (systématique, conditionnelle, prévisionnelle), etc. Ce module comporte souvent des fonctionnalités ouvertes à des utilisateurs au-delà du service de maintenance, comme une gestion des demandes d'intervention (DI), permettant à toute personne autorisée de l'entreprise de signaler une anomalie devant être prise en considération par la maintenance ;

- Gestion de la mise en sécurité des installations pour les travaux de maintenance : consignation, centralisation, autorisation de sécurité, déconsignation, etc., pour permettre le verrouillage optimal d'une installation pendant des opérations de maintenance ;
- Gestion des stocks : magasins, quantités minimum ou maximum de réapprovisionnement, analyse ABC, listes de sélection (pick-lists), référencement et recherche, articles de rechange, catalogue fournisseurs, etc..
- Gestion des achats : de pièces détachées ou de services (sous-traitance, forfait ou régie), cycle devis / demande d'achat / commande / réception & retour fournisseur, facturation, etc...
- Gestion du personnel et planning : activités, métiers, planning de charge, prévisionnel, pointage des heures, etc...
- Gestion des coûts et budget : de main d'œuvre, de stocks, d'achat, de location de matériel, etc., préparation des budgets, suivi périodique, rapports d'écart, etc...
- Indicateurs clés de performance (key performance indicators, KPI) : cockpit de pilotage ou tableau de bord pour le manager (requêtes de base de données concernant des statistiques, des alertes, etc.).

D'autres fonctionnalités existent : gestion de l'inspection, métrologie, normes, code - barres,...

La GMAO est généralement la seule application de l'entreprise ayant une description complète et technique de l'ensemble des équipements de celle-ci. Ce constat a amené progressivement certaines GMAO à proposer des fonctionnalités s'appuyant sur cette connaissance d'équipements, mais sortant du cadre de la maintenance au sens strict. On peut citer, à titre d'exemple, le suivi de certaines réglementations (ATEX dans l'industrie, contrôle technique de véhicule, matério- vigilance dans les hôpitaux, etc.), ou la gestion de certains processus métier liés aux équipements (suivi des consommations dans les transports, gestion des plans dans le bâtiment, etc.). L'ajout de ces fonctionnalités a amené les éditeurs à parler de plus en plus de logiciels de gestion des biens d'équipement (asset- management) pour souligner que leurs applications avaient vocation à être utilisées bien au-delà du service de maintenance.

V.1.3. Secteurs d'activité concernés

Tous les secteurs d'activité qui ont des équipements à maintenir sont potentiellement concernés par l'exploitation d'un outil de GMAO. On peut ainsi citer les secteurs :

- de l'industrie (automobile, pharmaceutique, etc.) ;
- de la production, de la maintenance corrective et préventive ;
- de l'énergie (gaz, pétrole, électricité, etc.) ;
- des transports (routier, ferroviaire, aérien, transports publics, etc.) ;
- médicaux (hôpitaux, cliniques, etc.) ;
- de l'immobilier (HLM, locatif, d'entreprise et sièges sociaux, moyens généraux, etc.) ;
- de la grande distribution ;
- des collectivités locales (communauté urbaine, agglomération, aéroport, etc.) ;
- des travaux publics ;
- des télécoms (gestion des équipements réseau) ;
- etc.

V.2. APPLICATION DE LA GMAO SUR NOTRE BALLON

V.2.1. Introduction

Suite à l'importance de la GMAO, SONATRACH a commencé son utilisation dans ses services de maintenance afin de l'aider dans ses activités. L'entreprise utilise le logiciel Datastream dans ces différentes unités.

V.2.2. Généralités sur Datastream

Datastream 7i est un système complet basé sur gestion productive des actifs. Il est conçu pour gérer efficacement et de manière performante les actifs physiques et les fonctions de maintenance. Datastream gère la maintenance préventive d'inspection, le

stock, la planification de projet, ainsi que les garanties et documents similaires. Il s'intègre également aux autres applications de gestion financière [18].

V.2.3. Application

Notre ballon va être décomposé en trois éléments principaux :

- Le ballon ;
- La boucle de régulation de pression ;
- La boucle de régulation de niveau.

L'intégration du notre équipement dans le Datastream va être comme suit :

✓ **Fonction [OMONJC]**

Cette fonction sert à créer l'équipement, donc on va l'utiliser pour définir les nouveaux éléments : le ballon, la boucle de régulation de pression et la boucle de régulation de niveau.

✓ **Fonction [ODSRTU]**

Elle Définit les relations arborescentes entre les équipements pour relier les coûts et les lectures de compteurs.

✓ **Fonction [ODUSGD]**

Cette fonction permet de définir le compteur logique associé à notre équipement qui est **day (jour)**.

La Figure V.1 montre le schéma des liens d'arborescences ballon-boucles.

