



HAL
open science

Amélioration du procédé de recyclage des pneumatiques usagés par vapo-thermolyse

Youssef Rhifari

► **To cite this version:**

Youssef Rhifari. Amélioration du procédé de recyclage des pneumatiques usagés par vapo-thermolyse. Sciences de l'ingénieur [physics]. 2020. dumas-03609379

HAL Id: dumas-03609379

<https://dumas.ccsd.cnrs.fr/dumas-03609379v1>

Submitted on 11 May 2022

HAL is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.

MEMOIRE DE STAGE DE FIN D'ETUDE

Présenté par

Youssef RHIFARI



[1]

Amélioration du procédé de recyclage des pneumatiques usagés par vapo-thermolyse

Le 04 novembre 2020

Mastère Spécialisé : Gestion, traitement et valorisation des déchets industriels

Encadrant Entreprise :

Fabien TESSERAUD

Encadrant Universitaire :

Philippe SESSIECQ

Année universitaire 2019 – 2020

Résumé

Les voies de valorisation des pneumatiques en fin de vie sont diverses, la plupart utilise les pneus usagés comme matière ou énergie de substitution, la société Alpha Carbone développe un procédé innovant de valorisation des pneus usagés sous forme de noir de carbone récupéré et du fioul combustible, le procédé est actuellement en phase de réingénierie après plusieurs années de fonctionnement. Ce travail est une contribution au projet d'amélioration du procédé suite au retour d'expérience accumulé.

Abstract

The ways in which used tires can be recycled are diverse, most of them use used tires as a substitute material or energy, the company Alpha Carbone is developing an innovative process for recycling used tires as recovered carbon black and a substitute fuel oil. The process is currently in reengineering phase after several years of operation. This work is a contribution to the process improvement project following the accumulated experience feedback.

Remerciements

Je tiens d'abord à remercier Laura PECH de m'avoir permis de réaliser ce stage de fin d'études au sein de son entreprise Alpha Carbone.

Je remercie mon maître de stage Fabien TESSERAUD pour m'avoir fait confiance dans le cadre de ce stage, je le remercie pour m'avoir donné des responsabilités comme un membre effectif de l'équipe d'ingénierie, un détail qui m'a motivé énormément. Merci pour votre disponibilité, les échanges intéressants et les moments partagés.

Je remercie mon tuteur pédagogique Philippe SESSIECQ pour ses conseils pertinents et son accompagnement pour bien accomplir mon travail.

Je remercie également l'équipe de bureau d'ingénierie : Manon, Sébastien, Fabien, j'ai apprécié l'ambiance, les échanges et les tâches partagées.

Je remercie toute l'équipe présente sur Toulouse : Ludovic, Saida, Elodie, Cassandre, Marion, Guillaume, Je vous remercie de m'avoir accueilli parmi vous et pour l'ambiance présente durant le stage et pour les discussions menées.

Remerciement particulier à Pierre pour son attention, ses conseils et les discussions sympathiques.

Enfin, un grand merci à ma mère, à mon père et à ma famille de m'avoir toujours soutenu, Je suis bien conscient que c'est en grande partie et grâce à eux que j'ai pu aller aussi loin.

Sommaire

Résumé	2
Abstract.....	2
Remerciements	3
Sommaire	4
Acronymes.....	5
Introduction.....	6
I. Alpha Carbone : la valorisation innovante de pneumatiques	7
A. Alpha Recyclage Franche Comté [3].....	7
B. Alpha Carbone.....	8
C. Procédé de vapo-thermolyse.....	9
1) Composition d'un pneumatique	9
2) Présentation du procédé.....	10
II. Etude des équipements	14
A. Bloc des rejets liquides : Etude de la séparation et du pompage des eaux jaunes	14
1. Contexte.....	14
2. Décantation des eaux jaunes.....	15
3. Circuit d'injection de l'eau jaune	23
4. Conclusions et propositions d'amélioration	28
B. Bloc combustion : Etude du mélange des fumées et de la récupération de la chaleur	29
1. Contexte.....	29
2. Etude du mélangeur des fumées	29
3. Echangeurs thermiques.....	36
4. Sécurité de la vanne à trois voies	43
5. Traduction de la procédure de chauffage des foyers en logarithme	45
6. Conclusions	46
C. Bloc solide : Amélioration de la gestion du débit de rCB et de l'évacuation des résidus métalliques.....	47
1. Contexte.....	47
2. Flux de matière dans le bloc solide	47
3. Gestion du débit de rCB	47
4. Gestion de la benne des résidus solides.....	49

5. Conclusions	51
III. Evaluation des émissions GES	52
A. Inventaire des émissions GES de vapo-thermolyse	52
1. Périmètre de l'inventaire	52
2. Collecte des données des émissions GES.....	54
3. Résultats	59
4. Comparaison et conclusion.....	60
IV. Conclusion générale.....	61
Liste des figures	62
Liste des tableaux.....	63
Bibliographie.....	65
Annexe.....	67

Acronymes

ADEME	: Agence de la transition écologique
ARFC	: Alpha Recyclage Franche Comté
BR	: Butadiene Rubber
CVHU	: Centre des véhicules hors d'usage
DTLM	: Différence de température logarithmique moyenne
GES	: Gaz à effet de serre
PL	: Poids lourd
PME	: Petite et moyenne entreprise
PUNR	: Pneus Usagés Non Réutilisable
rCB	: Recovered carbon black
SITCOM	: Syndicat Intercommunal de Collecte et de Traitement des Ordures Ménagères
SBR	: Styrene Butadiene Rubber
V3V	: Vanne à trois voies
VL	: Véhicules légères

Introduction

Ces dernières années, la forte demande mondiale en matière première pour répondre aux besoins croissants du monde industriel a mis en lumière les problèmes de l'épuisement des ressources disponibles et le changement climatique. Des problèmes qui ont souligné un besoin imminent d'intervenir sur nos modes de production et de consommation.

Les problématiques environnementales due à l'extraction et la transformation des ressources de la planète vise tous les domaines d'activités et tout particulièrement le marché du pneumatique et ses applications. Selon le rapport annuel sur les pneumatiques diffusé par ADEME, plus de 55 millions de pneumatiques toutes catégories confondues ont été mis sur le marché français en 2018 avec une augmentation de 4,1% par rapport à 2017 [2]. Depuis le Décret n° 2002-1563 et les textes qui l'ont suivi relatif à l'élimination des pneumatiques usagés, il est exigé d'intégrer une des formes de valorisation possible pour l'élimination des pneumatiques en fin de vie.

Alpha Recyclage Franche Comté présente sur le marché depuis 1998, est un des principaux acteurs dans la collecte et la valorisation des pneus usagés en France. En 2014, elle a entamé le déploiement à l'échelle industrielle du procédé innovant de vapo-thermolyse via sa filiale Alpha Carbone. Le procédé permet de traiter les pneumatiques usagés et de récupérer deux produits principaux : du fioul à faible teneur en soufre et du noir de carbone récupéré (rCB)

L'entreprise Alpha Carbone basée à Toulouse exploite le procédé dans une usine située à Brevans, dans le Jura (39). L'usine est en activité depuis 2016, en alternance avec des phases de travaux. Le procédé est toujours en voie de développement et les modifications sont toujours en cours de réalisation dans le but d'améliorer le procédé.

L'usine est actuellement en phase de « revamping » et de valorisation du retour d'expérience. Dans le cadre de ce projet, j'ai été membre de l'équipe d'ingénierie chargé de revoir les équipements et porter des solutions aux contraintes de production.

Ce présent document fera état de ma contribution au projet de modernisation de l'unité de recyclage des pneumatiques usagés par vapo-thermolyse

I. Alpha Carbone : la valorisation innovante de pneumatiques

Alpha Carbone est une PME fondée en 2012, qui est encore en phase de développement. C'est une filiale de la société Alpha Recyclage Franche Comté, spécialisée dans la collecte et la valorisation de pneumatiques.

A. Alpha Recyclage Franche Comté [3]

La société Alpha Recyclage Franche Comté (ARFC) a été créée en 1998 par Sylvie et Jean-Louis Pech et est un des acteurs majeurs de la collecte, du recyclage et de la valorisation de pneumatiques usagés en France. Cette éco-entreprise familiale est associée avec Véolia dans le GIE France Pneumatiques Recyclage, un éco-organisme responsable de 35% de la collecte, du recyclage et de la revalorisation des pneumatiques usagés en France.

Depuis 2004, les détenteurs (les garages, les CVHU), peuvent se débarrasser de leurs pneumatiques usagés gratuitement. En effet, les acheteurs de pneumatiques financent la collecte via une éco-contribution versée à l'achat de tous pneus. Les sociétés collectrices comme ARFC sont financées par ces éco-contributions. Ce système permet d'éviter la création de décharges sauvages, comme c'était le cas avant 2004 quand les détenteurs devaient payer pour se débarrasser des pneumatiques et de sécuriser le gisement de pneumatiques pour les entreprises collectrices. Alpha Recyclage intervient sur 26 départements dans l'Est de la France pour collecter des pneumatiques usagés chez plus de 8500 détenteurs.

La majorité du chiffre d'affaires d'ARFC est issu de la prestation de collecte. Cependant, afin de s'assurer une rentabilité durable, la société développe des filières de revalorisations efficaces, stables et surtout rentables. Il existe plusieurs voies de valorisation des pneumatiques usagées, ARFC utilise les suivantes :

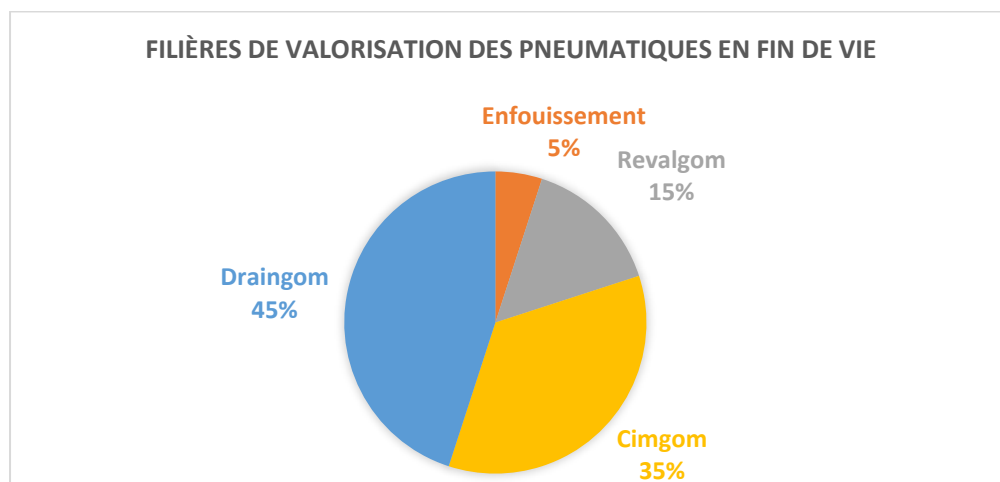


Figure 1 : Filières de valorisation des pneumatiques chez ARFC

- Draingom est la filière d'applications dans le secteur du bâtiment, comme remblais drainants dans les parkings par exemple.
- Cingom est la branche de valorisation énergétique, les pneus sont utilisés comme combustible pour les fours de cimenteries.

- Revalgom correspond à la revente d'occasion pour les pneumatiques encore en état de rouler dans des pays où la réglementation est plus souple (Afrique ou Amérique Latine).
- L'enfouissement concerne les pneumatiques en très mauvais état.

Cependant, toutes ces voies de fin de vie ont une demande instable, ou des niveaux de profitabilité restreints. Une veille technologique effectuée en 2011 par l'entreprise a permis de trouver une source de valorisation non exploitée par le marché de l'époque, permettant une valorisation innovante des pneumatiques : la vapo-thermolyse.

La société Alpha Recyclage s'est lancée dans le développement de cette technologie et est devenue propriétaire de deux brevets. Cette protection a pour but de garder le contrôle et d'exploiter la technologie, soit en multipliant les unités, soit en vendant la technologie. La société Alpha Carbone a été créée dans le but de développer cette nouvelle filière.

B. Alpha Carbone

La filiale Alpha Carbone a été fondée en 2012, est dirigée par Laura Pech. Elle a été créée dans le but de développer un procédé de valorisation matière et énergétique de pneumatiques à plus haute performance : la vapo-thermolyse. Ce procédé permet de valoriser les pneumatiques principalement en trois produits d'intérêts : une charge carbonée, un combustible de remplacement et des métaux ou ferrailles.



Figure 2 : rCB, fioul et ferrailles

Les solutions de valorisation Draingom et Cimgom impliquent de broyer des pneus, donc en plus de la collecte, ARFC exploite une plateforme de broyage de pneumatiques traitant 20 000 t/an de pneus, dans la zone d'activité du SITCOM à Brevans (39).

Pour plus de facilités en termes de logistique, l'unité de thermolyse a été construite à proximité de ce gisement de broyats sur la zone d'activité du SITCOM de Brevans aussi. Le dimensionnement et les travaux de l'usine ont débuté en 2014 et elle a été mise en service à l'été 2015. Sa capacité de traitement à terme est de 16 000 t/an de broyats de pneus.

Quand le projet a commencé il n'y avait aucun concurrent. En 2017, on dénombre plusieurs entreprises en France et en Allemagne qui travaillent sur des projets similaires de valorisation de pneumatiques, dont Black Bear Carbon, ou Carbon Clean Tech qui possède une technologie aussi développée qu'Alpha Carbone.

Les employés de l'entreprise sont répartis en deux sites : la direction ainsi que les services administratifs et commerciaux sont à Toulouse ; le chef d'unité et les opérateurs sont dans le Jura à Brevans. J'ai effectué la majorité de mon stage dans les bureaux à Toulouse, la situation sanitaire a limité mes déplacements sur l'usine, mais j'ai eu l'occasion de la visiter et de voir l'installation sur le terrain.

C. Procédé de vapo-thermolyse

1) Composition d'un pneumatique

Tous les pneus ne sont pas composés des mêmes constituants, mais il est possible de les répartir en 4 groupes la composition d'un pneu :

- Caoutchouc : en majorité synthétiques (SBR, BR)
- Noir de carbone et silice (charges)
- Fibres textiles et métalliques
- Additifs : antioxydant, huile de dilution etc.

Tableau 1 : Exemples de composition de pneumatiques VL et PL [4]

Constituants	Composition (%m.)		Commentaires
	VL	PL	
Élastomère	47%	45	Caoutchouc naturel et/ou synthétique
Noire du carbone	21,5	22,0	Utilisées pour renforcer le caoutchouc et améliorer ses propriétés mécaniques
Métal	16,5	21,5	Câbles pour renforcer la structure du pneu
Textile	5,5	***	Fibres pour renforcer la structure du pneu
Oxyde de zinc	1,0	2,0	Utilisé (avec de l'acide stéarique) pour un meilleur contrôle de la vulcanisation et une amélioration des propriétés du caoutchouc.
Soufre	1,0	1,0	Utilisé pour établir des liaisons entre les chaînes polymériques au sein du caoutchouc, pour renforcer et prévenir les déformations importantes à des températures élevées.
Autres additifs	7,5	5,0	Principalement des plastifiants, des antidégradants, des composés visant à améliorer la vulcanisation.

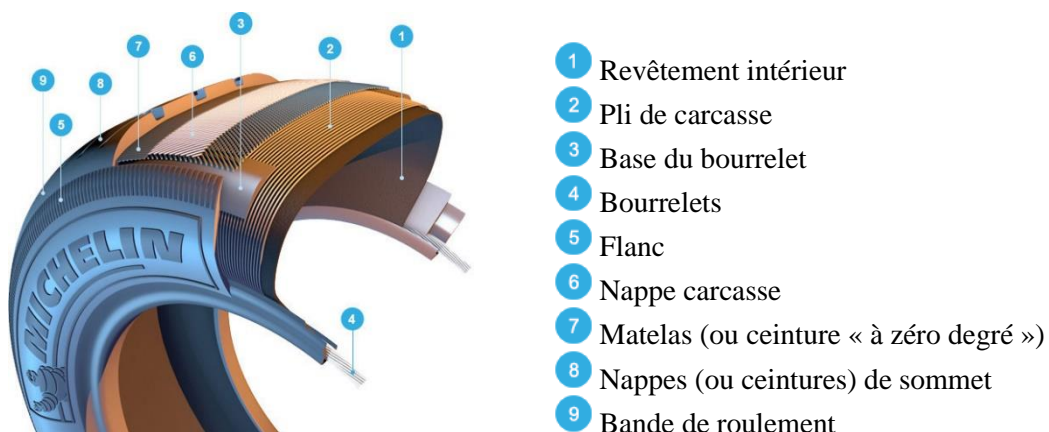


Figure 3 : Architecture d'un pneu radial typique [5]

La vapo thermolyse va permettre de séparer ces différents constituants et de les valoriser en fin de procédé. Nous estimons que pour 1 tonne de broyats, nous récupérerons 140kg de ferrailles, 320kg de noir de carbone, 390kg de fioul et 150kg de gaz de thermolyse[6]. Les quantités de fioul et de gaz de thermolyse correspondent principalement à la quantité des polymères (SBR, BR) contenus dans le pneu. Ces taux de conversion peuvent varier en fonction de la composition des pneumatiques mais restent approximativement dans le même ordre de grandeur.