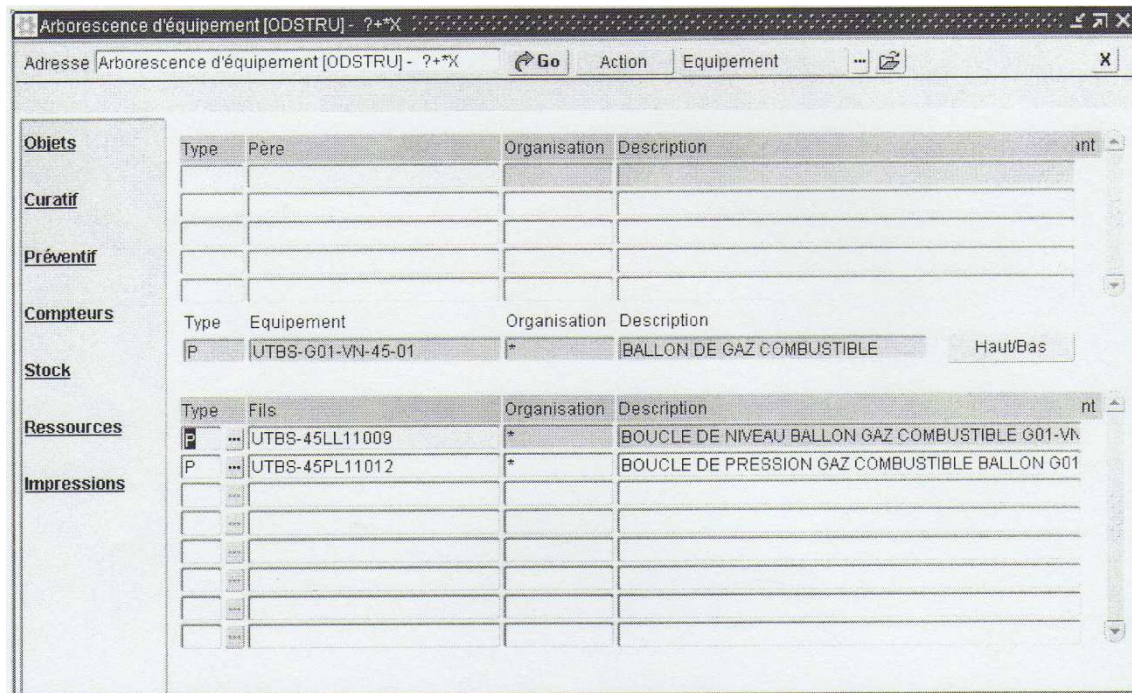


Figure V.1 : Schéma indiquant les liens d'arborescences ballon-boucles.

✓ **Fonction [WMPPMS]**

On va définir les plans de maintenance comme suit :

- Révision triennale du ballon contient les instructions suivantes :

Instructions de la révision triennale	
1) Mise sous joints plains.	7) Uesure d'épaisseur des parois.
2) Ouverture du ballon.	8) Métallisation.
3) Dégazage.	9) Revetement.
4) Nettoyage interne.	10) Fermeture trou d'homme.
5) Visite interne et externe.	11) Dépose des joints pleins.
6) Sablage.	12) Calorifugeage.

La Figure V.2 montre le plan de maintenance triennal du ballon.

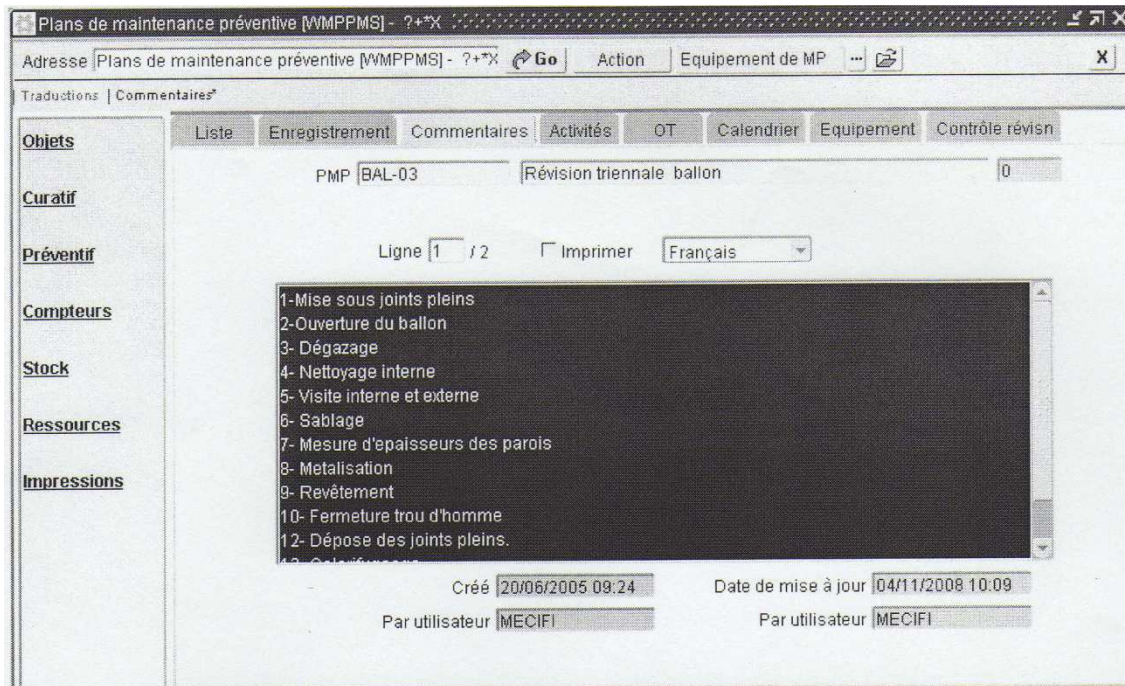


Figure V.2 : Plan de maintenance triennal du ballon.

- Révision décennale du ballon contient les instructions suivantes :

1. Instructions de la révision triennale.
2. Réé preuve hydraulique concluante (test hydrostatique).

- Révision des boucles :

Le plan va être structuré en trois niveaux :

N1→83 jours.

N2→256 jours.

N3→1000 jours.