2) Présentation du procédé

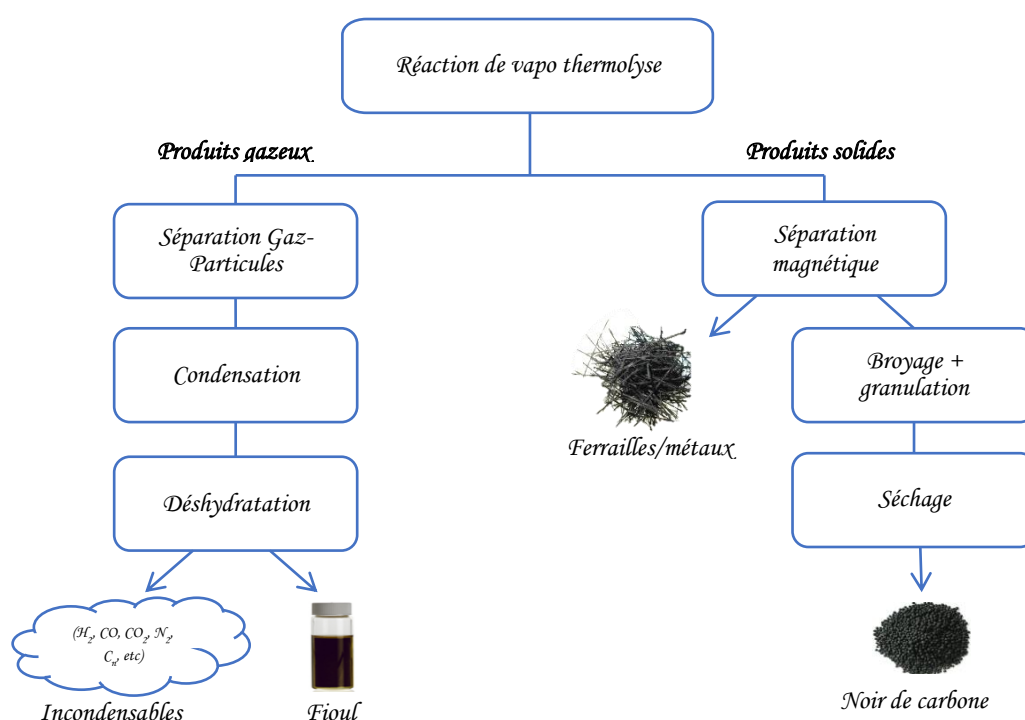


Figure 4 : Schéma de principe du procédé de vapo thermolyse

Le principe du procédé est de valoriser des pneumatiques usagés en différents produits à haute valeur ajoutée, à savoir un combustible de remplacement appelé également fioul, une charge carbonée appelée également noir de carbone récupéré (rCB) et de la ferraille.

Pour cela, des broyats ou encore chips de pneumatiques provenant la zone d'activité du SITCOM de Brevans sont acheminés dans un réacteur au moyen d'une trémie. La vapo thermolyse a lieu à des températures comprises entre 400°C et 600°C. La température est maintenue par des fumées de combustion qui circulent dans la double enveloppe du réacteur. Le réacteur est composé de 2 vis superposées. Les deux vis sont celles où la décomposition thermique du pneu se déroule en présence de vapeur d'eau. Une autre vis vient après le réacteur, cette dernière est une passe de refroidissement où le rCB est amené à 50°C sous l'effet de l'eau glycolée qui circule dans la double enveloppe de la vis.

Comme le nom de l'opération l'indique, de la vapeur d'eau est injectée dans le réacteur avec les broyats. D'autres points d'injection sont également à relever tout au long des vis. Nous y trouvons des intérêts économiques et sécuritaires. En effet, cette vapeur va permettre de diminuer la pression partielle et de chasser le dioxygène du milieu réactionnel, ainsi qu'assurer un meilleur échange thermique et donc une meilleure qualité du noir de carbone avec un milieu réactionnel moins oxydant. De plus un meilleur rendement sera obtenu car la vapeur d'eau surchauffée permet de dégrader plus complètement les matrices des polymères par rapport à la pyrolyse classique pour une même température.

En différents points du réacteur, nous récupérons le gaz de thermolyse, le solide composé de rCB et de ferrailles ainsi que les fumées. Chaque flux sera traité par différentes opérations unitaires afin d'être valorisé ou bien être éliminé dans les filières adaptées.

Nous allons détailler pour chaque courant les différentes étapes de traitement ainsi que les conditions opératoires dans lesquelles le traitement est effectué.

- *Fumées*



Figure 5 : Schéma de principe de la ligne de traitement des fumées

Tout d'abord les fumées sont obtenues après combustion dans plusieurs foyers. Au démarrage du fioul industriel est utilisé comme combustible afin de former ces fumées. Une fois le procédé en activité, du gaz de thermolyse est utilisé comme combustible. Cette intégration énergétique s'inscrit dans un contexte économique ainsi qu'environnemental.

Les fumées arrivent ensuite dans la double enveloppe du réacteur à une température comprise entre 900 et 600°C. A la sortie, elles sont acheminées dans un générateur de vapeur afin de vaporiser de l'eau adoucie à saturation (environ 6 bars). Cette vapeur servira à la vapothermolyse mais également en tant qu'utilité dans d'autres points du procédé.

Les fumées sont composées de différents composés nuisibles pour l'homme et l'environnement. Elles doivent être traitées avant d'être rejetées dans l'atmosphère. Elles sont envoyées dans un Quenche suivi d'un scrubber afin d'être traitées par de l'eau et de la soude pour éliminer tout d'abord les éléments soufrés. Les émissions sont contrôlées rigoureusement et leur suivi fait appel à des actions correctives en cas de nécessité.

- *Gaz de thermolyse*

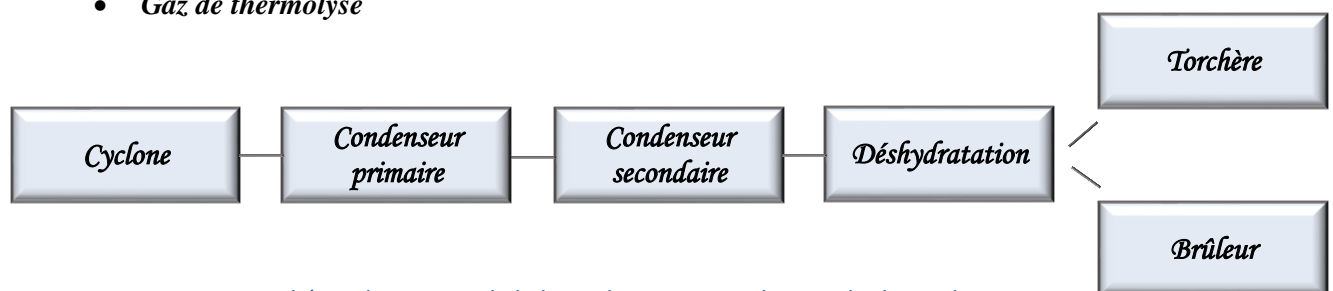


Figure 6 : Schéma de principe de la ligne de traitement des gaz de thermolyse

Les gaz issus de la thermolyse sont envoyés tout d'abord dans un cyclone afin d'éliminer les particules entraînées par le courant gazeux. Des eaux jaunes (recirculées) aspergent le gaz en tête de cyclone afin de diminuer la température jusqu'à environ 400°C et faciliter l'entraînement des particules solides vers le bas du cyclone. .

Le gaz sortant du cyclone est envoyé vers un condenseur primaire qui correspond à un Quenche, une boîte vide où les fluides sont en contacts direct. Des eaux jaunes (condensats de vapeur d'eau contenant des hydrocarbures issus du procédé) sont injectées dans le Quenche grâce à une buse d'injection afin de condenser à contre-courant une partie des gaz de thermolyse jusqu'à une température de consigne. Une première fraction de fioul lourd avec une très légère quantité d'eaux jaunes (2%) sera récupérée en pied de condenseur. Le gaz à est acheminé vers un échangeur multitubulaire vertical afin de procéder à une deuxième étape de condensation. Les gaz circulant dans les tubes sont condensés partiellement grâce à de l'eau glycolée arrivant à environ 30°C dans la calandre. En sortie de condenseur, nous récupérerons une fraction de fioul, les condensats de vapeur d'eau ainsi que du gaz composé en majorité d'incondensables (CO, CO₂ etc.) et de quelques hydrocarbures légers (jusqu'au C₆).

Ce gaz « léger » peut être envoyé directement dans les foyers de combustion afin de produire des fumées chaudes ou bien vers une étape de déshydratation afin d'éliminer l'eau saturante avant d'être envoyé dans les foyers. L'étape de déshydratation consiste à éliminer à très basse température l'eau saturante grâce à un économiseur ainsi qu'un échangeur fonctionnant avec de l'eau glycolée à 5°C environ.

Les différentes fractions de condensats obtenus sont envoyées vers un décanteur afin de séparer les eaux du fioul. Ce fioul sera ensuite mélangé dans une des 3 cuves de stockage situées sur le site. Les eaux jaunes, en circuit fermé, seront utilisées en continu dans différents points du procédé.

❖ Solides : noir de carbone, ferrailles et métaux additifs



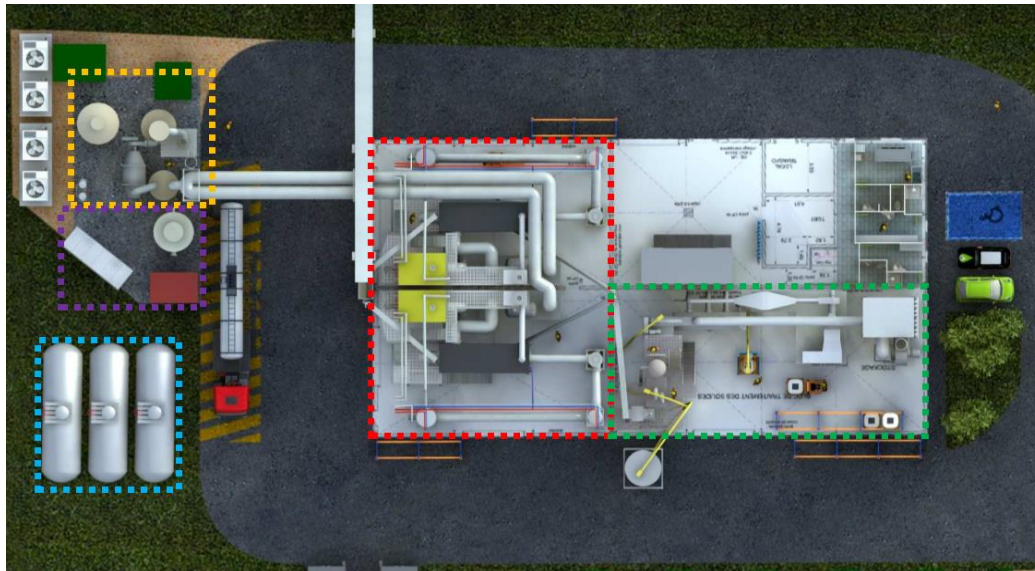
Figure 7 : Schéma de principe de la ligne de traitement des solides

La phase solide refroidie dans la troisième vis du réacteur à 50°C est acheminée vers un séparateur magnétique afin de séparer les métaux et le noir de carbone (rCB). Ces fils métalliques propres sont stockés afin d'être vendus. Le rCB est ensuite tamisé afin d'éliminer les impuretés et stocké dans un silo.

Il est nécessaire de traiter le rCB avant de le commercialiser afin de respecter certaines propriétés telles que le taux d'humidité, la finesse de broyage, la taille des granulés etc. Le rCB est broyé dans un broyeur puis granulé par un contact avec de l'eau à température ambiante dans une granulatrice. Ces granulats sont ensuite séchés par lit fluidisé par de l'air qui a été chauffé préalablement dans un échangeur tubulaire grâce à la vapeur saturée produite dans le procédé. Le principe est le suivant : le flux ascendant gazeux circule à travers le lit de particules solides et se charge en humidité en évaporant l'eau présente dans le lit. L'humidité relative du solide passe de 30% à moins de 1%.

L'air chargé en sortie du sécheur sort à environ 50°C et est envoyé dans un filtre à manche pour éliminer le rCB entraîné avant d'être rejeté dans l'atmosphère. Le rCB séché est acheminé par un élévateur à godet puis mis en big bag afin d'être commercialisé.

Nous avons dans la figure ci-dessous un schéma de l'usine :



- Deux lignes de thermolyse
- Ligne de traitement du carbone
- Décantation du fioul et tour de refroidissement
- Traitement des rejets gazeux et liquides
- Cuves semi-enterrées de fioul

Figure 8 : Plan d'usine de recyclage des pneumatiques à Brevans

Il faut savoir qu'il existe deux lignes de traitement indépendantes. Chaque ligne est composée de brûleurs, d'un réacteur, de deux condenseurs, d'un cyclone ainsi que d'un générateur de vapeur. Les colonnes de déshydratation, le bloc traitement du solide, le bloc traitement des fumées ainsi que les tours aérorefrigérantes sont des appareils communs aux deux lignes.

II. Etude des équipements

Après plusieurs années de développement et de fonctionnement de l'unité de recyclage des pneus usagés, Alpha Carbone a décidé de réviser le process à la lumière du retour d'expérience accumulé. La révision consiste à améliorer les performances des différentes étapes du process et réduire les coûts de production, de plus la révision vise l'amélioration des caractéristiques du rCB pour répondre au mieux aux besoins du marché.

Le projet comporte plusieurs tâches planifiées et réparties entre les membres du bureau d'ingénierie. Les tâches qui m'ont été confiées sont diverses, ce qui m'a permis à la fois de travailler avec les différents membres du bureau ainsi que sur les différents blocs du procédé.

A. Bloc des rejets liquides : Etude de la séparation et du pompage des eaux jaunes

1. Contexte

Les eaux jaunes sont un résidu de la condensation des gaz de thermolyse, elles correspondent aux eaux de refroidissement et à la vapeur d'eau condensée, souillées au contact des hydrocarbures et des eaux de refroidissement. La charge en hydrocarbure après la décantation est à hauteur de 1% volumique.

La décantation se fait à l'aide d'un séparateur statique qui permet de récupérer le fioul et eaux jaunes séparément. Ci-dessous un schéma représentant les trois phases du décanteur :

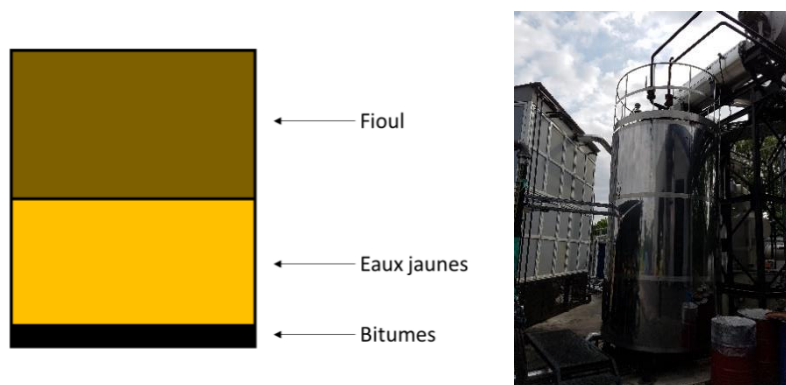


Figure 9 : Schéma et vue du décanteur

Les eaux jaunes sont alors valorisées en divers points du procédé, elles sont injectées au cyclone et dans le condenseur primaire afin de refroidir les gaz de thermolyse et une partie est injectée dans les foyers de combustion, ce qui permet de réguler la température des foyers et d'améliorer l'échange thermique au sein du réacteur. Le procédé permet donc de valoriser ce déchet sur place.

L'amélioration de la décantation optimise la qualité du fioul, en effet, la teneur en eau dans le fioul est un des indicateurs de qualité pour la commercialisation, de plus une décantation optimisée maximise les quantités de fioul produites.

En résumé le besoin d'amélioration de la décantation et du circuit de pompage des eaux jaunes provient d'un intérêt économique et environnemental.

2. Décantation des eaux jaunes

a) Principe de décantation :

Les eaux jaunes récupérées via les condenseurs primaires et secondaires sont rassemblées dans le décanteur pour séparer les eaux du fioul. La séparation est due à la différence de densité entre l'eau et le fioul. Le décanteur permet aussi de décanter les particules de rCB entrainées avec le condensat,

Le mélange est introduit au milieu de décanteur, après décantation, le flux est séparé en trois flux, le fioul est soutiré du haut, les eaux jaunes sont soutirées du bas et finalement les bitumes au fond qui sont éliminés par une entreprise spécialisée.

Le décanteur a l'objectif de séparer l'eau du fioul et de décanter le maximum des particules de rCB en même temps, le mélange est hétérogène et bien brassé au cours de son écoulement dans les conduites. Le décanteur est capable de séparer facilement la majorité des fractions du mélange mais l'objectif de l'amélioration est de séparer les dernières gouttelettes qui persistent.

Comprendre le principe de la décantation est primordial pour résoudre les dysfonctionnements et optimiser le process. La décantation en principe est un déplacement des particules solides ou des gouttes de liquide non miscible dans un fluide sous effet de pesanteur (ou forces centrifuge).

Le déplacement dépend de plusieurs forces qui agissent et contrôlent le phénomène de la décantation, ces forces sont : la gravité, la viscosité, l'inertie et la poussée d'Archimède. La vitesse limite de chute peut être calculée en fonction du régime d'écoulement autour des particules :

En régime de Stokes $Re < 1$

$$U_{lim} = \frac{g|\rho_g - \rho_f|d^2}{18\mu}$$

En régime de Newton $Re > 1000$

$$U_{lim} = \sqrt{\frac{4d}{3C_x} \times \left(\left| \frac{\rho_g}{\rho_f} - 1 \right| \right) \times g}$$

Avec : U : vitesse de la gouttelette (m/sec)

ρ_g : masse volumique de la gouttelette (kg/m^3)

ρ_f : masse volumique du fluide (kg/m^3)

d : diamètre de la gouttelette (m)

C_d : coef de traînée de la gouttelette (0,44 pour une sphère)

g : accélération due à la force de pesanteur (m/sec^2)

μ : viscosité dynamique

On en déduit que l'augmentation du diamètre des gouttelettes permettra d'améliorer la décantation. En plus, éliminer ou minimiser les écoulements parasites permettra également de se rapprocher de la vitesse limite et de favoriser la décantation.

b) Dysfonctionnements et observations:

Le décanteur présente plusieurs contraintes qui diminuent la performance de séparation :

(1) Le point d'alimentation de mélange

Le mélange est introduit à travers une canne à hauteur réglable manuellement, la canne est placée au haut du décanteur. Le niveau d'injection n'est pas maîtrisé, du fait que le niveau du liquide et de phase d'interface varie continuellement. La différence des débits d'alimentation et de soutirage maintient le risque de descente du niveau de liquide au-dessous de la canne. En plus l'écoulement vertical et l'éventuelle chute de liquide dégradent le rendement de la décantation,

(2) La formation de vortex dans le décanteur

Lors de l'ouverture maximale de la vanne de soutirage des eaux jaunes, on observe la formation de mouvements giratoires à l'intérieur du décanteur (vortex). Les mouvements de rotation ajoutent des forces et des vitesses qui perturbent la décantation.

Toutefois, l'ouverture partielle de la vanne permet d'éviter la formation des vortex et d'après le retour d'expérience une ouverture de la vanne à 50% ne produit pas les vortex.

(3) Décantation des particules du noir de carbone

Les particules du rCB sont très fines et emportées facilement avec les produits gazeux de thermolyse. Après refroidissement des fumées le condensat entraîne une certaine quantité dans le décanteur.