Instructions données pour le Niveau 1	
1) Vérification des éventuelles fuites sur tous les instruments.	7) Nettoyage extérieur du transmetteur.
2) Graissage de la vanne.	8) Serrage des presses étoupes de la vanne.
3) Purge du transmetteur.	9) Inspection visuelle des niveaux à glace.
4) Vérification du zéro.	10) Inspection du régulateur.
5) Nettoyage extérieur de la vanne.	11) Vérification visuelle des détendeurs.
6) Nettoyage extérieur du positionneur.	12) Test des lampes de signalisation.

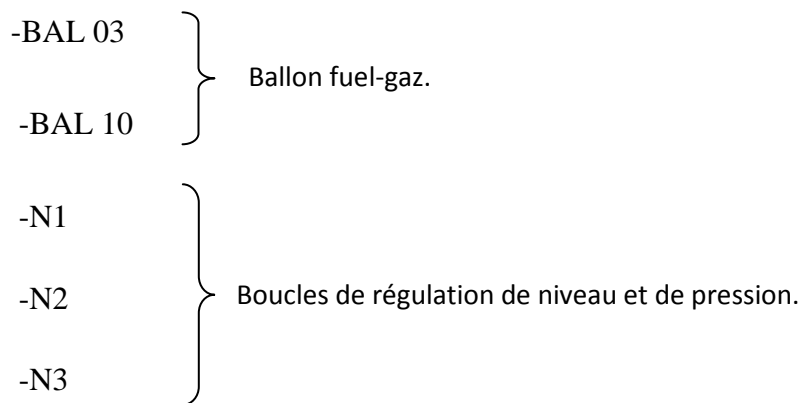
Instructions données pour le Niveau 2	
1) Instructions données pour le Niveau 1.	6) Démontage des manomètres et thermomètres de la boucle.
2) Vérification de l'ouverture et fermeture de la vanne.	7) Etalonnage des manomètres de la boucle.
3) Etalonnage de l'enregistreur.	8) Vérification des thermomètres de la boucle.
4) Etalonnage de l'indicateur.	9) Vérification et indication et clé de température.
5) Alignement et étalonnage du régulateur.	

Instructions données pour le Niveau 3	
1) Dépose des instruments.	7) Synchronisation des chaînes.
2) Vérification de l'isolement des câbles sur site.	8) Dépose de la vanne de régulation :
3) Vérifications des différents instruments.	-démontage de la vanne à l'atelier.
4) Etalonnage de : transmetteur, enregistreur, le régulateur, indicateur, manomètre.	-inspection de la partie interne.
5) Réglage des seuils des instruments de protection.	-remontage de la vanne.
6) Remontage des instruments.	-étalonnage de la vanne.
	-test d'étanchéité de la vanne.
	9) Manœuvrer la vanne 10 fois.

Cet ensemble d'instruction est donné par un groupe d'ingénieurs expérimentés et spécialisés, ayant comme base les différents conseils donnés par les constructeurs [18].

✓ **Fonction [WMTASK]**

Cette fonction permet d'attribuer les plans de maintenance aux équipements.



Conclusion générale

L'économie algérienne est dépendante essentiellement de l'exportation des matières premières, en particulier, le gaz naturel et le pétrole. Les unités de production et de traitement doivent, par conséquent, assurer la production au temps voulu, en qualité et en quantité, pour répondre à la demande du marché en évitant les pertes pouvant se chiffrer à plusieurs millions de dollars.

Le ballon de gaz combustible de l'unité de traitement de brut sud (UTBS) de la Sonatrach, a été dimensionné pour recevoir une certaine quantité d'hydrocarbures liquide. En raison de changement des caractéristiques du brut (particulièrement l'augmentation de la quantité d'eau dans le brut), l'unité se retrouve avec un excédant de liquide qui entraîne un engorgement rapide de ce ballon par « haut niveau » suivi de l'extinction des brûleurs, après du l'arrêt des fours et à la fin du déclenchement des trois trains de production.

Les conséquences engendrées par ces aléas sont : la perte de production, une perte énorme de temps durant l'opération de nettoyage de la ligne allant du ballon aux fours, une consommation excessive des cartouches filtrantes, une augmentation de la fréquence d'intervention sur les différents équipements de la chaîne (filtres, brûleurs, pilotes, transmetteurs, transformateurs d'allumage des fours...) et par conséquent la diminution de leur fiabilité et la mobilisation d'un grand nombre d'agents (maintenance et exploitation) à chaque opération de maintenance et/ou de démarrage.

L'analyse d'un train de stabilisation de l'unité de traitement de brut sud, a montré que l'installation d'un deuxième ballon séparateur liquide- gaz est nécessaire pour garantir le bon fonctionnement de l'unité de production.

Le travail présenté dans ce mémoire est relatif à une étude de dimensionnement et d'installation d'un ballon séparateur liquide- gaz dans le but d'assurer la marche perpétuelle du train de stabilisation de l'UTBS. Dans cet esprit, une description du process et une analyse des techniques de séparation existantes a été établie. Cette

description a été suivie par un dimensionnement du ballon de gaz combustible, basé essentiellement sur un calcul analytique et conforté par une simulation sur le logiciel HYSYS.

L'étude du dimensionnement du ballon a été complétée par un travail supplémentaire consistant en la conception de boucles de régulations et la proposition de plans de maintenances par utilisation de logiciel GMAO (Gestion de la Maintenance Assistée par Ordinateur).

Il est à souligner que les données d'entrée relatives à ce dimensionnement ont été fournies par le laboratoire de l'unité. Les résultats de dimensionnement obtenus, dans le cadre de cette étude, ont donné satisfaction et ont eu l'aval du bureau d'étude. Le lancement dans la fabrication de ce nouveau ballon est en cours.