Le rCB détecté dans le fioul ne présente pas de contrainte une fois utilisé en interne, les brûleurs des foyers de combustion sont adaptés, mais il touche à la qualité du fioul qui est destiné à la commercialisation. Par contre la présence des particules ne pose pas un problème majeur pour les eaux jaunes, la taille des particules de rCB est très petite pour boucher les buses, sachant également que le circuit des eaux jaunes dispose des filtres qui protègent ces buses.

En tout cas, une meilleure décantation permettra d'avoir une meilleure qualité de fioul et de minimiser les entretiens des filtres et des buses sur le circuit de pompage des eaux jaunes

(4) Déplacement de niveau d'interface

Le niveau d'interface entre le fioul et les eaux jaunes est instable, sa position dépend du soutirage des deux phases et de la charge de l'alimentation. Le décanteur est équipé d'un capteur de niveau pour détecter le niveau d'interface mais ce dernier n'est pas fiable et il est courant de perdre le niveau. Après chaque perte de niveau il faut retirer et nettoyer le capteur pour avoir des résultats fiables.

La cause des pertes de niveau n'est pas encore connue, les causes possibles sont plusieurs à savoir :

- L'épaisseur de niveau d'interface est très grande.
- Le capteur perd la précision une fois souillé.
- Le soutirage de fioul épuise la couche de fioul et le niveau d'interface atteint la surface libre.

La maîtrise de position de niveau d'interface est primordiale pour la performance du décanteur, or le changement du capteur de niveau, la solution envisageable est de maîtriser les flux d'alimentation et de

soutirage pour stabiliser les hauteurs des phases, cette solution sera développée avec la contrainte de soutirage des produits de décantation.

(5) Soutirage de fioul

Le niveau de surface de fioul varie continuellement et puisque le capteur de niveau n'est pas précis ainsi que le point de soutirage est fixe, il y a un risque de perdre la phase fioul et de soutirer les eaux jaunes si le niveau d'interface monte.

c) Vitesse limite de décantation :

En appliquant la relation de Stokes sur les particules de NC on obtient une vitesse de 0,43 m/h, la vitesse est donc très faible et les particules nécessiteront plus que 6h pour décanter.

Il est difficile de déterminer la vitesse de décantation des eaux jaunes et du fioul puisque nous n'avons pas un diamètre des gouttelettes fixe. Le temps de séjour moyen dans le décanteur est de 14h50min, dans cet intervalle de temps le diamètre minimal des gouttelettes d'eau décantable à travers une couche de 50cm de fioul est de 21 μ m, les gouttelettes ayant un diamètre plus faible seront soutirées très probablement avec le fioul.

d) Solution d'améliorations :

Les actions envisageables sont nombreuses. Une des variantes étudiées est de changer le décanteur complètement, cette solution est en cours d'étude avec des fournisseurs spécialisés.

Dans ce qui suit nous allons étudier les améliorations possibles sur les équipements existants pour comparaison. Le but des améliorations est de favoriser les conditions de décantation et de limiter les facteurs nuisibles à la séparation.

(1) Extension de la canne d'alimentation

Le réglage de niveau de la canne d'alimentation est manuel et quand le niveau de liquide baisse au-dessous de la canne, le liquide en chute engendre des mouvements parasites à la décantation et des émulsions qui montent à la surface.

D'après le retour d'expérience sur la position de la canne d'alimentation, une insertion de 0,5 m au-dessous de la surface libre de la phase fioul favorise la séparation du fioul.

Ajouter une cloison en forme divergente et courbée (figures 10) comme extension de la canne, permettra d'atténuer la vitesse d'écoulement et de changer le sens d'écoulement en écoulement horizontal. En plus, le liquide sera orienté vers les parois du décanteur sur lesquels il s'écoulera en couche mince en cas de baisse de niveau.

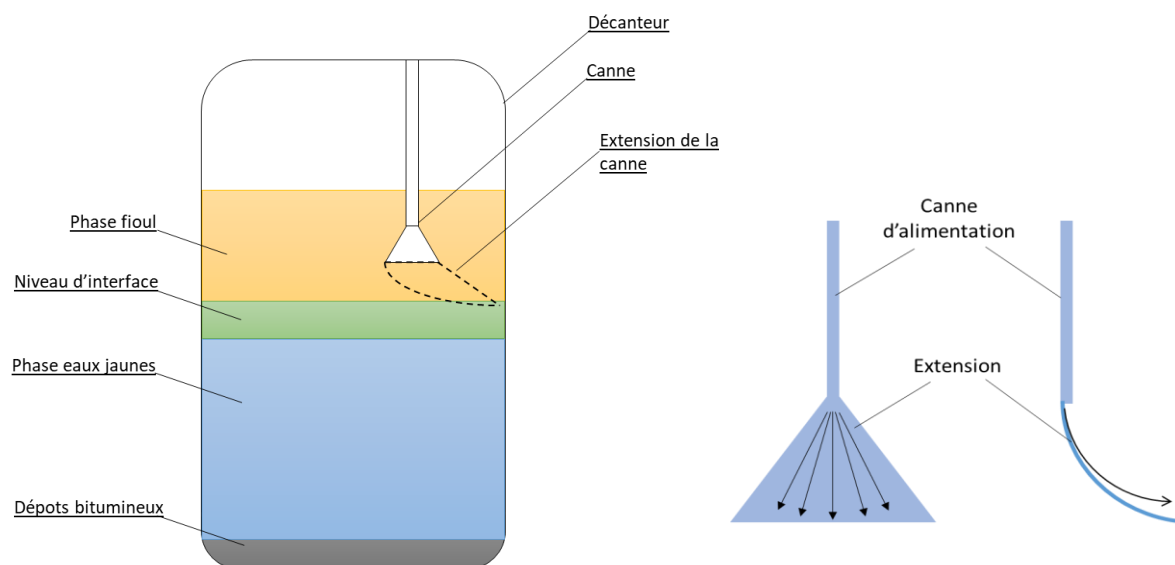


Figure 10 : Schéma de l'extension de la canne d'alimentation

L'écoulement horizontal au bout de l'extension permet d'annuler les vitesses verticales initiales et ainsi les mouvements verticaux seront régis uniquement par les forces de décantation déjà mentionnées.

(2) Augmentation de surfaces de décantation

Malgré que notre séparateur soit un décanteur vertical, nous pouvons utiliser la décantation lamellaire pour augmenter son rendement.

- **Le choix des plaques lamellaire**

Les plaques de décantation augmentent le rendement des décanteurs en générale, dans le cas de séparation des eaux et des hydrocarbures, la forme la plus adaptée et la forme des plaques ondulées, ces plaques favorisent la coalescence des gouttelettes des constituants du mélange (figure 11), ce qui accélère la décantation [7].

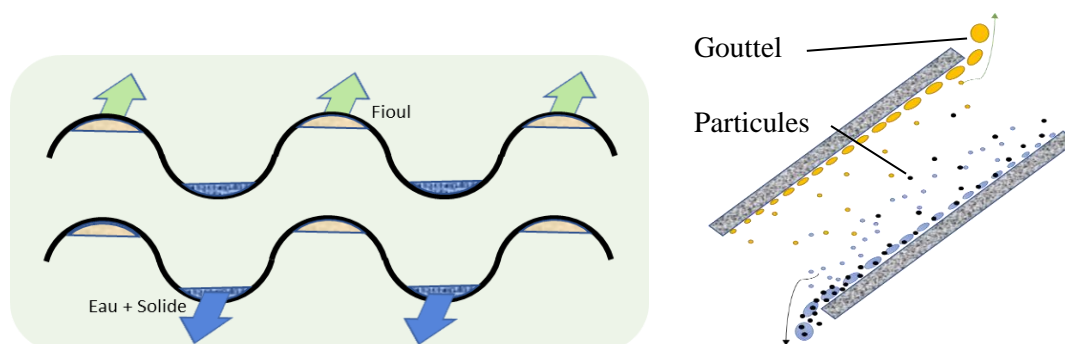


Figure 11 : Processus de la séparation via les plaques ondulées

- **La position des plaques**

La position optimale des plaques est au milieu du décanteur au niveau d'interface, installer les plaques à ce niveau optimise le rendement total du décanteur. La phase d'interface contient la majorité de mélange dispersé, la favorisation de séparation dans cette phase diminuera son épaisseur et augmentera les épaisseurs des autres phases en haut et en bas.

Ce choix est justifié malgré que cette position présente la contrainte de déplacement du niveau tant qu'il n'est pas encore maîtrisé.

- **La conception des flux**

La conception des flux est relative aux constituants du mélange, dans la phase fioul on peut considérer que la décantation des gouttelettes des eaux jaunes et des particules de NC se fait en flux contre-courant, dans la phase des eaux jaunes on peut considérer que le flux est en contre-courant pour les gouttelettes de fioul et co-courant pour le NC.

La conception contre-courant permet une organisation hydraulique plus fiable [8] ce qui favorisera majoritairement la séparation de fioul et le rendement de séparation des autres constituants sera amélioré en tout cas.

- **Nombre des plaques**

Le régime d'écoulement entre les plaques dépend de la vitesse d'écoulement et l'écartement des plaques. Pour optimiser il faut calculer le nombre des plaques maximal qui nous permet d'avoir un régime d'écoulement laminaire.

L'écoulement des deux fluides se fait dans deux sens opposées, pour calculer la vitesse maximale nous allons simplifier en supposant que les deux fluides sont séparés et chacun occupe une couche limite entre les plaques, la hauteur de la couche limite de chaque fluide est proportionnelle à son débit séparé.

On a :

$$Re = \frac{\rho V D_h}{\mu}$$

On suppose que le débit total passe à travers les plaques :

$$V = \frac{Q_i}{S_i} = \frac{Q}{n \times e}$$

Avec : n est le nombre d'étage (n+1 le nombre des plaques)

Donc

$$Re = \frac{\rho}{\mu} \times \frac{2 \times Q}{n(e + L)}$$

Et

$$n = \frac{\left[\frac{\rho}{\mu} \times \frac{2 \times Q}{L + e} \right]}{Re}$$

Pour $Re < 2000$;

$$n > \frac{2 \times \rho \times Q}{2000 \times \mu \times (e + L)} = \frac{x}{e + L}$$

Le cas de fioul :

$$n > \frac{0,03}{e + L}$$

Le cas des eaux jaunes :

$$n > \frac{0,17}{e + L}$$

Donc pratiquement ($L > 1\text{m}$) pour un nombre d'étage quelconque nous n'aurons pas d'écoulement turbulent.

L'angle d'inclinaison des plaques sera standard de 60° pour assurer un autocurage optimisé [8] et afin de minimiser la hauteur des plaques l'inclinaison (rotation) sera sur l'axe de la longueur (L) plutôt que celui de la largeur (l).

Les dimensions des plaques seront alors le facteur déterminant du nombre des plaques, en effet le diamètre de décanteur est de $2,085\text{m} \approx 2\text{m}$, pour un espacement entre les plaques de 10cm le nombre maximal des plaques que nous pouvons arranger dans le décanteur est :

$$n = \frac{\sqrt{D^2 - L^2} - l \times \cos(\alpha)}{\frac{e}{\sin(\alpha)}}$$

Avec D : diamètre de décanteur
L : Longueur de la plaque
l : largeur de la plaque
e : espacement entre les plaques
 α : angle d'inclinaison

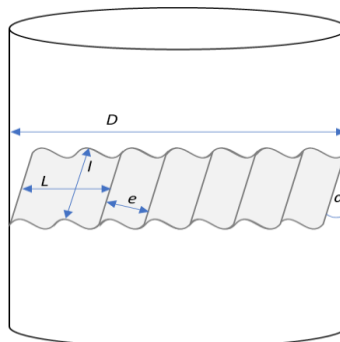


Figure 12 : Positionnement des plaques de décantation

Pour des plaques de dimensions « $1,5\text{m} \times 0,9\text{m}$ » : nous pouvons arranger 75 plaques avec une surface de décantation totale de $101,25\text{m}^2$ sur chaque côté ce qui permet d'atteindre une vitesse de Hazen de l'ordre :

$$V_h = \frac{Q}{S} = 4,13 \frac{10^{-6}\text{m}}{\text{s}}$$

A titre d'exemple, cette vitesse est capable de décanter à travers le fioul des gouttelettes d'eau ayant un diamètre de $16\mu\text{m}$ ou plus.

NB :les conditions des flux permettraient de minimiser l'espacement et d'ajouter plus de plaques mais le coût de l'équipement deviendra excessif.

- **Autre variante : Modules hexagonaux**

Il est aussi possible d'installer des modules hexagonaux qui appliquent le même principe, mais elles présentent des contraintes de gestion des flux, l'alimentation se fait au milieu du décanteur et pour fonctionner il faut installer deux rangs de modules et alimenter entre eux (figure 13). L'installation de cette alternative est plus compliquée et ne sera donc pas développée dans ce qui suit.

Les modules hexagonaux sont utilisés pour la décantation des boues et ils ont une grande efficacité hydraulique et une résistance contre le colmatage.

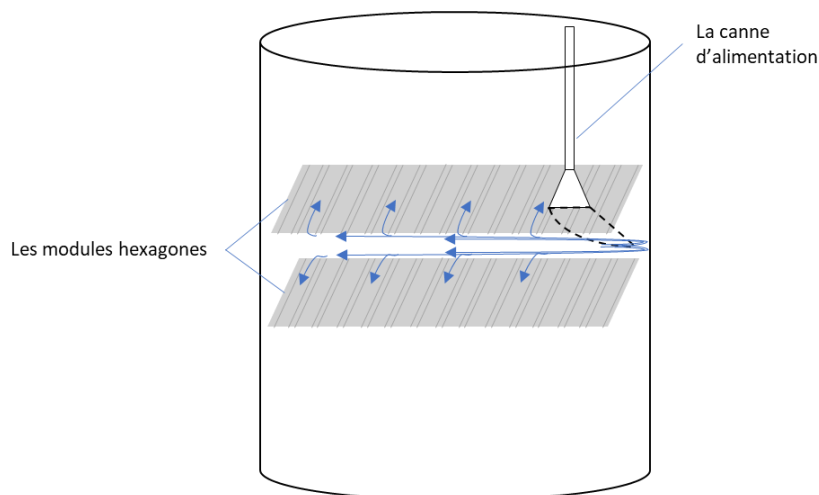


Figure 13 : Schéma des flux de séparation par modules hexagonaux

(3) Installation d'un antivortex

En absence de théorie précise qui permet de déterminer les conditions d'apparition de vortex [9], l'étude nécessite des essais pour déterminer les paramètres à satisfaire pour éviter les écoulements tourbillonnaires.

De ce fait, nous allons se limiter à installer un antivortex qui a la fonction de limiter l'écoulement giratoire et inhiber la formation de vortex. Les antivortex empêchent les mouvements giratoires en forçant l'écoulement au voisinage de l'orifice à travers des obstacles

En plus, une procédure de soutirage des eaux jaunes sera déterminée, d'après le retour d'expérience actuelle la procédure consiste à ouvrir la vanne à 50%, cette valeur sera revérifiée et redéfinie par des tests d'ouvertures de la vanne supérieures à 50%.

(4) Soutirage en trop-plein

Le soutirage du fioul et des eaux jaunes ne se produira qu'au moment où le niveau de liquide dépasse la hauteur de niveau des trop-pleins (voir schéma). Le niveau de trop-plein du fioul et des eaux jaunes doit être le même pour éviter l'accumulation de l'un des deux dans le décanteur.

Les débits d'alimentation des deux fluides ne sont pas égaux, de ce fait le soutirage doit respecter les débits théoriques avec suivi du niveau d'interface. Si jamais le niveau d'interface est maîtrisé il sera un paramètre de régulation des débits de sortie pour maintenir la hauteur de chaque phase.

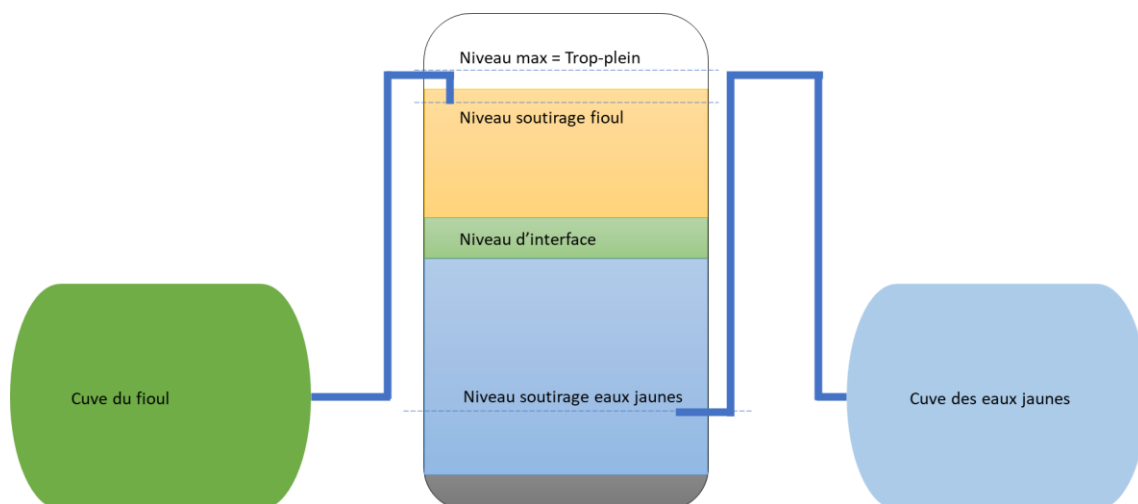


Figure 14 : Principe de soutirage par trop-plein

Cette alternative présente plusieurs avantages pour la décantation :

- Stabilité des hauteurs de chaque phase.
- Stabilité du niveau d'alimentation
- Stabilité des régimes d'écoulement aux points de soutirage.
- Minimiser les conditions de formation des vortex.

e) Coût des solutions proposées

Chacune des améliorations proposées a un coût d'approvisionnement et d'installation propre, le choix de matériaux de construction prend en compte les conditions d'utilisation, le fioul contient du toluène qui n'est pas compatible avec la plupart des plastiques [10] de ce fait les équipements proposés sont en acier inoxydable ou galvanisé.

Tableau 2 : Coût des améliorations de la décantation

Modification	Coût de l'équipement (€)		Durée des travaux	Coût des travaux	Coût total (€)
Extension	01 Tôle galvanisée	40	Confection et installation : 6h-8h		~300
Plaques lamellaire	75 Tôles ondulées galvanisées	1200	Découpage, assemblage et installation : 24h-32h	40€/h	2300 -2700
	Fixation en acier inoxydable	150			
Antivortex	Antivortex en inox :	140	Installation :2h		250 -300
	Accessoire de fixation	30-50			
Trop plein	10 m tubes en acier inoxydable	250	Installation :8h		~700
	07 coudes en acier inoxydable	140			

Donc le coût total des modifications varie entre 3500€ et 4000€.

3. Circuit d'injection de l'eau jaune

a) Fonctionnement et contraintes

Le circuit de circulation des eaux jaunes contient plusieurs pompes et plusieurs liaisons entre les équipements, le circuit de retour actuel contient trois pompes qui pompent les eaux jaunes de la cuve de stockage vers les foyers, les cyclones et les condenseurs primaires. Une pompe principale suivie de deux pompes en parallèle qui pompent pour la ligne A et B.

Les fluctuations de la cadence de la production et les arrêts de certaines lignes exigent ajouter un circuit de retour du fluide en aval de la pompe d'alimentation vers la cuve, l'objectif de ce circuit est de protéger la pompe d'alimentation et les équipements contre les fermetures des vannes en aval.

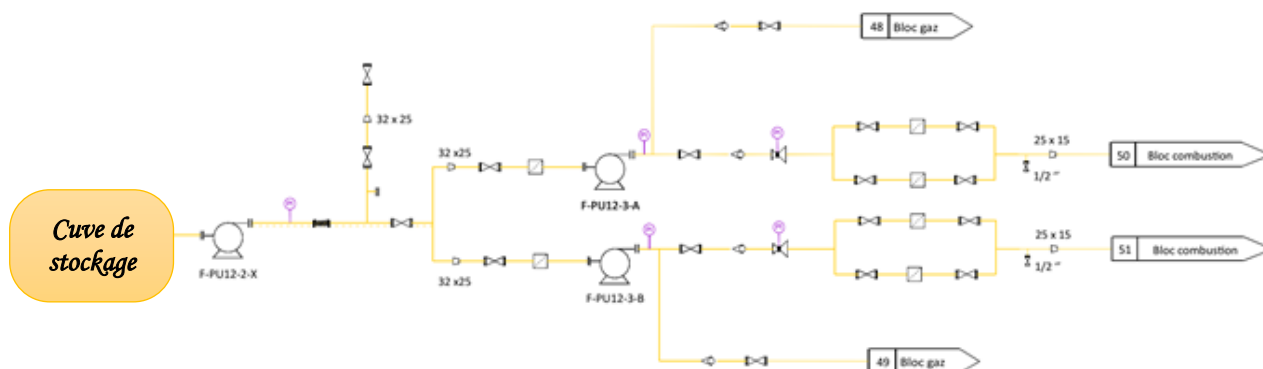


Figure 15 : Schéma du circuit des eaux jaunes

Le pompage des eaux jaunes présente une contrainte sur la production, la pompe d'alimentation tombe en panne d'une façon périodique et prématurée, en effet la garniture mécanique de la pompe d'alimentation s'use rapidement et nécessite un remplacement tous les six mois en moyen, ce qui implique un arrêt complet des lignes d'alimentation en eaux jaunes.

b) Analyse de circuit et cause de dysfonctionnement :

Le circuit des eaux jaunes est un réseau ramifié, le calcul des pertes de charge nécessite connaître les types et les dimensions des différents composants de circuit, sauf qu'en absence des informations sur les longueurs des canalisations, nous allons déduire les pertes de charges à partir des capacités des pompes installées.

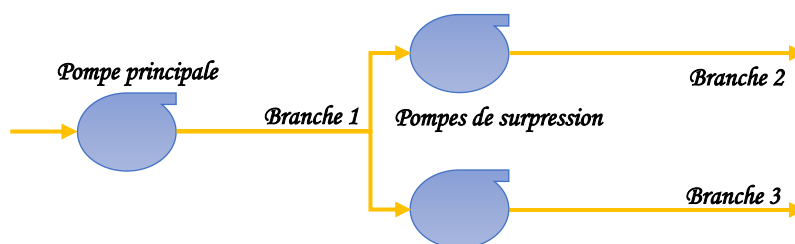


Figure 16 : Schéma simplifié du réseau

L'installation contient trois pompes pour deux lignes de production, une pompe centrifuge qui alimente deux pompes de surpression, la pompe centrifuge est une *Wilo BL 32/150-3/2* et les deux pompes de surpression sont des *Helix V 418-2/25/V/KS*, les courbes caractéristiques des pompes sont comme suivant :

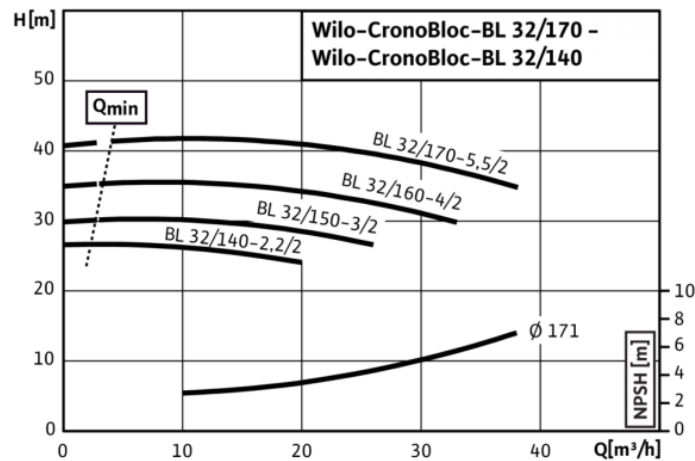


Figure 17 : Courbe caractéristique de Wilo BL 32/150-3/2 [11]

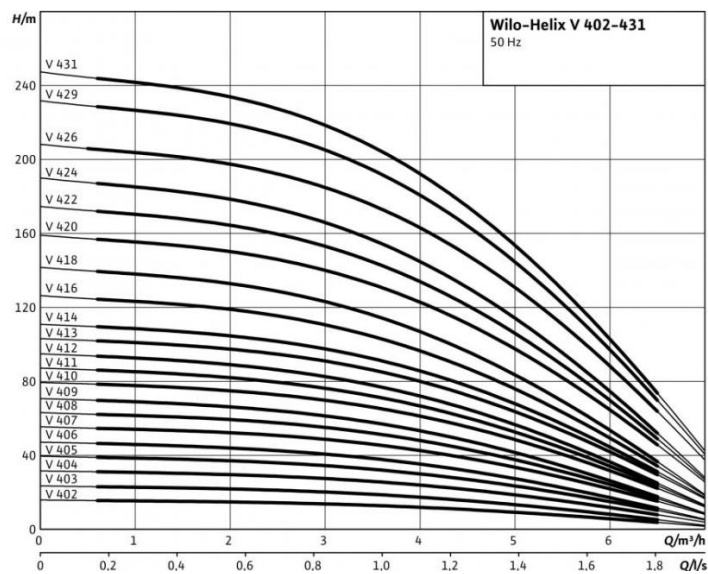


Figure 18 : Courbe caractéristique de Helix V 418-2/25/V/KS [12]

La courbe caractéristique de la pompe d'alimentation montre qu'elle fonctionne au-dessous de son débit minimal exigé, en effet, le débit total des eaux jaunes circulées est de l'ordre de $1\text{m}^3/\text{h}$, c'est-à-dire moins d'un tiers du débit minimal de la pompe. cela peut être la cause de la défaillance périodique.

Remédier à cette contrainte peut être réalisé par trois options

- Remplacement de la pompe d'alimentation par une pompe plus adaptée
- Remplacement des trois pompes par une seule pompe capable d'assurer leurs rôles.
- Ajouter un circuit de retour qui permet de retourner l'excès du débit de la pompe d'alimentation.

c) Option 1 : Remplacement des trois pompes par une unique

(1) Fonctionnement

Le remplacement des trois pompes par une seule unique pompe présente plusieurs avantages, gérer une seule pompe permettra principalement de simplifier les commandes et réduire le coût de la maintenance. L'inconvénient d'arrêt complet de la ligne en cas de panne est le même avec la pompe d'alimentation actuelle.

(2) Etude hydraulique

La pompe de remplacement doit supporter les pertes de charge de la totalité de circuit et de fournir les bonnes pressions à la sortie. L'absence des informations sur les longueurs des canalisations ne nous a pas permis de calculer les pertes de charge par calcul direct, de ce fait on va les déduire à partir des hauteurs manométriques des pompes actuelles.

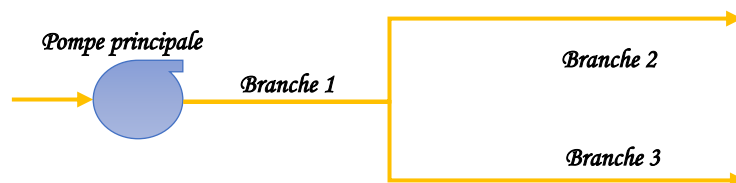


Figure 19 : Schéma simplifié du réseau de la pompe unique (option1)

La pompe de remplacement doit fournir la même hauteur manométrique fournie par les pompes installées, les pompes actuelles fournissent une hauteur de 175 m (30+145). l'annexe 4 présente les caractéristiques d'une pompe qui répond aux besoins en hauteur et en débit.

Les équipements installés ont une pression nominale maximale de PN 16. Utiliser une seule pompe augmentera la pression sur la branche 1, la nouvelle pression de fonctionnement dépasse 17 Bar, donc l'application de cette option implique le changement des différents organes du circuit par d'autres qui supportent des pressions nominales égales à PN 18 ou plus.

d) Option 2 : Changement de la pompe d'alimentation

C'est la solution la plus simple qui consiste à changer juste la pompe d'alimentation par une autre plus adaptée, ci-dessous la courbe caractéristique d'une pompe proposée par un de nos fournisseurs.

La pompe proposée est une pompe à entraînement magnétique, une variante qui ne contient pas de garniture mécanique toute en garantissant une étanchéité élevée.

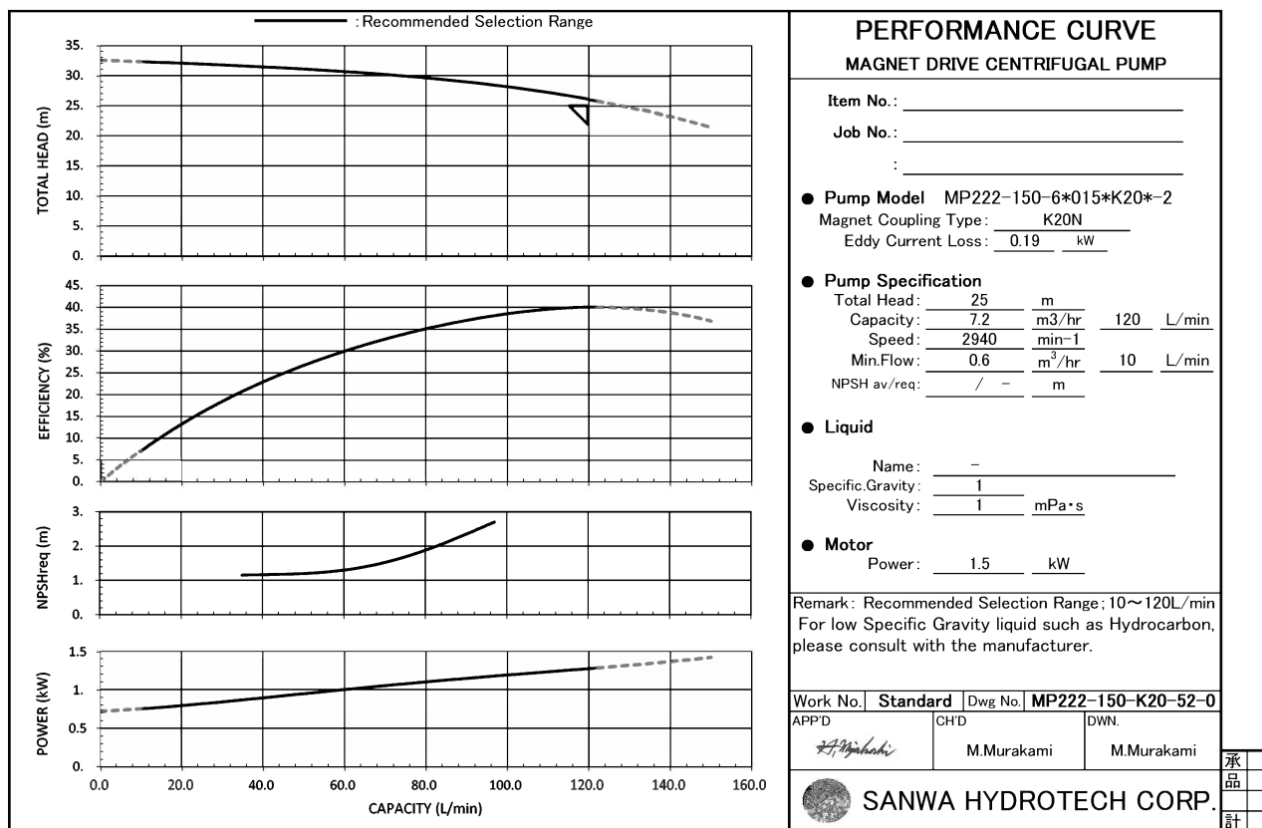


Figure 20 : Courbe caractéristique de la pompe d'alimentation alternative

e) Option 3 : Protection de la pompe d'alimentation par circuit de retour

Le circuit de retour porte une protection des pompes contre les surpressions en aval et les mauvaises manipulations de vannage, l'ajout du circuit de retour permettra d'ajuster le débit fourni par la pompe centrifuge toute en gardant le débit d'alimentation des deux pompes de surpression, Le circuit de retour va protéger la pompe et prolonger sa durée de vie

(1) Pertes de charge de circuit de retour

Le dimensionnement du circuit de retour doit permettre un retour de la totalité de débit minimal de la pompe et il doit également produire des pertes de charge équivalues aux pertes de charge entre la pompe centrifuge et les pompes de surpression.

La distance entre la pompe d'alimentation et la cuve est environ 5m, le parcours de circuit n'est pas encore défini et pour calculer les pertes des charges nous allons considérer la conception suivante :

- 10m de canalisation
- 03 coudes 90°
- 01 vanne boisseau
- Conduites en acier

Le tableau suivant résume les résultats de pertes des charges pour des diamètres différents :

Tableau 3 : Pertes de charge du circuit de retour

DN	10	15	20	25
Diamètre interne (m)	1,25E-02	1,58E-02	2,25E-02	2,66E-02
Débit (m ³ /h)	3			
Pertes de charge (bar)	3,58	1,20	0,23	0,10

Les pertes de charge générées par des circuits d'un diamètre nominal égal ou supérieur à DN15 sont au-dessous de la hauteur manométrique de 30m (3bar), donc ces diamètres sont suffisants pour égaliser la hauteur manométrique nécessaire pour le circuit principal.

(2) Ecoulement dans la cuve

La recirculation des eaux jaunes va augmenter le soutirage de la pompe d'alimentation et par conséquent, agiter le liquide dans la cuve. L'agitation des particules déposées au fond de la cuve dépend de plusieurs facteurs :

- La distance entre le point de soutirage et les points d'alimentation,
- Le régime d'écoulement dans la cuve
- La taille des particules.

Toutefois, le débit reste assez faible par rapport au volume de la cuve (51 m³), les plus petites particules ne présentent pas de risque pour les buses de pulvérisation, mais nous avons un grand intérêt d'établir un régime d'écoulement laminaire pour empêcher les particules de grande taille qui ont réussi à atteindre la cuve de stockage.

Afin de vérifier le régime d'écoulement, nous avons calculé le nombre de Reynolds en fonction de la hauteur du liquide pour un débit de 3 m³/h. la vitesse d'écoulement est très faible pour les hauteurs importantes, la turbulence est probable juste pour les faibles niveaux du liquide.

Dans le cas des faibles niveaux, le diamètre de la cuve est assez grand pour assimiler l'écoulement à un écoulement sur une surface plate (le nombre de Reynolds Re_x dépend de la distance parcourus), pour un niveau de 10 cm la valeur de Reynolds maximale (sur toute la longueur de la cuve) est égale à 44.10^3 , c'est juste à des niveaux inférieurs à 2cm que le nombre de Reynolds dépasse la valeur critique est égale à 500000.

On en déduit que l'écoulement reste laminaire en générale, mais il faut purger la cuve périodiquement pour éviter l'accumulation excessive au fond.

f) Coût des modifications

Le coût des propositions nécessite recenser les équipements à adapter et avoir le schéma de circuit de retour qui n'est pas encore définie.

Tableau 4 : Analyse des coûts des solutions proposées

Options	Coût		Observation
	Investissement	Exploitation	
Pompe unique	Coût de pompe + Coût des équipements + Coût d'installation	Optimisation du coût de fonctionnement	Nécessité de changement des organes du réseau présent et d'ajout de circuit de retour pour protection
Ajout de circuit de retour	Coût des équipements + Coût d'installation	Perte d'énergie en circulant les EJ	
Changement de pompe d'alimentation	Coût de pompe + coût d'installation	Optimisation du coût de maintenance	Nécessité de circuit de retour pour protection

Malgré les avantages de l'option de la pompe unique, la nécessité de changer des équipements pour suivre l'augmentation de la pression de fonctionnement rend cette alternative très coûteuse et non-envisageable.

L'installation de circuit de retour est demandée pour les trois alternatives, la protection qu'il porte à la pompe d'alimentation est indispensable. Le coût du circuit de retour est de l'ordre de 400€ (10m tubes à 100€, 3 coudes à 30€ une vanne boisseau manuelle 10€ et 250€ intervention en une journée)

La pompe actuelle nécessite un changement périodique de la garniture mécanique, après l'installation du circuit de retour la périodicité diminuera pour un changement estimé tous les deux ans. Le prix de la garniture est entre 35 et 45€, mais avec le coût d'intervention le coût total peut atteindre l'ordre de 200€ (sans compter le temps d'arrêt que nous allons intégrer dans le temps des arrêts programmés vue la périodicité de ce dysfonctionnement).