Bibliographie

- [1] Fichier de présentation des champs de Hassi messaoud, 2003.
- [2] : <http://www.sonatrach-dz.com/presentation.html>
- [3] : manuel opératoire. Tronc commun (Saipem ENC0146W)
- [4] : Technique et appareillage de séparation [Pierre Wuithier]
- [5] : TER LINDEN (A.J). Inst. Mech. Eng. Process, 1449,160.p 233.
- [6] : La mécanique des suspensions dans le cas des cyclones. J . des Recherches du C.N.R.S, 1947, n 6°.
- [7] : UTBS
- [8] : Chemical Engineering Process, October 1993 pdf
- [9] : www.enscp.fr/edgpht/IMG/doc/usinev_part1.doc. Chap 3
- [10] : Manuel HYSYS. Chap 3
- [11] : N° 1151 ARH / CT / ZA / 10 Dvision Activités Contrôle Technique ; Dossier finale DPEM 1418-013
- [12] : ASME
- [13]: Oil and gaz separators ; H. Vernon Smith . Meridian Corp.
- [14] : Fr.wikipedia.org
- [15] : PFD; Schéma des procédés(Saipem)
- [16] : régulation
- [17] : www.GMAO.com
- [18] : manuel datastream

Annexes



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\Users\Bilal\oo\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA
Unit Set: SI
Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Material Stream: condensat venant de train d

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.1177	0.1177	0.7228	0.1596
Temperature: (C)	41.90	41.90	41.90	41.90
Pressure: (kPa)	751.3	751.3	751.3	751.3
Molar Flow (kgmole/h)	297.2	34.97	214.8	47.42
Mass Flow (kg/h)	1.561e+004	1548	1.321e+004	854.3
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.37	3.101	22.41	0.8561
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.681e+005	-1.099e+005	-1.520e+005	-2.841e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	103.0	163.9	103.0	57.98
Heat Flow (kJ/h)	-4.997e+007	-3.844e+006	-3.266e+007	-1.347e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	25.38	3.013	21.99	0.8419

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Molecular Weight	52.52	44.25	61.48	18.02
Molar Density (kgmole/m3)	2.245	0.3230	9.252	55.21
Mass Density (kg/m3)	117.9	14.29	568.8	994.7
Act. Volume Flow (m3/h)	132.4	108.3	23.22	0.8589
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-3202	-2483	-2473	-1.577e+004
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.960	3.703	1.675	3.218
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	132.2	83.14	152.2	77.75
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.517	1.879	2.475	4.316
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	—	—	—	4.421e-003
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	—	—	—	2.454e-004
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.1176	0.1176	0.8499	3.246e-002
Phase Fraction [Mass Basis]	9.916e-002	9.916e-002	0.8461	5.473e-002
Partial Pressure of CO2 (kPa)	6.616	—	—	—
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	—	108.3	—	—
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	11.27	11.28	9.584	55.39
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	132.2	83.14	152.2	77.75
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	7027	827.0	5079	1121
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	591.9	499.1	589.3	998.0
Act. Liq. Flow (m3/s)	6.688e-003	—	6.449e-003	2.386e-004
Z Factor	—	0.8881	3.100e-002	5.195e-003
Watson K	13.62	14.92	13.47	8.517
User Property	—	—	—	—
Cp/(Cp - R)	1.067	1.111	1.058	1.120
Cp/Cv	1.014	1.179	1.058	1.156
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.207e+004	3.207e+004	3.207e+004	3.207e+004
Kinematic Viscosity (cSt)	—	0.6456	0.2708	0.6319
Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	615.0	513.6	600.5	1015
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	25.38	3.013	21.99	0.8419
Liquid Fraction	0.8823	0.0000	1.000	1.000
Molar Volume (m3/kgmole)	0.4454	3.096	0.1081	1.811e-002
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	610.6	—	—	—
Phase Fraction [Molar Basis]	0.1177	0.1177	0.7228	0.1596
Surface Tension (dyne/cm)	—	—	9.937	69.16
Thermal Conductivity (W/m-K)	—	2.062e-002	9.133e-002	0.6339
Viscosity (cP)	—	9.227e-003	0.1540	0.6285
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	123.9	74.83	143.9	69.43
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.358	1.691	2.340	3.854
Cv (kJ/kgmole-C)	130.4	70.54	143.9	67.23
Mass Cv (kJ/kg-C)	2.482	1.594	2.340	3.732
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	—	70.47	—	—
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	—	1.592	—	—
Cp/Cv (Ent. Method)	—	1.180	—	—
Reid VP at 37.8 C (kPa)	704.8	1766	569.1	—
True VP at 37.8 C (kPa)	943.9	2532	690.9	1261



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\Users\Bilaloo\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Material Stream: condensat venant de train d