La pompe de remplacement est une pompe à entraînement magnétique qui ne nécessite pas de garniture mécanique et qui garantit une étanchéité maximale. Le prix d'une pompe adaptée à nos débits est de l'ordre de 4000€ (3492€ HT pour une pompe IWAKI MP222 150). La différence de consommation de puissance électrique est égale à 0,7 KW équivalent à 600€ HT par an ($\approx 320j \times 24h \times 0,11\text{€}/\text{KWh}$).

4. Conclusions et propositions d'amélioration

Les améliorations proposées pour le décanteur sont à la fois indépendantes et cumulables, le choix des améliorations a pris en compte la facilité de réalisation et la limitation de nombre des modifications sur les équipements existants.

Les pannes périodiques de la pompe d'alimentation sont dues à son fonctionnement au-dessous de son débit minimal, pour remédier au problème trois alternatives sont proposées. L'installation de circuit de retour est indispensable afin de protéger la pompe d'alimentation pour l'ensemble des variables. Par ailleurs le changement de pompe d'alimentation semble avantageux pour les coûts d'exploitation mais le prix de la pompe est important, de ce fait la solution la plus économique est de maintenir la pompe actuelle en attendant un besoin de changement au complet de la pompe pour la remplacer par une nouvelle pompe plus adaptée.

B. Bloc combustion : Etude du mélange des fumées et de la récupération de la chaleur

1. Contexte

La température des fumées est un paramètre important dans le processus de vapothermolyse. La température des fumées au niveau des foyers est supérieure au besoin dans le réacteur, de ce fait, les fumées sont mélangées avec de l'air ambiant via un mélangeur situé en aval des foyers avant de les envoyer au réacteur.

Le mélangeur présente un dysfonctionnement particulier, le sens de flux des fumées est souvent inversé vers le foyer haut, le ventilateur de soutirage se montre insuffisant pour maintenir le bon fonctionnement de mélangeur

A la fin du process, juste une partie de la chaleur des fumées est valorisée via le générateur de vapeur, ensuite les fumées sont refroidies par un quench avant d'être traité et libéré, actuellement un nouveau projet est en cours d'étude pour la récupération de la chaleur perdue et la valorisation énergétique de la totalité des gaz de thermolyse.

La valorisation des gaz de thermolyse peut prendre plusieurs façons, la valorisation matière exige répondre à plusieurs normes et mener plusieurs procédures administratives pour la commercialisation du produit. Plus simple que la valorisation matière, la valorisation énergétique est aussi valable, elle permet principalement de maintenir l'autonomie énergétique du site, d'alléger la complexité du procédé et de produire des gains à travers la vente de l'énergie.

Dans ce qui suit, nous allons étudier les dysfonctionnements du mélangeur et proposer des solutions adaptées, ensuite nous allons étudier une partie du nouveau projet qui consiste à dimensionner un échangeur qui va transférer la chaleur des fumées vers le réseau de chaleur de la ville sous forme d'eau chaude. De plus je vais présenter des solutions à une contrainte de sécurité sur le circuit des fumées et un développement de la procédure de démarrage des foyers.

2. Etude du mélangeur des fumées

a) *Fonctionnement du mélangeur*

Le mélangeur comporte trois entrées et une sortie, les fumées des foyers haut et bas sont mélangées avec de l'air froid pour diminuer leurs températures, le débit de l'air introduit est proportionnel au débit des fumées.

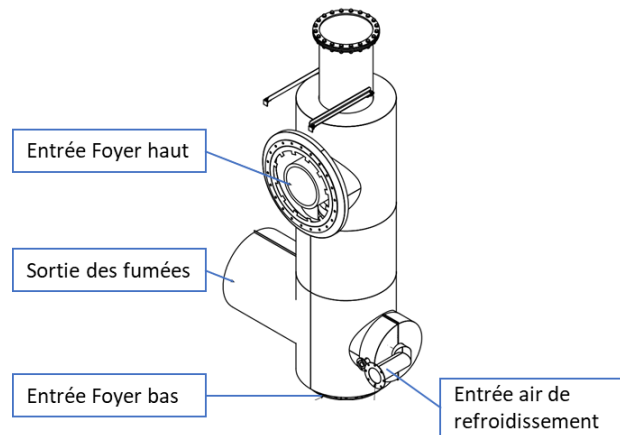


Figure 21 : Schéma du mélangeur

b) Paramètres principaux

L'étude du mélangeur prend en compte les paramètres de fonctionnement suivants :

- Température des fumées
- Pression des fumées
- Débit des fumées
- Température de l'air
- Pression de l'air
- Débit de l'air
- Température de sortie (mélange)
- Pression de sortie (mélange)

c) Causes de dysfonctionnement

Le sens et le débit d'écoulement dépendent de la différence de pression entre les entrées et la sortie, la fluctuation de la pression dans les foyers crée des moments d'insuffisance de différence de pression entre la sortie et les entrées des fumées, ce qui perturbe le bon fonctionnement du mélangeur.

La dépression à la sortie se réalise à l'aide d'un ventilateur installé après plusieurs équipements en aval du mélangeur. Le ventilateur fonctionne au régime maximal mais il semble être incapable de fournir une dépression suffisante pour maintenir un écoulement normal et permanent. La pression d'injection de l'air peut également être une cause du dysfonctionnement du mélangeur.

De ce fait, il est nécessaire d'étudier les différents paramètres qui influencent l'écoulement dans le mélangeur. De ce fait, nous allons faire des simulations de l'écoulement dans le mélangeur sous « ANSYS Fluent » afin de définir les causes du dysfonctionnement et les paramètres du bon fonctionnement.

d) Simulation du problème

(1) Géométrie

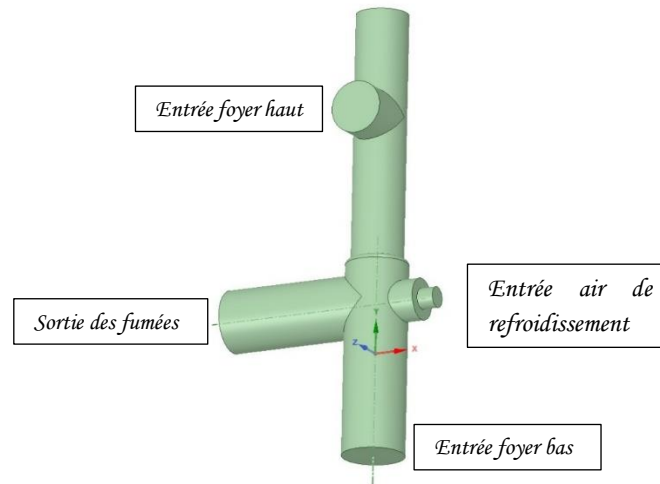


Figure 22 : Modélisation de mélangeur

(2) Les paramètres de simulation

La simulation est exécutée sous ANSYS Fluent, sous les paramètres de model suivants :

- Viscous : « K-epsilon »; « réalisable »; «standard wall function»
- Energy : « On »
- Species : « Species transport »; « Inlet diffusion »; « Diffusion energy source »

Le mélangeur est modélisé avec une extension de sa géométrie, les admissions du foyer bas et de la sortie sont allongées pour un résultat plus exact et pour minimiser les effets des conditions aux limites imposées, en effet, rapprocher les limites crée des zones de transition très petites et insuffisante pour donner des résultats fiables, cet effet est très visible quand les conditions aux limites sont de type « masse flow » ou « velocity » par exemple.

Le soutirage des fumées et l'introduction de l'air se font à l'aide de ventilateur à vitesse variable, les pressions des entrées sont inconnues, on connaît que la pression de soutirage, à la sortie la dépression est égale à -250Pa. De ce fait, nous commençons par des simulations de vérification pour définir l'état de référence et les conditions de perturbation de fonctionnement du mélangeur.

Remarque : les choix des conditions aux limites « inlet vent » et « intake fan » donnent des résultats similaires que « pressure inlet » et « pressure outlet » avec une différence négligeable entre 5 et 10 Pa de pression.

(3) Point de perturbation des flux :

Dans la première série de simulation nous allons changer les pressions d'entrée des fumées et observer les flux des fluides, les conditions aux limites choisies sont de type pression (pressure inlet ; pressure outlet)

La pression d'injection d'air n'est pas connue, donc pour les calculs nous allons prendre la pression atmosphérique (101325 Pa)

Tableau 5 : Résultats des simulations- Profils de fonctionnement

Simulation	Pression de l'air (Pa)	de Pression de sortie (Pa)	de Pression des fumées (Pa)	Observation
1-1	101325	101075	101100	Ecoulement normal
1-2	101325	101075	101075	Ecoulement normal
1-3	101325	101075	101050	Début de perturbation de l'écoulement
1-4	101325	101075	101040	Ecoulement perturbé

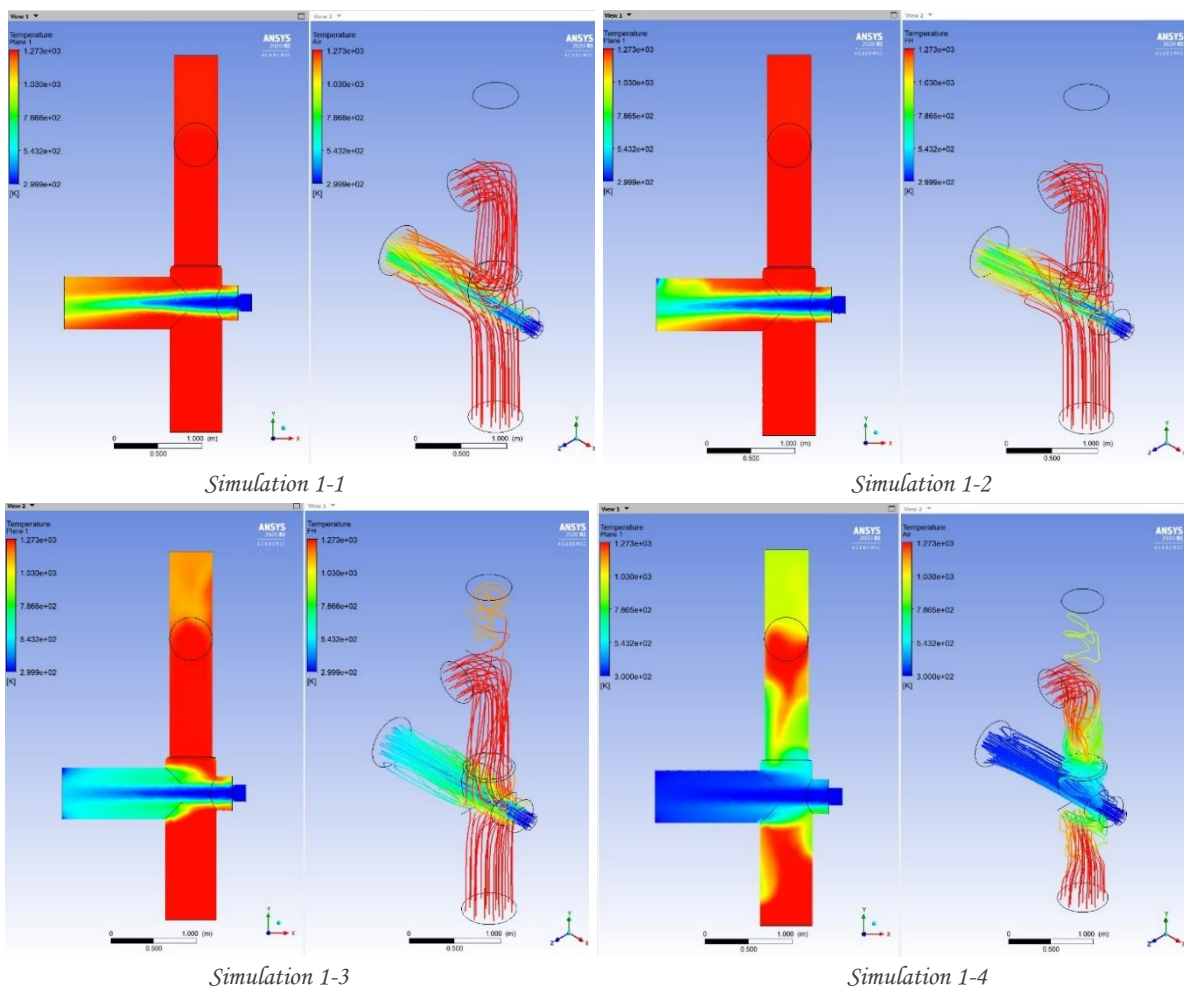


Figure 23 : Première série de simulation - Profils graphique de fonctionnement

Résultat : Ces simulations nous ont permis de prouver la relation entre les différences de pression et le sens des flux et elles nous ont permis d'avoir une idée sur la marge de différence de pression nécessaire avant d'atteindre le point de changement du sens d'écoulement.

On remarque que même pour une pression des fumées inférieure à la pression de sortie on peut avoir un écoulement normal jusqu'à 101050 Pa, en dessous de cette valeur les flux remontent vers le foyer haut en premier et au foyer bas après. Ceci montre aussi l'effet d'entraînement des fumées par le flux de l'air et on peut déduire que cet effet est plus fort quand nous augmentons la vitesse de l'air et inversement.

Par ailleurs, avoir un sens d'écoulement normal ne prouve pas le bon fonctionnement du mélangeur, le refroidissement des fumées dépend aussi des débits massiques mélangés.

(4) L'effet de la pression de la sortie

Afin de voir l'effet de ventilateur de sortie sur le mélangeur on va changer le type des conditions aux limites des entrées par le type : flux de masse (masse flow inlet), ce type impose un flux massique fixe dans un sens défini, la pression du flux est calculée pour atteindre la valeur nécessaire pour maintenir le débit imposé dans un régime stationnaire.

Tableau 6 : Résultats des simulations- Effet de la pression de sortie

Simulation	Pression de sortie (Pa)	Débit d'air (kg/h)	Pression de l'air (Pa)*	Débit des fumées (kg/h)	Pression des fumées (Pa)*	Observation
2-1	101000		101085		101035	Écoulement normal
2-2	101025	3200	101110	3900	101060	Écoulement normal
2-3	101075		101160		101110	Écoulement normal
2-4	101125		101210		101160	Écoulement normal

* Les pressions de l'air et des fumées affichées sur le tableau sont des résultats de simulation.

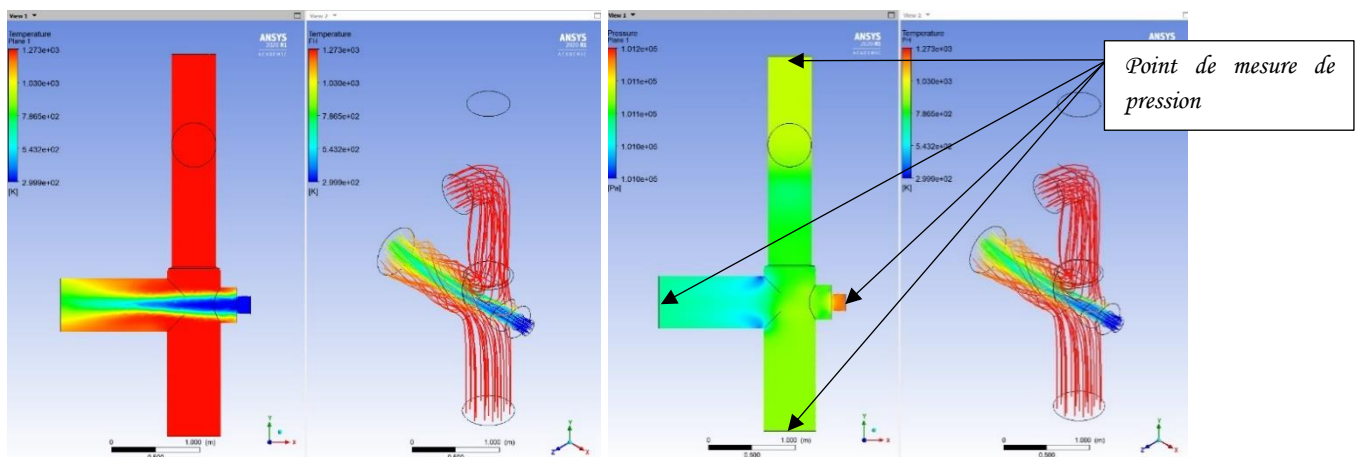


Figure 24 : 2^{ème} série de simulation - Graphique de l'effet de pression de sortie

e) Exploitation des résultats

Sur site, les seuls flux pilotables sont l'entrée de l'air et la sortie du mélange, les résultats ont montré que le bon fonctionnement nécessite une différence de pression entre les entrées des fumées et la sortie de l'ordre de 35 Pa, sauf que maintenir la différence de pression est très difficile vu l'instabilité des flux des fumées.

Avoir les bonnes températures après refroidissement nécessite aussi une maîtrise des débits, mais en absence d'information sur la pression des fumées sortant du foyer, il est difficile de bien définir les conditions de fonctionnement avec précision.

La simulation 1-3 a montré que le sens d'écoulement est maintenu jusqu'à -25 Pa de différence entre les entrées et la sortie, la vitesse d'écoulement de l'air est le facteur responsable du maintien du bon sens d'écoulement. Donc il est possible d'utiliser la vitesse de l'air pour résoudre le dysfonctionnement.

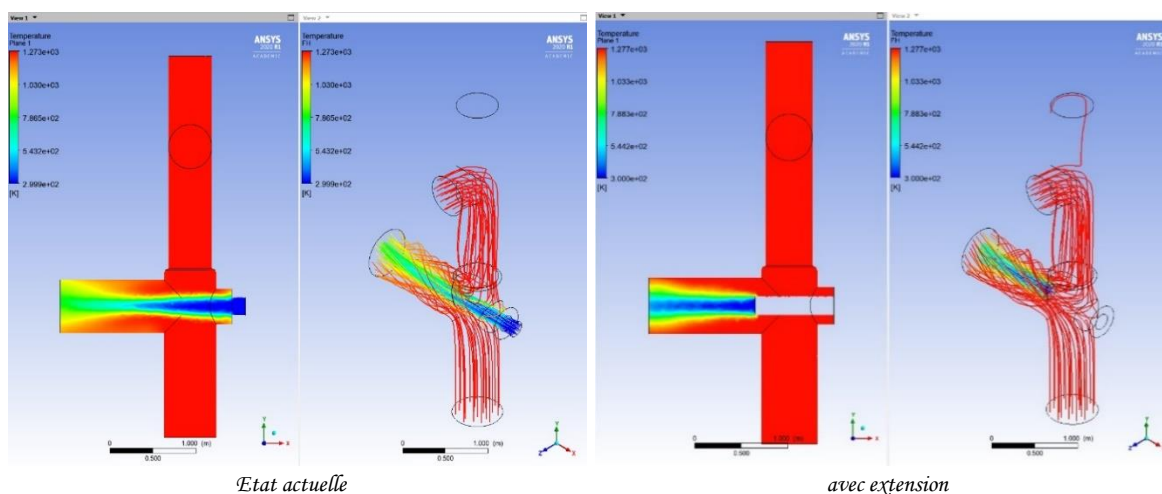
(1) Injection de l'air

Les modifications envisageables sur le mélangeur sont difficiles et limitées et suite aux simulations précédentes nous avons remarqué l'effet de l'entraînement des fumées par l'air, de ce fait nous allons modéliser deux modifications sur l'injection de l'air, la première consiste à mettre une extension de la conduite d'air jusqu'au centre du mélangeur et la deuxième consiste à réduire le diamètre de la conduite existante (voir les figures de simulation).