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	25.85	3.013	21.99	0.8419

COMPOSITION

Overall Phase Vapour Fraction 0.1177

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Nitrogen	0.0594 *	0.0002 *	1.6649 *	0.0001 *	0.0021 *	0.0001 *
H2O	48.0227 *	0.1616 *	865.1341 *	0.0554 *	0.8669 *	0.0329 *
CO2	0.4755 *	0.0016 *	20.9254 *	0.0013 *	0.0254 *	0.0010 *
Methane	1.7236 *	0.0058 *	27.6513 *	0.0018 *	0.0924 *	0.0035 *
Ethane	16.6713 *	0.0561 *	501.3029 *	0.0321 *	1.4094 *	0.0534 *
Propane	72.8662 *	0.2452 *	3213.1788 *	0.2059 *	6.3417 *	0.2405 *
i-Butane	20.6831 *	0.0696 *	1202.1817 *	0.0770 *	2.1392 *	0.0811 *
n-Butane	55.6006 *	0.1871 *	3231.7270 *	0.2070 *	5.5412 *	0.2101 *
i-Pentane	19.1378 *	0.0644 *	1380.8090 *	0.0885 *	2.2148 *	0.0840 *
n-Pentane	29.9845 *	0.1009 *	2163.4104 *	0.1386 *	3.4355 *	0.1303 *
heptane*	9.0043 *	0.0303 *	864.4089 *	0.0554 *	1.1890 *	0.0451 *
octane*	3.2689 *	0.0110 *	349.7694 *	0.0224 *	0.4739 *	0.0180 *
nonanes*	1.3967 *	0.0047 *	169.0007 *	0.0108 *	0.2218 *	0.0084 *
décanes*	0.5349 *	0.0018 *	71.6775 *	0.0046 *	0.0920 *	0.0035 *
undecanes*	0.2377 *	0.0008 *	34.9472 *	0.0022 *	0.0440 *	0.0017 *
dodécanesplus*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
dodéceastplus*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Octane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Nonane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	17.5330 *	0.0590 *	1510.9612 *	0.0968 *	2.2801 *	0.0865 *
Total	297.2000	1.0000	15608.7504	1.0000	26.3693	1.0000

Vapour Phase

Phase Fraction 0.1177

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Nitrogen	0.0542	0.0016	1.5187	0.0010	0.0019	0.0006
H2O	0.3724	0.0106	6.7095	0.0043	0.0067	0.0022
CO2	0.3080	0.0088	13.5544	0.0088	0.0164	0.0053
Methane	1.3607	0.0389	21.8291	0.0141	0.0729	0.0235
Ethane	7.6666	0.2192	230.5341	0.1489	0.6481	0.2090
Propane	16.0356	0.4585	707.1237	0.4569	1.3956	0.4501
i-Butane	2.3340	0.0667	135.6643	0.0877	0.2414	0.0779
n-Butane	4.8099	0.1375	279.5716	0.1806	0.4794	0.1546
i-Pentane	0.7845	0.0224	56.5999	0.0366	0.0908	0.0293
n-Pentane	0.9760	0.0279	70.4177	0.0455	0.1118	0.0361
heptane*	0.0480	0.0014	4.6051	0.0030	0.0063	0.0020
octane*	0.0084	0.0002	0.9019	0.0006	0.0012	0.0004
nonanes*	0.0014	0.0000	0.1672	0.0001	0.0002	0.0001
décanes*	0.0002	0.0000	0.0281	0.0000	0.0000	0.0000
undecanes*	0.0000	0.0000	0.0070	0.0000	0.0000	0.0000
dodécanesplus*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
dodéceastplus*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.2150	0.0061	18.5256	0.0120	0.0280	0.0090
Total	34.9750	1.0000	1547.7578	1.0000	3.1008	1.0000



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\Users\Bilaloo\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA
Unit Set: SI
Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Material Stream: condensat venant de train d

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase Phase Fraction 0.7228

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Nitrogen	0.0052	0.0000	0.1461	0.0000	0.0002	0.0000
H2O	0.2295	0.0011	4.1341	0.0003	0.0041	0.0002
CO2	0.1664	0.0008	7.3243	0.0006	0.0089	0.0004
Methane	0.3629	0.0017	5.8223	0.0004	0.0194	0.0009
Ethane	9.0046	0.0419	270.7689	0.0205	0.7613	0.0340
Propane	56.8305	0.2646	2506.0551	0.1898	4.9461	0.2207
i-Butane	18.3490	0.0854	1066.5174	0.0808	1.8978	0.0847
n-Butane	50.7906	0.2365	2952.1554	0.2235	5.0618	0.2258
i-Pentane	18.3533	0.0854	1324.2091	0.1003	2.1240	0.0948
n-Pentane	29.0085	0.1350	2092.9927	0.1585	3.3236	0.1483
heptane*	8.9563	0.0417	859.8038	0.0651	1.1827	0.0528
octane*	3.2604	0.0152	348.8675	0.0264	0.4727	0.0211
nonanes*	1.3953	0.0065	168.8335	0.0128	0.2216	0.0099
décanes*	0.5347	0.0025	71.6494	0.0054	0.0920	0.0041
undecanes*	0.2377	0.0011	34.9402	0.0026	0.0440	0.0020
dodécanesplus*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
dodéceastplus*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	17.3181	0.0806	1492.4356	0.1130	2.2522	0.1005
Total	214.8032	1.0000	13206.6554	1.0000	22.4124	1.0000

Aqueous Phase Phase Fraction 0.1596

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	47.4208	1.0000	854.2904	0.9999	0.8560	0.9999
CO2	0.0011	0.0000	0.0467	0.0001	0.0001	0.0001
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
heptane*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
octane*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
nonanes*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
décanes*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
undecanes*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
dodécanesplus*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
dodéceastplus*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	47.4219	1.0000	854.3373	1.0000	0.8561	1.0000

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Nitrogen	77.86	63.85	1.235e+004
H2O	5.860e-002	9.968	1.065e-002
CO2	13.79	11.37	393.7
Methane	28.11	23.03	9.058e+006



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\Users\Bilaloo\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA
Unit Set: SI
Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Material Stream: condensat venant de train d