Les conditions aux limites des entrées seront « masse flow inlet » et celle de la sortie restera la même « pressure outlet », le choix est fait pour décrire les conditions nécessaires pour un bon fonctionnement d'écoulement et de débit et les résultats seront comparés avec les résultats précédents de même type.

Tableau 7 : Résultats de simulation- Modification de l'admission de l'air

Géométrie	Pression de sortie (Pa)	Débit d'air (kg/h)	Pression de l'air (Pa)	Débit des fumées (kg/h)	Pression fumées foyer haut (Pa)	Pression fumées foyer bas (Pa)	Différence de pression sortie et entrées fumées
Actuelle	101075		101160		101110	101105	+35/+30
Avec extension	101075		101060		101125	101115	+50/+40
Réduction de diamètre 25%	101075	3200	101290	3900	101075	101070	0/-05
Réduction de diamètre 50%	101075		103580		100895	100880	-180/-195



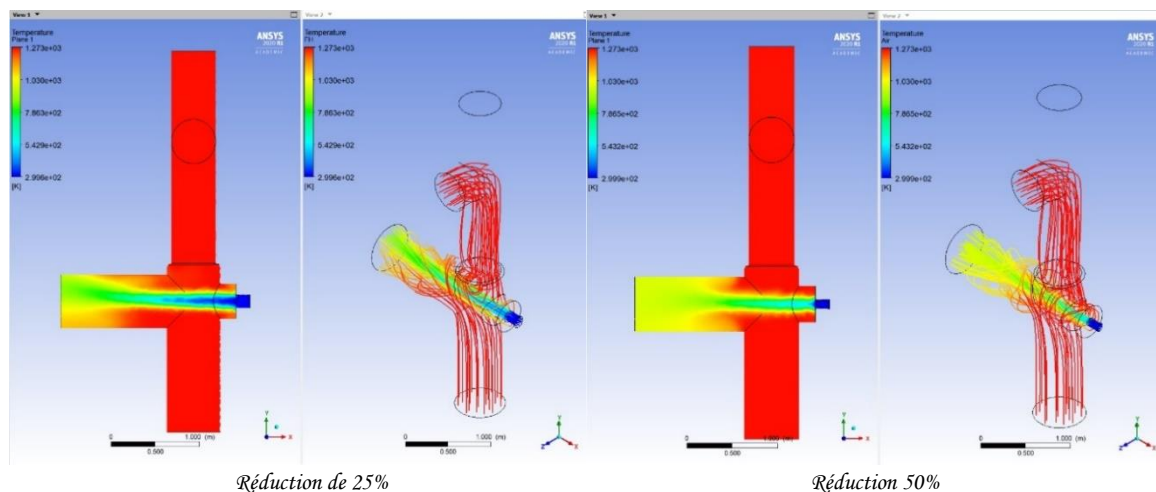


Figure 25 : 3^{ème} série de simulations- Modification de l'admission de l'air

Les résultats montrent l'effet de la vitesse d'écoulement de l'air, la réduction du diamètre de l'entrée de l'air a permis de réduire la pression d'entrée des fumées nécessaire pour maintenir le bon fonctionnement du mélangeur, cette pression a passé de 101110 Pa à 100890 Pa, la différence de pression avec la sortie a passé de +35 Pa pour l'état actuelle à - 180 Pa pour la réduction de diamètre à 50%. En revanche l'ajout de l'extension inverse cet effet et augmente la pression des fumées nécessaire pour avoir le bon fonctionnement.

(2) Renforcer le soutirage

Changer le ventilateur de soutirage par un autre plus performant permettra d'augmenter la différence de pression entre la sortie du mélangeur et les entrées. C'est le choix adopté par le service d'ingénierie, le ventilateur choisi permet d'avoir une pression nominale à l'aspiration de -40 mbar avec un maximum de -60 mbar.

Le ventilateur est installé après le scrubber et du fait, plusieurs équipements séparent le mélangeur et le ventilateur. Pour un débit des fumées de 5800 m³/h, la perte de charge entre le ventilateur et la sortie de mélangeur est égale à 0.17 kPa, donc la pression à la sortie de mélangeur sera de l'ordre de : -38 mbar.

La simulation de cette modification avec des conditions aux limites de type masse flow donne les résultats suivants :

Tableau 8 : Résultats des simulations - Soutirage renforcé

Simulation	Pression de sortie (Pa)	Débit de l'air (kg/h)	Pression de l'air (Pa)	Débit des fumées (kg/h)	Pression des fumées foyer haut (Pa)	Pression des fumées foyer bas (Pa)	Différence de pression des sorties et entrées fumées (Pa)
Changement de ventilateur	97525	3200	97611	3900	97563	97557	+38/+32

Les pressions des entrées ont baissé significativement et par conséquent la pression dans les foyers va baisser et les vitesses d'écoulement vont augmenter. Les flammes dans les foyers sont susceptibles d'être allongé.

3. Echangeurs thermiques

a) Fonctionnement des échangeurs

L'objectif de l'échangeur est de récupérer la chaleur des fumées avant d'atteindre le quenche et de valoriser cette chaleur sous forme d'eau chaude. Les fumées peuvent être refroidies jusqu'à 200°C, en-dessous de cette température il y a le risque d'atteindre la température de rosée des fumées (170°C).

De l'autre côté la chaleur sera transférée au réseau de chaleur de la ville de Dole, les températures d'entrée et de sortie de l'eau sont imposées par l'opérateur du réseau qui exige des températures de fonctionnement bien déterminées :

Tableau 9 : Paramètre de fonctionnement

	Été	Hiver
Température froid (°C) (entrée)	85	65
Température chaud (°C) (sortie)	109	85
Pression (bar)	10	10

b) Dimensionnement

(1) Le choix d'échangeur

Il existe plusieurs types d'échangeurs développés pour les divers besoins industriels, les paramètres de décision se basent principalement sur les températures et la nature des fluides, en général les paramètres principaux de notre choix sont l'encombrement de l'échangeur, les températures maximales d'utilisation, la tolérance à l'encrassement et la facilité de nettoyage.

En effet, pour notre cas, l'échangeur doit fournir un encombrement minimal, un domaine de température d'utilisation dépassant 600°C et une facilité de nettoyage particulièrement du côté des fumées. En effet, les échangeurs les plus adaptés pour les échanges gaz-liquide à haute température sont de type tubes et calandre [13]. Ce choix adopté doit aussi répondre aux exigences d'encombrement et de fiabilité, des exigences que nous allons vérifier au fur et à mesure des étapes de dimensionnement.

(2) Calculs analytiques

Les méthodes de dimensionnement des échangeurs industrielles sont diverses, les fabricant se base le plus souvent sur des outils propres basés sur des méthodes analytiques et sur leur retour d'expérience, dans ce qui suit nous allons utiliser la méthode DTLM pour calculer la surface d'échange. La méthode DTLM est d'ailleurs la plus adaptée pour le dimensionnement, les choix de dimensionnement seront basés sur nos exigences techniques pour mieux adapter l'échangeur à nos besoins.

En régime établi, le bilan de matière et le bilan d'énergie des échangeurs se résume à l'égalité entre les sorties et les entrées, l'accumulation et la création sont nulles. Dans ce qui suit nous n'allons considérer que les flux thermiques et les pertes de charge, les variations des autres énergies sont négligées.

Les étapes de calcul sont détaillées dans l'annexe 1.

Le bilan thermique de l'échangeur peut être établi à partir des débits et des profils de température. Le débit calculé est un débit théorique qui ne tient pas compte ni des pertes de chaleur ni du rendement ou de l'efficacité de l'échangeur.

Tableau 10 : Les données du bilan thermique

	Fumées	Eau	
		Hiver	Eté
T° entrée (°C)	600	85	65
T° sortie (°C)	200	109	85
Débit massique(kg/s)	3,0556	14,01	17,14
Masse volumique (kg/m ³)	0,515	960*	975*
Débit de capacité thermique (J/°C.s)	3300	59224	71953,33
Flux de chaleur (W)	-1455666	1455666	
Capacité thermique à la T° entrée J/kg.K	1080	4198*	4183*
Capacité thermique à la T° sortie J/kg.K	1154	4227*	4198*

*source : www.steamtablesonline.com

c) Calculs

Les résultats de l'application numérique des étapes formulées dans l'annexe 1 seront résumés dans des tableaux pour plus de visibilité et au fur et à mesure de développement des calculs on choisira les paramètres et les dimensions les plus adaptés.

(1) Calcul d'échange thermique

Le tableau des données du bilan thermique contient les valeurs des échanges thermique nécessaires pour nos calculs postérieurs.

Tableau 11 : Calculs des échanges thermiques

	Unité	Hiver	Eté
ΔT max	°K	515	535
DTLM Contre-courant	°K	259,04	283,81
Flux maximal	W	1699500	1765500
Flux	W	1455666,67	1455666,67
Facteur correction DTLM Une passe calandre avec N calandres	Sans unité	0,994	0,996
K*A	W/°K	5654,24	5150,77

La vitesse recommandée de l'eau dans les tubes et de 1m/s, les débits de l'eau changent entre l'été et l'hivers, pour la même section des tubes les vitesses d'écoulement en été et en hivers sont assez proches, elles sont égales à 1,2m/s et 1m/s respectivement. Pour simplifier la présentation des résultats nous allons adopter dans ce qui suite la vitesse de la période d'hiver.

La somme des sections des tubes est :

$$S_{tube} = \frac{Q_{eau}}{v_{eau}} = 0.0146 \text{ m}^2$$

La détermination du nombre des tubes dépend du diamètre des tubes à choisir, pour définir notre choix nous allons réaliser une série de calculs pour des diamètres différents, le choix final sera le plus avantageux en termes d'échange thermique et de pertes de charge.

Tableau 12 : Coefficient d'échange local et les pertes de charge côté tubes

DN tube	10	15	20	25	50	80
Coef d'échange h_{eau} (w/m ² .s)	5 127,01	4 815,98	4 561,86	4 408,38	3 849,05	3 556,68
Pertes de charge linéaire (Pa/m)	1 130,95	764,83	545,04	440,08	188,47	115,03

NB : les dimensions des tubes sont standard (Schedule STD/40/40S) [14]

La vitesse des fumées est un paramètre décisif pour le dimensionnement, pour des fumées encrassantes c'est très avantageux d'avoir de grandes vitesses pour empêcher les dépôts de suie sur les parois, cependant, ces grandes vitesses provoquent l'érosion des parois. Dans le cas des fumées moyennement encrassantes que nous avons, la vitesse recommandée est entre 25 et 30 m/s (Werner-Webb) [13].

La distance entre les chicanes L_b est déterminée à partir du diamètre de la calandre D_c , elle est prise entre $D_c / 5 < L_b < D_c$ [15]. Nous avons choisi la distance maximale $L_b = D_c$ pour baisser la vitesse d'écoulement des fumées au minimum, concernant l'ouverture des chicanes, on peut la choisir entre 15% et 45% du diamètre D_c .

La section sur le côté calandre est égale au rapport du débit sur la vitesse :

Tableau 13 : Sections d'écoulement côté calandre

Vitesse des fumées (m/s)	25	26	27	28	29	30
Section Ad (m ²)	0,237	0,228	0,220	0,212	0,205	0,198

La section à choisir sera entre 0,198 et 0,237m², le calcul du diamètre de la calandre comprend un choix de pas des tubes, dans la pratique le pas est égal à 2d ou 3/2d, les pas très grands baissent l'efficacité des échanges thermiques et les pas très petits augmentent la difficulté de nettoyage. Les diamètres de calandre qui satisfait les conditions de vitesse sont présentés en fonction des diamètres des tubes :

Tableau 14 : Diamètres de calandre

	Pas	DN 10	DN 15	DN 20	DN 25	DN 50	DN 80
Diamètre de calandre (m)	3/2 d	0,844	0,827	0,812	0,797	0,783	0,770
	2 d	0,689	0,676	0,663	0,651	0,640	0,629
Diamètre de calandre disponible* (m)	3/2 d	0,845	0,845	0,845	0,794	0,794	0,794
	2 d	0,692	0,692	0,692	0,692	0,641	0,641

Vitesse réelle (m/s)	3/2 d	24,96	24,96	24,96	28,25	28,25	28,25
	2 d	24,77	24,77	24,77	24,77	28,85	28,85

* : DN850 : $d_{in} = 845\text{mm}$
 DN800 : $d_{in} = 794\text{mm}$
 DN700 : $d_{in} = 692\text{mm}$
 DN650 : $d_{in} = 641\text{mm}$

A partir des diamètres disponibles de la calandre, les calculs des échangeurs en fonction des diamètres des tubes sont :

Tableau 15 : Résultats pour une calandre DN 850

DN	10	15	20	25	50	80
Surface d'échange (m ²)	44,55	53,77	62,22	65,35	92,60	110,97
Longueur de la calandre (m)	9,52	15,62	23,84	28,92	80,20	113,31
Pertes de charge côté tubes (Pa)	10 763,92	11 948,06	12995,79	12 726,41	15 116,37	13 034,34

Tableau 16 : Résultats pour une calandre DN 800

DN	10	15	20	25	50	80
Surface d'échange (m ²)	41,70	50,32	58,22	61,15	86,62	103,79
Longueur de la calandre (m)	8,91	14,62	22,31	27,06	75,02	105,99
Pertes de charge côté tubes (Pa)	10075,42	11180,61	12158,98	11908,28	14140,01	12191,87

Tableau 17 : Résultats pour une calandre DN 700

DN	10	15	20	25	50	80
Surface d'échange (m ²)	63,13	53,99	62,47	65,61	92,97	111,41
Longueur de la calandre (m)	13,49	15,68	23,94	29,03	80,53	113,77
Pertes de charge côté tubes (Pa)	15 254,91	11 995,91	13 047,97	12 777,42	15 177,25	13 086,86

Tableau 18 : Résultats pour une calandre DN 650

DN	10	15	20	25	50	80
Surface d'échange (m ²)	58,17	70,28	81,37	85,42	121,18	145,24
Longueur de la calandre (m)	12,43	20,42	31,18	37,80	104,96	148,31
Pertes de charge côté tubes (Pa)	14054,17	15615,56	16994,80	16636,12	19782,28	17060,33

d) La comparaison des résultats

Après la définition des différents paramètres de dimensionnement, la décision finale sera basée sur l'efficacité et le coût de l'échangeur, alors que les efficacités sont équivalentes, donc la décision sera basée sur la comparaison des coûts, en plus nous allons ajouter le critère de la surface occupée sur le sol, un critère qui répondra à notre contrainte d'encombrement.

Sur site la hauteur disponible pour les équipements est de 8m environ, ce qui permet de ranger l'échangeur en hauteur et minimiser la surface occupée, les tubes normalement disponibles dans l'industrie sont de 12m, une coupe de 6m permettra de minimiser les pertes matière, le reste de la hauteur sera utilisée pour la fixation et les têtes de l'échangeur.

La surface (en m²) occupée sur le sol par chaque configuration est donnée par le tableau suivant :

Tableau 19 : Surface de l'échangeur sur le sol

	DN 10	DN 15	DN 20	DN 25	DN 50	DN 80
DN 850	1,49	2,24	2,98	3,73	10,44	14,17
DN 800	1,32	1,98	2,64	3,30	8,59	11,89
DN 700	1,52	1,52	2,02	2,53	7,08	9,61
DN 650	1,31	1,74	2,62	3,05	7,85	10,90

Les surfaces présentées sur le tableau sont les surfaces des section carrés des calandres

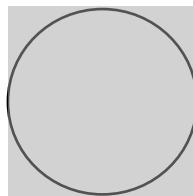


Figure 26 : Surface de la section carrée d'un tube

Les petit diamètres côté tubes (DN 10 et DN 15) donnent un meilleur encombrement sur le sol, sauf que ces diamètres sont très petit et plus sensibles aux déformations plus que les autres diamètres, l'encombrement de leurs configurations est assez proche du DN20, donc il est davantage de les éliminer de la liste des choix.

e) Optimisation et intensification d'échange thermique

L'optimisation consiste à augmenter le coefficient d'échange global afin de réduire la surface d'échange.

Parmi les techniques les plus utilisées on trouve [16] :

- Les ailettes persiennes
- Les tubes à rugosité

Ces techniques déstabilisent les couches limites et augmentent les coefficients d'échange, sauf qu'elles augmentent aussi les pertes des charges.

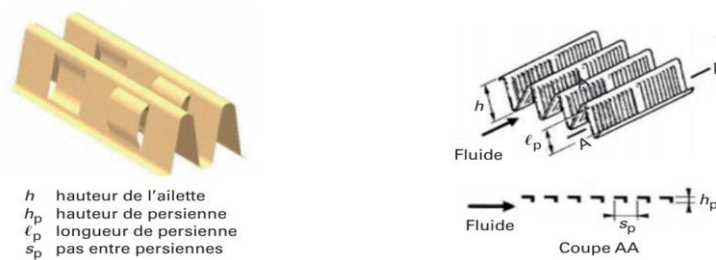


Figure 27 : Model d'ailette avec persiennes [16]

Par ailleurs, et pour des raisons pratiques il est souvent indispensable d'ajouter un excès de surface pour tenir compte des éventuelles baisses de rendement, les coefficients courants sont :

- $C_s \approx 10\%$: valeur minimale de surdimensionnement pour prendre en compte l'encrassement ;
- $C_s \approx 15$ à 25% : valeurs usuelles pour grand nombre de cas ;
- $C_s \approx 30$ à 50% : surdimensionnement extrême à utiliser pour les cas difficiles et où il y a risque de pénalités sévères si l'échangeur ne réalise pas les performances.

f) Pertes de chaleur

Les pertes de chaleur ne font pas partie de la méthode analytique de dimensionnement de l'échangeur toutefois il est très pertinent de connaître leur grandeur.

Le bilan thermique des pertes de chaleur présente quatre causes :

- Pertes par les fumées sortantes
- Perte par convection avec l'air extérieur
- Pertes par conduction avec le sol et les équipements
- Pertes par rayonnement

Les fumées quittent l'échangeur à une température de 200°C , ces fumées présentent une partie de la chaleur fatale qui ne sera pas récupérée pour des raisons techniques, descendre au-dessous de la température de rosée des fumées peut endommager l'échangeur et les équipements en aval.

Le calorifugeage de l'échangeur limite énormément les pertes mais sans les éliminer complètement. Dans ce qui suit, nous allons négliger les pertes par rayonnement et par conduction et seules les pertes par convection seront prises en compte.

Le calcul des pertes de chaleur dépend de la géométrie finale de l'échangeur et vu le nombre des configurations, seules les configurations optimisées qui nous donnent la surface minimale et la surface maximale seront considérées.

La chaleur échangée avec l'air ambiant par convection naturelle est :

$$\varphi = h \times S \times \Delta T$$

Le coefficient d'échange dépend de l'arrangement des surfaces et le régime d'écoulement de l'air, les relations simplifiées des coefficients d'échange par convection naturelle pour l'air sont :

Plaque ou cylindre vertical : $h = 1.31(\Delta T)^{\frac{1}{3}}$

Face supérieure d'une plaque horizontale chaude : $h = 1.52(\Delta T)^{\frac{1}{3}}$

Face inférieure d'une plaque chaude : $h = 0.59 \left(\frac{\Delta T}{L}\right)^{\frac{1}{4}}$

Tableau 20 : Pertes de chaleur par convection naturelle

Configuration	L × l × h (m)	Pertes de chaleur (kW)
DN800/DN10	1,6 × 0,8 × 6	3,75
DN850/DN80	6,5 × 5,2 × 6	19,52

$\Delta T = 30^{\circ}\text{C}$

g) Le coût de l'échangeur

Le coût des échangeurs dépend de plusieurs paramètres (technologie, matériaux, équipement...), pour calculer le coût nous allons utiliser des sites internet créés par des spécialistes et mis à la disposition des concepteurs des usines et des équipements industriels.

Nous allons faire les simulations sur deux de ces sites et comparer les coûts moyens à partir des résultats, les sites utilisés sont :

<https://www.matche.com/equipcost/Exchanger.html>

Paramètres de simulation :

- Type : Chauffe-eau grand
- Matériaux : Acier Carbone
- Pression : 150 psia

<http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>

Paramètres de simulation :

- Type : U tube et A tête flottante
- Matériaux : Acier Carbone
- Pression : 1035 kPa

Les moyens des coûts simulés sont actualisés et résumés dans le tableau ci-dessous (actualisation illustrée dans l'annexe 1) :

Tableau 21 : Coûts moyens des échangeurs (en €)

	DN 10	DN 15	DN 20	DN 25	DN 50	DN 80	Moyenne
DN 850	10609	11748	12758	13117	16123	18013	13728
DN 800	11082	10191	11032	11303	13759	15318	12114
DN 700	8967	9842	10613	11038	13206	14688	11392
DN 650	9259	10175	10982	11283	13732	15287	11786
Moyenne	9979	10489	11346	11685	14205	15827	<u>12255€</u>

Le coût des configurations varie entre 9000€ et 18000€, avec une moyenne globale de 12250€

Finalement, la meilleure configuration en termes de coût, de maintenance et d'encombrement sur le sol, est donnée par l'échangeur DN20/DN800 :

Puissance échangée :	1,45	MW
Diamètre calandre :	DN800	
Diamètre tube :	DN20	
Longueur tubes :	22.31	m
Surface d'échange :	58.22	m ²
Coefficient global d'échange :	97.13	W/m ² .s)
Surface sur le sol :	2.64	m ²
Coût estimé :	10-13	k€

4. Sécurité de la vanne à trois voies

a) *Fonctionnement de la vanne à trois voies*

Le circuit de combustion des gaz de thermolyse contient des vannes à trois voies (V3V) à commande pneumatique. Les vannes commandent la direction du flux des gaz de thermolyse, elles le dirigent vers les foyers de combustion dans les conditions de fonctionnement normales ou vers la torchère en cas d'incident.

En cas de panne électrique ou de perte d'air comprimé, il est nécessaire d'avoir le contrôle sur la vanne ou au moins un mécanisme de repli vers une position de sécurité prédéfinie.

b) *Le contrôle de la vanne*

La vanne est commandée depuis la salle de contrôle. En cas de panne électrique ou de perte de pression d'air comprimé, la salle de commande perd le contrôle et la vanne reste fixée sur sa dernière position.

La vanne ne dispose pas d'option de repli, en cas de perte de contrôle, changer sa position demande une intervention manuelle, ce qui présente une contrainte de fonctionnement et un risque de sécurité.

c) *Distributeur installé*

Le distributeur électropneumatique installé est un distributeur 2/3 monostable normalement fermé de marque ASCO portant la référence : G551A001 MS

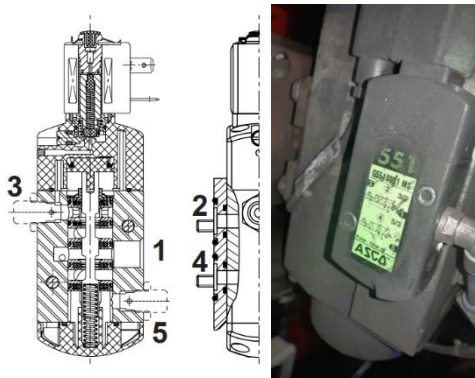


Figure 28 : Le distributeur électropneumatique installé (schéma adapté à partir [17])

d) Mécanisme de repli

Cette proposition simple consiste à mettre en place des équipements qui permettront d'avoir une réserve de l'air comprimé et la possibilité de changer la position de la vanne en cas de perte de puissance ou de pression d'air.

Le dispositif sera composé d'un réservoir d'air comprimé et un distributeur pneumatique qui commandera la V3V, en cas de perte de pression le réservoir alimentera le distributeur pour mettre la vanne à la position de sécurité.

La vanne est commandée par un distributeur 2/3 à commande électropneumatique, le distributeur est monostable normalement fermé, donc il a une position de repli en cas de perte de puissance électrique, de ce fait il faut régler cette position sur la position de sécurité de la vanne 3 voies.

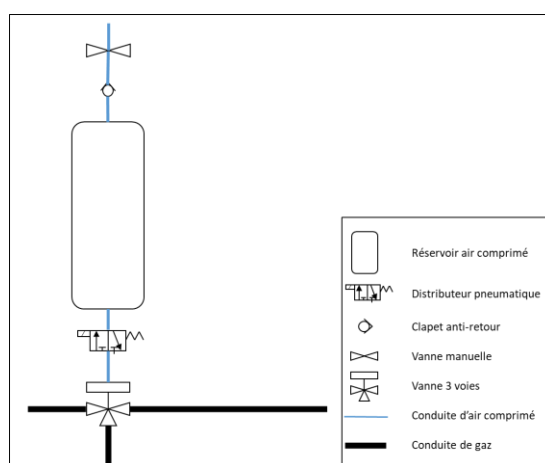


Figure 29 : Schéma du mécanisme de repli

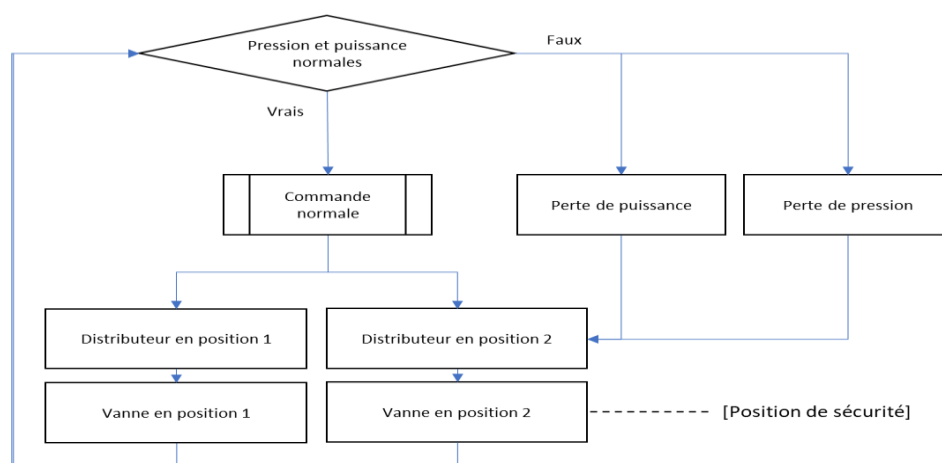


Figure 30 : Logigramme de commande de V3V

Actuellement la bonbonne d'air comprimé installé débouche sur plusieurs équipements et elle se vide rapidement. Le raccordement de la bonbonne sera rectifié pour alimenter juste les deux V3V des foyers bas et haut.

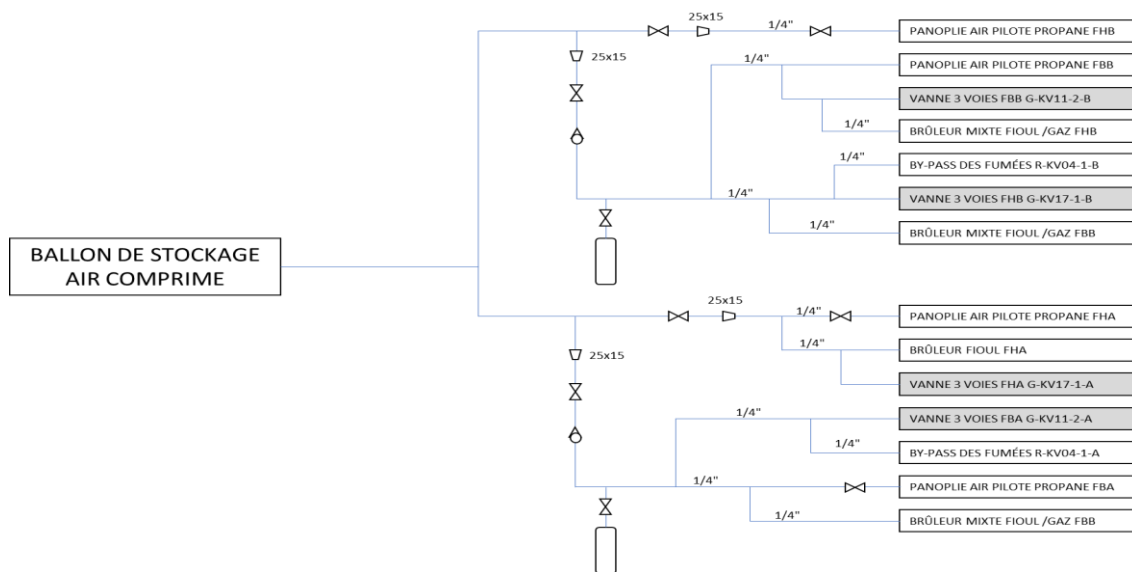


Figure 31 : Raccordement actuel des V3V

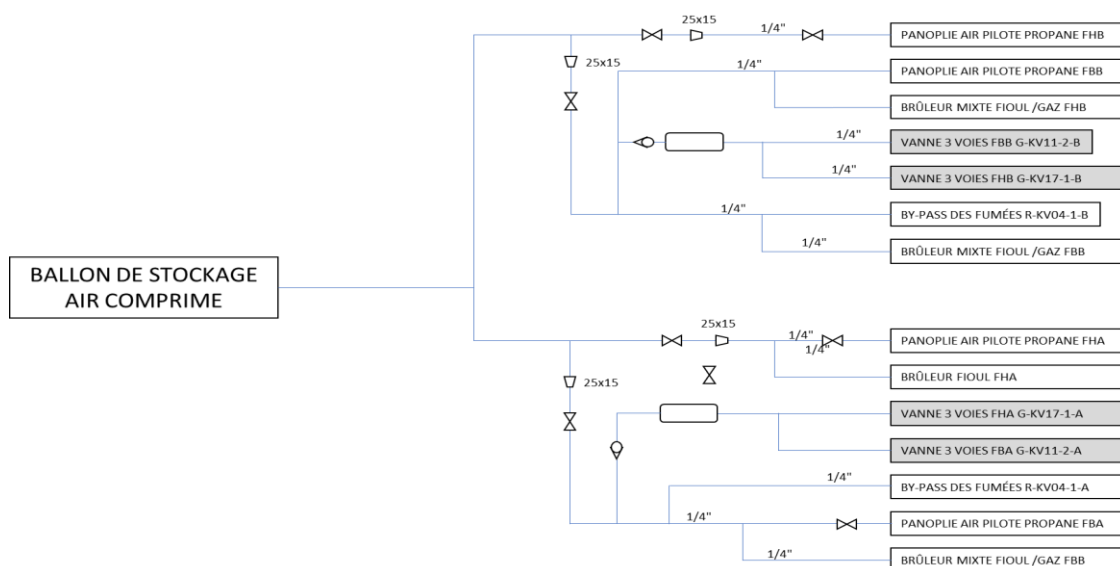


Figure 32 : Raccordement proposé pour les V3V

5. Traduction de la procédure de chauffage des foyers en logarithme

Le chauffage des foyers est une étape qui précède le démarrage des réacteurs, c'est une phase transitoire dans laquelle le procédé consomme du fioul pour chauffer les équipements avant de commencer le vapothermolysse.

La protection des foyers et également des équipements en aval, exige une montée progressive en température. La procédure appliquée actuellement est exécutée manuellement et pour optimisation il est

décidé de passer en mode automatisé. L'automatisation des procédures permettra d'alléger le démarrage des lignes de production et d'optimiser le temps de démarrage, la consommation de fioul et les émissions (CO et Nox).

Par contre, les tâches de vérifications des équipements sont toujours indispensables. La mise en tension des équipements, la vérification du niveau de fioul, les vérifications des positions des vannes etc. ne sont pas prises en charge.

Le travail consiste à traduire les procédures manuelles en algorithme, les algorithmes produits seront une base de codage pour les prestataires qui vont installer les automates (Algorithmes en annexe 8).

6. Conclusions

Les calculs effectués ont permis d'évaluer plusieurs configurations possibles des échangeurs capables de réaliser l'objectif de valorisation de la chaleur sous forme d'eau chaude. Les résultats du dimensionnement restent à titre indicatif, l'objectif initial du dimensionnement est de construire une idée sur la taille et le coût de l'échangeur.

En effet, en plus de cette étude, j'ai établi un cahier des charges destiné à la consultation des fournisseurs spécialisé. Le cahier des charges définit les conditions et les contraintes à satisfaire sur les niveaux techniques et de sécurité ainsi les modalités de livraison, d'installation et services après-vente. En général les termes à prendre en compte pour répondre à la demande d'offre.

Le fonctionnement de mélangeur dépend de :

- La différence entre la pression de l'air et des fumées d'un côté et la pression de sortie de mélangeur de l'autre côté.
- L'entraînement des fumées par l'air vers la sortie.

L'ajustement de fonctionnement du foyer peut être réalisé par renforcement du soutirage des fumées et/ou par augmentation de la vitesse de l'air injecté dans le mélangeur, les deux ajustements permettent de diminuer la valeur de pression des fumées nécessaire pour empêcher l'inversion de l'écoulement vers les foyers et maintenir les bons débits des fumées.

L'augmentation de la vitesse de l'air par réduction de diamètre de l'admission est une solution économique mais statique, la solution d'augmentation de débit de l'air nécessite le changement de ventilateur de l'air et elle implique aussi la baisse de la température du mélange qui est un paramètre sensible pour la vapothermolyse. Décidément, le changement du ventilateur est la solution la plus avantageuse, un ventilateur à vitesse variable plus robuste ajustera le fonctionnement du mélangeur et donnera la possibilité de suivre les modifications futures de la cadence.

La résolution du risque sécurité de la vanne à trois voies est facilement envisageable, le distributeur et la bonbonne sont déjà sur place et le branchement nécessite une légère intervention pour relier les équipements et relocaliser le clapet antiretour, sauf que le fonctionnement n'est pas encore testé pour s'assurer des séquences des actions.

C. Bloc solide : Amélioration de la gestion du débit de rCB et de l'évacuation des résidus métalliques

1. Contexte

Le « bloc solide » traite les produits solides de vapothermolyse, les opérations réalisées ont le but d'épurer et conditionner le rCB, un bon contrôle des procédés de séparation nécessite avoir les informations sur les flux de matière de chaque produit.

Actuellement le bloc solide ne dispose pas de débitmètres qui peuvent nous fournir l'information sur les flux de matière et s'assurer du bon fonctionnement du bloc.

Sur le bloc solide les résidus métalliques sont récupérés au niveau du séparateur magnétique, le séparateur magnétique enlève la fraction métallique, qui est ensuite dirigée vers une benne de stockage moyennant une vis sans fin.

L'évacuation des fils métalliques est périodique, le ferrailleur qui se charge de l'évacuation est contacté chaque fois la benne est remplie. La nature entrelacent des fils ne permet pas d'optimiser l'évacuation, la répartition de la charge demande une intervention manuelle et répétitive. Mécaniser cette opération facilitera largement la tâche de l'équipe d'exploitation et il réduira également les risques de sécurité.

2. Flux de matière dans le bloc solide

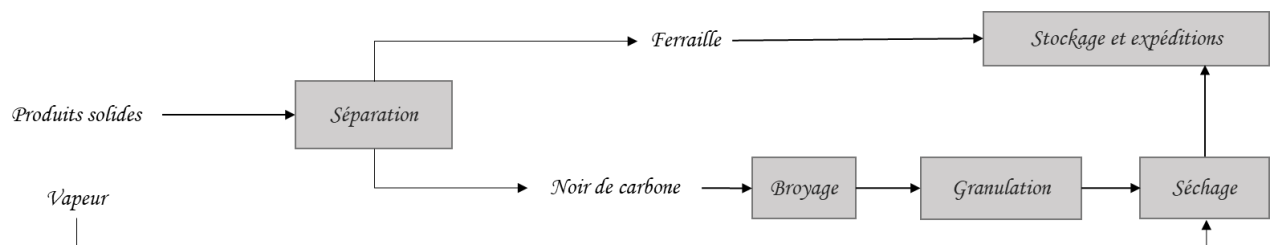


Figure 33 : Schéma des flux de matière sur le bloc solide

3. Gestion du débit de rCB

a) Débit de rCB

Le silo est une tour de stockage situé en aval des étapes de séparation et juste avant les étapes de broyage et il joue le rôle d'un stockage tampon, ce dernier dispose d'un capteur de niveau radar qui nous indique le taux de remplissage. Le silo permet également dissocier la séquence des étapes de conditionnement des autres étapes du procédé.