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Ethane	6.383	5.229	3.317e+008
Propane	2.116	1.733	3.255e+010
i-Butane	0.9537	0.7812	---
n-Butane	0.7100	0.5816	---
i-Pentane	0.3205	0.2625	---
n-Pentane	0.2522	0.2066	---
heptane*	4.016e-002	3.289e-002	---
octane*	1.938e-002	1.588e-002	---
nonanes*	7.425e-003	6.082e-003	---
décanes*	2.942e-003	2.410e-003	---
undecanes*	1.510e-003	1.237e-003	---
dodécanesplus*	---	---	---
dodéceastplus*	---	---	---
n-Heptane	---	---	---
n-Octane	---	---	---
n-Nonane	---	---	---
n-Hexane	9.307e-002	7.624e-002	---

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Mixer: MIX-100		

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

DYNAMICS

Pressure Specification (Active):	751.3 kPa *
Flow Specification (Active)	Molar: 297.2 kgmole/h * Mass: 1.561e+004 kg/h Std Ideal Liq Volume: 26.37 m3/h

User Variables

NOTES

Description

Material Stream: entrée train 10

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.8346	0.1654
Temperature: (C)	50.00 *	50.00	50.00
Pressure: (kPa)	1401 *	1401	1401
Molar Flow (kgmole/h)	5000 *	4173	827.0
Mass Flow (kg/h)	5.815e+005	5.666e+005	1.490e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	751.5	736.6	14.93
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.924e+005	-2.941e+005	-2.834e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	241.1	277.0	59.96
Heat Flow (kJ/h)	-1.462e+009	-1.227e+009	-2.344e+008
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	724.8 *	714.9	14.68

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase
Molecular Weight	116.3	135.8	18.02
Molar Density (kgmole/m3)	6.596	5.617	54.87
Mass Density (kg/m3)	767.1	762.6	988.7



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\Users\Bilaloo\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Material Stream: entrée train 10 (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase		
12	Act. Volume Flow (m3/h)	758.1	743.0	15.07		
13	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2514	-2166	-1.573e+004		
14	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.073	2.040	3.328		
15	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	245.4	278.6	77.81		
16	Mass Heat Capacity (kJ/Kg-C)	2.110	2.052	4.319		
17	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---	9.485e-002		
18	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---	5.264e-003		
19	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	0.9801	1.987e-002		
20	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	0.9744	2.562e-002		
21	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---	---		
22	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
23	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---		
24	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	6.653	5.665	55.39		
25	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	245.4	278.6	77.81		
26	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.182e+005	9.867e+004	1.955e+004		
27	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	773.8	769.2	997.9		
28	Act. Liq. Flow (m3/s)	0.2106	0.2064	4.186e-003		
29	Z Factor	---	9.286e-002	9.505e-003		
30	Watson K	11.91	11.91	8.360		
31	User Property	---	---	---		
32	Cp/(Cp - R)	1.035	1.031	1.120		
33	Cp/Cv	1.143	1.148	1.160		
34	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.237e+005	1.237e+005	1.237e+005		
35	Kinematic Viscosity (cSt)	1.287	1.205	0.5504		
36	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	802.4	792.6	1015		
37	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	724.8	714.9	14.68		
38	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000		
39	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1516	0.1780	1.822e-002		
40	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1064	---	---		
41	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.8346	0.1654		
42	Surface Tension (dyne/cm)	---	17.35	67.73		
43	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1182	0.1149	0.6432		
44	Viscosity (cP)	0.9873	0.9191	0.5442		
45	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	237.1	270.3	69.50		
46	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.038	1.990	3.857		
47	Cv (kJ/kgmole-C)	214.7	242.7	67.09		
48	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.846	1.788	3.723		
49	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---		
50	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---		
51	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---		
52	Reid VP at 37.8 C (kPa)	321.0	321.0	---		
53	True VP at 37.8 C (kPa)	1063	1063	3310		
54	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	729.5	714.9	14.68		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
61	Nitrogen	7.9984 *	0.0016 *	224.0592 *	0.0004 *	0.0004 *
62	H2O	832.8334 *	0.1666 *	15003.5780 *	0.0258 *	0.0200 *
63	CO2	13.4973 *	0.0027 *	594.0122 *	0.0010 *	0.0010 *
64	Methane	93.9812 *	0.0188 *	1507.7311 *	0.0026 *	0.0067 *
65	Ethane	210.4579 *	0.0421 *	6328.4484 *	0.0109 *	0.0237 *
66	Propane	319.4361 *	0.0639 *	14086.1743 *	0.0242 *	0.0370 *
67	i-Butane	74.4851 *	0.0149 *	4329.3722 *	0.0074 *	0.0103 *
68	n-Butane	211.9576 *	0.0424 *	12319.8242 *	0.0212 *	0.0281 *
69	i-Pentane	127.4745 *	0.0255 *	9197.4131 *	0.0158 *	0.0196 *



TEAM LND
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\Users\Bilaloo\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Material Stream: entrée train 10 (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Pentane	242.4515 *	0.0485 *	17493.1191 *	0.0301 *	27.7788 *	0.0370 *
heptane*	391.9216 *	0.0784 *	37624.4751 *	0.0647 *	51.7531 *	0.0689 *
octane*	281.9436 *	0.0564 *	30167.9664 *	0.0519 *	40.8780 *	0.0544 *
nonanes*	294.4411 *	0.0589 *	35627.3745 *	0.0613 *	46.7551 *	0.0622 *
décanes*	269.9460 *	0.0540 *	36172.7654 *	0.0622 *	46.4349 *	0.0618 *
undecanes*	212.9574 *	0.0426 *	31304.7391 *	0.0538 *	39.4266 *	0.0525 *
dodécanesplus*	743.3513 *	0.1487 *	206651.6697 *	0.3554 *	236.7144 *	0.3150 *
dodéceastplus*	322.4355 *	0.0645 *	92861.4277 *	0.1597 *	106.2488 *	0.1414 *
n-Heptane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Octane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Nonane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	348.4303 *	0.0697 *	30026.9935 *	0.0516 *	45.3125 *	0.0603 *
Total	5000.0000	1.0000	581521.1431	1.0000	751.5433	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 0.8346

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Nitrogen	7.9893	0.0019	223.8034	0.0004	0.2775	0.0004
H2O	5.9239	0.0014	106.7192	0.0002	0.1069	0.0001
CO2	13.4250	0.0032	590.8314	0.0010	0.7159	0.0010
Methane	93.9811	0.0225	1507.7295	0.0027	5.0359	0.0068
Ethane	210.4579	0.0504	6328.4483	0.0112	17.7924	0.0242
Propane	319.4361	0.0765	14086.1743	0.0249	27.8010	0.0377
i-Butane	74.4851	0.0178	4329.3722	0.0076	7.7040	0.0105
n-Butane	211.9576	0.0508	12319.8242	0.0217	21.1237	0.0287
i-Pentane	127.4745	0.0305	9197.4131	0.0162	14.7526	0.0200
n-Pentane	242.4515	0.0581	17493.1191	0.0309	27.7788	0.0377
heptane*	391.9216	0.0939	37624.4751	0.0664	51.7531	0.0703
octane*	281.9436	0.0676	30167.9664	0.0532	40.8780	0.0555
nonanes*	294.4411	0.0706	35627.3745	0.0629	46.7551	0.0635
décanes*	269.9460	0.0647	36172.7654	0.0638	46.4349	0.0630
undecanes*	212.9574	0.0510	31304.7391	0.0552	39.4266	0.0535
dodécanesplus*	743.3513	0.1781	206651.6697	0.3647	236.7144	0.3214
dodéceastplus*	322.4355	0.0773	92861.4277	0.1639	106.2488	0.1442
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	348.4303	0.0835	30026.9935	0.0530	45.3125	0.0615
Total	4173.0089	1.0000	566620.8461	1.0000	736.6122	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 0.1654

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Nitrogen	0.0091	0.0000	0.2558	0.0000	0.0003	0.0000
H2O	826.9096	0.9999	14896.8588	0.9998	14.9269	0.9997
CO2	0.0723	0.0001	3.1808	0.0002	0.0039	0.0003
Methane	0.0001	0.0000	0.0015	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
heptane*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
octane*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\Users\Bilaloo\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA

Unit Set: SI

Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Material Stream: entrée train 10 (continued)

Fluid Package: Basis-1

Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Aqueous Phase (continued)

Phase Fraction 0.1654

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
nonanes*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
décanes*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
undecanes*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
dodécanesplus*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
dodéceastplus*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	826.9911	1.0000	14900.2970	1.0000	14.9311	1.0000

K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
Ethane	0.0000	0.0000	0.0000
Propane	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butane	0.0000	0.0000	---
n-Butane	0.0000	0.0000	---
i-Pentane	0.0000	0.0000	---
n-Pentane	0.0000	0.0000	---
heptane*	0.0000	0.0000	---
octane*	0.0000	0.0000	---
nonanes*	0.0000	0.0000	---
décanes*	0.0000	0.0000	---
undecanes*	0.0000	0.0000	---
dodécanesplus*	0.0000	0.0000	---
dodéceastplus*	0.0000	0.0000	---
n-Heptane	---	---	---
n-Octane	---	---	---
n-Nonane	---	---	---
n-Hexane	0.0000	0.0000	---

UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Valve: VLV-100		

UTILITIES

(No utilities reference this stream)

DYNAMICS

Pressure Specification (Active):	1401 kPa *
Flow Specification (Active)	Molar: 5000 kgmole/h * Mass: 5.815e+005 kg/h Std Ideal Liq Volume: 751.5 m3/h

User Variables

NOTES

Description



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\Users\Bilaloo\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA
Unit Set: SI
Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Separator: ballon fuel-gaz

CONNECTIONS

Inlet Stream

Stream Name

From Unit Operation

entrée ballon fuel gaz

Tee

TEE-101

Outlet Stream

Stream Name

To Unit Operation

vers rebouilleur ou torche

vers hors spec

Energy Stream

Stream Name

From Unit Operation

PARAMETERS

Vessel Volume: 2.102 m³ Level SP: 50.00 % Liquid Volume: 1.051 m³
Vessel Pressure: 601.3 kPa Pressure Drop: 0.0000 kPa * Duty: 0.0000 kJ/h Heat Transfer Mode: Heating

User Variables

RATING

Sizing

Cylinder

Vertical

Separator has a Boot: No

Volume: 2.102 m³ Diameter: 0.9144 m * Height: 3.200 *

Level Taps: Level Tap Specification

Level Tap PV High PV Low OP High OP Low

Level Taps: Calculated Level Tap Values

Level Tap Liquid Level Aqueous Level

Options

PV Work Term Contribution (%) 100.00 *

PROPERTIES

entrée ballon fuel gaz

Overall Vapour Phase Liquid Phase

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (C)	72.89	72.89	72.89
Pressure: (kPa)	601.3	601.3	601.3
Molar Flow (kgmole/h)	341.5	341.5	4.023e-004
Mass Flow (kg/h)	1.500e+004 *	1.500e+004	5.489e-002
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	29.96	29.96	7.127e-005
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.078e+005	-1.078e+005	-2.879e+005
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2454	-2454	-2110
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	179.3	179.3	290.6
Mass Entropy (kJ/kg-C)	4.083	4.083	2.130
Heat Flow (kJ/h)	-3.681e+007	-3.681e+007	-115.8
Molar Density (kgmole/m ³)	0.2233	0.2233	5.417
Mass Density (kg/m ³)	9.807	9.807	739.2
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m ³)	500.7	500.7	770.2
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m ³)	510.1	510.1	789.7
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	86.05	86.05	294.5
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.959	1.959	2.158
Thermal Conductivity (W/m-K)	2.425e-002	2.425e-002	0.1087
Viscosity (cP)	1.026e-002	1.026e-002	0.6771
Surface Tension (dyne/cm)	—	—	15.58



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\Users\Bilaloo\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA
Unit Set: SI
Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Separator: ballon fuel-gaz (continued)

entrée ballon fuel gaz

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molecular Weight	43.92	43.92	136.4
Z Factor	---	0.9360	3.858e-002

vers rebouilleur ou torche

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (C)	72.89	72.89	72.89
Pressure: (kPa)	601.3	601.3	601.3
Molar Flow (kgmole/h)	341.5	341.5	0.0000
Mass Flow (kg/h)	1.500e+004	1.500e+004	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	29.96	29.96	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.078e+005	-1.078e+005	-2.879e+005
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2454	-2454	-2110
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	179.3	179.3	290.6
Mass Entropy (kJ/kg-C)	4.083	4.083	2.130
Heat Flow (kJ/h)	-3.681e+007	-3.681e+007	0.0000
Molar Density (kgmole/m3)	0.2233	0.2233	5.417
Mass Density (kg/m3)	9.807	9.807	739.2
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	500.7	500.7	770.2
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	510.1	510.1	789.7
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	86.05	86.05	294.5
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.959	1.959	2.158
Thermal Conductivity (W/m-K)	2.425e-002	2.425e-002	0.1087
Viscosity (cP)	1.026e-002	1.026e-002	0.6771
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	15.58
Molecular Weight	43.92	43.92	136.4
Z Factor	0.9360	0.9360	3.858e-002

vers hors spec

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	72.89	72.89	72.89
Pressure: (kPa)	601.3	601.3	601.3
Molar Flow (kgmole/h)	4.023e-004	0.0000	4.023e-004
Mass Flow (kg/h)	5.489e-002	0.0000	5.489e-002
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.127e-005	0.0000	7.127e-005
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.879e+005	-1.078e+005	-2.879e+005
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2110	-2454	-2110
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	290.6	179.3	290.6
Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.130	4.083	2.130
Heat Flow (kJ/h)	-115.8	0.0000	-115.8
Molar Density (kgmole/m3)	5.417	0.2233	5.417
Mass Density (kg/m3)	739.2	9.807	739.2
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	770.2	500.7	770.2
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	789.7	510.1	789.7
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	294.5	86.05	294.5
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.158	1.959	2.158
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1087	2.425e-002	0.1087
Viscosity (cP)	0.6771	1.026e-002	0.6771
Surface Tension (dyne/cm)	15.58	---	15.58
Molecular Weight	136.4	43.92	136.4
Z Factor	3.858e-002	0.9360	3.858e-002

Inlet Stream

	entrée ballon fuel gaz
Vapour Fraction	1.0000
Temperature (C)	72.89
Pressure (kPa)	601.3



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: C:\Users\Bilal000\AppData\Local\Temp\AutoRecovery save of KIMA
Unit Set: SI
Date/Time: Wed Jul 01 10:45:28 2009

Separator: ballon fuel-gaz (continued)

		entrée ballon fuel gaz	
10	Molar Flow (kgmole/h)	341.5	
11	MassFlow (kg/h)	1.500e+004 *	
12	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	29.96	
13	HeatFlow (kJ/h)	-3.681e+007	

Outlet Stream

		vers hors spec	vers rebouilleur ou torche
17	Vapour Fraction	0.0000	1.0000
18	Temperature (C)	72.89	72.89
19	Pressure (kPa)	601.3	601.3
20	Molar Flow (kgmole/h)	4.023e-004	341.5
21	MassFlow (kg/h)	5.489e-002	1.500e+004
22	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7.127e-005	29.96
23	HeatFlow (kJ/h)	-115.8	-3.681e+007

DYNAMICS

Vessel Parameters: Initialize from Product

28	Vessel Volume (m3)	2.102	Level Calculator	Vertical cylinder
29	Vessel Diameter (m)	0.9144 *	Fraction Calculator	Use levels and nozzles
30	Vessel Height (m)	3.200 *	Feed Delta P (kPa)	0.0000 *
31	Liquid Level Percent (%)	50.00	Vessel Pressure (kPa)	601.3

Holdup: Vessel Levels

Phase	Level (m)	Percent (%)	Volume (m3)
Vapour	---	---	0.0000
Liquid	---	---	0.0000
Aqueous	---	---	0.0000

Holdup: Details

Phase	Accumulation (kgmole/h)	Moles (kgmole)	Volume (m3)
Vapour	0.0000	0.0000 *	0.0000
Liquid	0.0000	0.0000 *	0.0000
Aqueous	0.0000	0.0000 *	0.0000
Total	0.0000	0.0000	0.0000

NOTES

50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69