Le produit final se remplit dans des big-bags d'une capacité de 900kg, le nombre d'unité remplie est l'indicateur utilisé pour connaître les quantités de rCB produites.

b) Capteur niveau de silo

L'information sur la hauteur du stock de rCB dans le silo est pertinente quand la variation du niveau est due à une alimentation ou un vidage, toutefois pendant un fonctionnement parallèle de l'amont et de l'aval du silo, la variation de niveau ne permet plus de calculer le débit et on en peut déduire que la différence des cadences.

c) Les avantages d'installation des débitmètres

Avoir des débitmètres sur le bloc solide donne plus de maîtrise du process, les informations sur les quantités entrantes et sortantes permettent de :

- Connaître la cadence générale du bloc solide avec précision.
- Connaître le rendement du vapo-thermolyse.
- Bien estimer les réserves dans le silo.
- Définir la cadence de conditionnement.
- Coordonner entre le prés-silo et le post-silo.
- Détecter rapidement les défaillances et les mauvais réglages affectant le débit du produit dans le bloc solide.
- Bien évaluer les pertes de production (rCB entraîné avec les résidus solides, non-conformité...)
- Connaître les quantités non conformes introduites au silo en cas de problème et la possibilité de minimiser les pertes de production.
- By-passer le silo si besoin sans avoir contrainte de manque d'information sur les débits stocké sur le silo.

d) Le choix de débitmètre

Les sorties du réacteur sont de nature solide et pulvérulente, il y a plusieurs technologies de débitmètres capables de donner avec précision le flux massique en temps réel, les plus utilisés sont les suivants :

- Débitmètre à impact : le flux de matière subit un changement de direction et frappe une plaque oblique sous angle déterminée, la force d'impact mesurée est utilisée pour obtenir le débit massique.
- Débitmètre à effet Coriolis : Le débit massique est obtenu à partir des forces de Coriolis engendrées par le déplacement de la matière à travers le débitmètre.
- Débitmètre sans contact : La masse est obtenue par mesure de l'absorption des rayons ou à partir de l'effet doppler, les mesures peuvent être faite sur bande transporteuse ou dans les tuyaux avec précision

Les différentes techniques sont assez précises et donnent des résultats satisfaisants, le choix est plutôt économique, il est lié aux coûts d'acquisition et de maintenance, sans oublier les contraintes d'installation qui dépend du model et de point d'installation sur la ligne.

Les débit mètres solides sont parfois volumineux par rapport aux autres types de débitmètres et ajouter des débitmètres sur les lignes de production du bloc solides augmentera surement l'encombrement des équipements, c'est une contrainte que nous devons prendre en compte en choisissant le model de débitmètre.

e) Les points d'installation possibles

Afin de choisir les bons points d'installation il faut premièrement décrire le produit mesuré pour bien évaluer l'importance de l'information sur le débit sur ce point :

- Avant le scalper : la fraction solide récupéré de vapo-thermolyse des pneus (mélange du rCB et des résidus solides)
- Après le scalper : la fraction carbone et la partie des résidus solides non éliminés par le scalper
- Après l'over-band : la fraction carbone mélangé avec la partie non métallique persistante
- Après le tamis : la fraction carbone (rCB brut) produite par le vapo-thermolyse

Mesurer le débit du carbone purifié et la fraction solide éliminée permet d'avoir une idée claire sur le rendement de séparation et la quantité de carbone produite réellement. Il est donc préférable d'installer deux débitmètres : avant le scalper et entre le silo et le tamis.

Le premier donnera une idée sur le rendement de vapo-thermolyse et sur les flux globaux du bloc solide. Le deuxième fournira la quantité de carbone à conditionner, les informations obtenues en temps réel permettent d'agir pour corriger toute non-conformité de fonctionnement détectable par mesure de flux, comme les bourrages, les fuites, le rendement de séparation... En combinant ces informations avec le niveau dans le silo et la quantité mise dans les big-bags nous aurons des informations très claires sur le fonctionnement du bloc et une bonne maîtrise des flux.

Il est aussi à préciser que la connaissance du débit des résidus solides éliminés permet d'estimer le manque dû aux résidus bloqués dans l'overband et le scalper pour prévenir les bourrages.

f) Le Coût des débitmètres

L'encombrement des équipements limite le choix des débitmètres et les points d'installation possibles, le débit de rCB réalisé est faible par rapport aux applications industrielles courantes, le débit était une raison de plusieurs réponses négatives des fournisseurs consultés, les faibles débits demandent une haute précision de mesure.

Le coût d'achat de deux capteurs débitmètres qui répondent à nos besoins avec les accessoires et l'installation est de l'ordre de 16658€ HT (devis : annexe 7).

4. Gestion de la benne des résidus solides

a) Problème de remplissage de la benne

Après enlèvement des résidus métalliques, un convoyeur à vis transporte les résidus vers la benne pour stockage temporaire en attente d'évacuation. La benne est posée à l'extérieur du bâtiment, les résidus tombent dans la benne sans répartition de la charge.

La répartition de la charge nécessite une intervention manuelle et un suivi de remplissage permanent de la benne, l'exécution de ces tâches prend un temps que nous pouvons optimiser. En effet, la nature des résidus métalliques empêche la répartition automatique, les résidus sont composés de plusieurs fils métalliques de petite longueur entrelacé et cette structure crée beaucoup de frottement.



Figure 34 : Les résidus métalliques

b) La Benne et répartition de la charge

La benne des résidus métalliques et un conteneur métallique de grand volume (entre 16 et 20 m³), l'évacuation du contenu est faite à l'aide d'un camion Ampliroll et la fréquence d'évacuation dépend de la cadence de l'usine.

c) Répartition de la charge

L'optimisation et la sécurité durant le transport impose répartir la charge sur la benne, pour passer de la façon manuelle appliquée actuellement, il y a plusieurs modifications qu'on peut établir, des modifications au niveau de l'alimentation ou bien au niveau de la benne :

- Mini pelle : un engin de chantier de petite taille pour répartir et tasser la charge
- Benne avec mécanisme de nivelage : une pelle hydraulique étale les résidus le long de la benne
- Benne compactant hydraulique : les résidus seront compactés par une presse hydraulique
- Benne compactant à vis sans fin : le vis pousse et presse les résidus à l'intérieur de la benne.
- Trémie de répartition : canalisations des résidus sur les différents coins de la benne.
- Presse à balle : la presse compacte les résidus sous forme de balle

Les détails des propositions sont présentés dans l'annexe 2.

Tableau 22 : Les propositions d'amélioration de la gestion des résidus métalliques

	Autonomie	Contrainte d'utilisation	Coût	Disponibilité sur le marché
Mini pelle	Présence obligatoire d'opérateur	- Compactage faible	Elevé	Disponible
Mécanisme de nivelage	Présence fréquente d'opérateur	- Aucun compactage - Déversement sur les côtés	Faible	A concevoir
Compacteur à pelle	Présence fréquente d'opérateur	- Déformation de la benne - Abrasion de la benne	Moyen	Disponible
Compacteur à vis	Présence fréquente d'opérateur	- Abrasion de la benne	Moyen	Disponible
Trémie de répartition	Suivi minimal	- Bouchage de trémie - Espace insuffisant	Faible	A concevoir
Presse à balle	Présence obligatoire d'opérateur	- Haute technicité	Elevé	Peu disponibles

Les solutions dénombrées ont des coûts et des contraintes différentes, l'acquisition d'une benne à vis paraît la plus pratique. La plupart des fournisseurs des bennes spéciales n'ont pas répondu favorablement à nos consultations à cause de la nature des résidus métalliques et suites aux échanges, ceux qui avaient

la possibilité de répondre ont proposées des bennes à vis ou des presses à balle sous conditions de vérification avant d'engagement (annexe 6).

5. Conclusions

L'installation des débitmètres sur le bloc solide est indispensable pour la maîtrise des flux de la production du rCB. Les informations sur le débit permettront de bien régler la cadence des équipements et bien coordonner entre les étapes de séparation et les étapes de conditionnement. Les avantages les plus importants sont les informations à obtenir en temps réel lors des pannes et des dysfonctionnements non localisés, les débitmètres permettront aussi d'évaluer les quantités non conformes et les pertes de production.

Les points possibles d'installation des débitmètres sont plusieurs mais pour des raisons de coût et d'optimisation nous pouvons se limiter à deux débitmètres en total, le premier sera mis au début du bloc solide pour avoir le débit de tous les entrées et le deuxième à la fin des étapes de séparation pour avoir le débit du rCB épuré, le niveau de rCB dans le silo et le nombre des big-bags remplis seront un complément d'information pertinent pour évaluer le rendement du bloc solide

La gestion des résidus métalliques demande une disponibilité et des interventions périodiques, alléger cette tâche demande de changer le mode stockage. La nature des résidus limite le nombre des solutions possibles.

Après une analyse des modes de stockage et d'évacuation possibles et suite à des échanges avec des spécialistes, les solutions les plus adaptées sont : l'évacuation par benne à vis ou bien la compaction par presse à balle. Les deux solutions ont des contraintes évidemment, le coût et la technicité de la presse à balle sont élevés et la benne à vis subira des attaques d'abrasion importantes, la consultation des fournisseurs est toujours en cours pour adapter au mieux les solutions.

III. Evaluation des émissions GES

Le noir du carbone récupéré est le produit principal de vapothermolyse, les étapes de production génèrent des émissions de gaz à effet de serre inévitable. Le recyclage des pneus usagés par vapothermolyse nous évite des émissions qui peuvent être produites par les procédés traditionnels de fabrication du noir de carbone, cette partie de travail est une évaluation de la contribution de vapothermolyse dans la réduction des émissions.

A. Inventaire des émissions GES de vapothermolyse

1. Périmètre de l'inventaire

Un inventaire complet des émissions GES demande l'accès à plusieurs niveaux d'information, la suspension de la production limite les sources d'information et la possibilité d'observation pour évaluation, de ce fait, les flux sont construits à partir des données nominales du procédé .

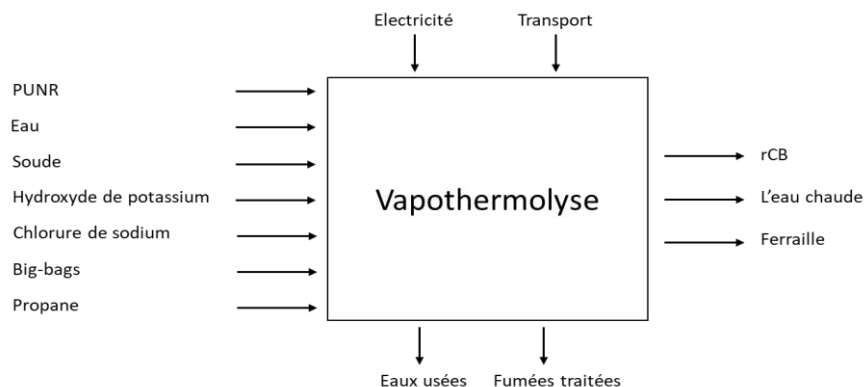


Figure 35 : Périmètre de l'inventaire

Tableau 23 : Les flux comptabilisés

Entrées		
Pneus	16000000	kg/an
Electricité	2400000	kWh/an
Soude 30%	223440	kg/an
Eau	34000000	kg/an
Propane	3360	kg/an
NaCl	1200	kg/an
KOH	1000	kg/an
Big-bags	7460	u/an
Sorties		
rCB	5120000	kg/an
Chaleur	1,106.10 ¹¹	kWh/an
Ferraille (acier)	2240000	kg/an
Eaux usées	17000000	kg/an

Le procédé actuel permet une valorisation matière des pneus par production du rCB et du fioul de substitution, le nouveau projet de suppression du PGT va remplacer la production du fioul par la production de la chaleur.

Dans notre développement, l'inventaire des émissions va suivre le model du nouveau projet. Les flux peuvent être exprimé en produits et nécessités correspondant au recyclage de 16000 tonnes de pneus usagés par an.

Les sources des émissions prises en compte comprennent :

- Les émissions directes issues de l'utilisation des combustibles sur le site
- Les émissions des énergies importées (électricité)
- Les émissions indirectes lié à :
 - Le transport en amont
 - Le transport en aval
 - Le transport du personnel
 - Les réactifs et l'emballage (consommables).
 - Les déchets et les rejets liquide.

- *Règles d'imputation entre produits*

Les deux produits de vapothermolyse ont des étapes de production communes et la répartition des émissions de ces étapes n'est pas évidente. Le rCB est le produit principal de vapothermolyse, la production de la chaleur est une valorisation des pertes thermiques, de ce fait, la chaleur utile au vapothermolyse sera affectée au noir de carbone récupéré, le reste sera affecté à la production de l'eau chaude y compris les pertes (les pertes dépendent du rendement du transfert vers le réseau).

La consommation de l'électricité est également commune aux produits et nous n'avons pas de critère évident de répartition, en revanche, l'utilisation des machines tournantes est dominante sur les blocs de production et de conditionnement du rCB, le bloc de production de l'eau chaude n'utilise que quelques pompes et équipements électriques de contrôle, une affectation de 70% au rCB est donc assez juste.

Le reste des émissions communes sera répartie à égalité entre les deux produits.

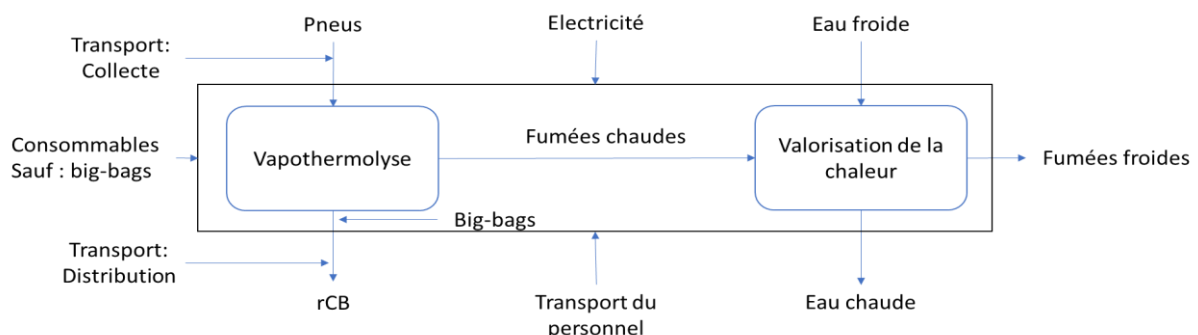


Figure 36 : Périmètres d'imputation des émissions

NB : Les big-bags et le transport du rCB produit sont propres au rCB et sont comptabilisés à la charge de ce dernier. En revanche la collecte dépend du poids transporté, de ce fait ses émissions sont répartie en pourcentage massique du noir du carbone et des gaz de synthèse récupérés après la vapothermolyse : 37,2% pour le rCB et 62,8% pour de l'eau chaude.

2. Collecte des données des émissions GES

a) Définition des extractions

- **Emissions directes**

Le procédé est autonome thermiquement et la totalité de la chaleur produite provient de la combustion des gaz de synthèse, l'utilisation de fioul d'appoint pour le démarrage est rare et en cas de besoin le fioul de synthèse est utilisé. Les émissions carbonées liées aux énergies directes sont alors issues de la combustion des produits de la vapo-thermolyse.

Le dioxyde de carbone de la combustion correspond à la combustion de la totalité des gaz de synthèse formés au niveau de réacteur, La combustion totale de 1kg des gaz de thermolyse produit 2,3 kg CO₂.

En termes d'énergie, la combustion des gaz de thermolyse produit 13,67 MW, dont 21% de cette énergie est utilisée pour le vapo-thermolyse, le reste est affecté à la production de l'eau chaude.

Tableau 24 : Emissions GES des énergies directes

	Emissions totale	Imputées à rCB	Imputées à l'eau chaude
Emissions de combustion des gaz de thermolyse (kg eqCO ₂ /an)	19 872 000,00	4 093 808,81	15 778 191,19

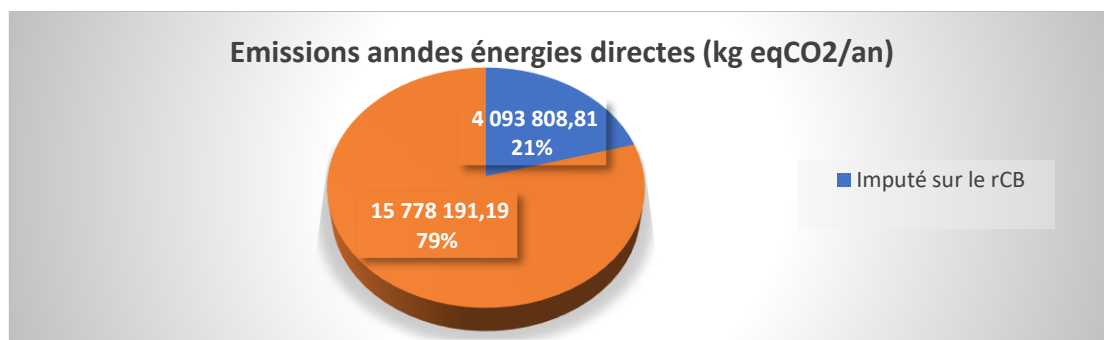


Figure 37 : Emissions des énergies directes

Emissions des énergies indirectes

La consommation de l'électricité est commune pour les produits et nous avons choisi une répartition de 70% pour le rCB et 30% pour la production de l'eau chaude, la répartition est justifiée par la dominance de l'utilisation des équipements électriques entre les deux produits.

L'unité de vapo-thermolyse consomme annuellement environ 2400MWh équivalent à 87600 kgeqCO₂/an (36,5g eqCO₂/kWh [18])

Tableau 25 : Emission GES des énergies indirectes

Emission de l'électricité	Emissions annuelles	Unité	Emissions par unité de produit	Unité
Emissions par Kg de rCB	61320	kg eqCO ₂ /an	1,20E-02	kg eqCO ₂ /kg rCB
Emissions par kWh de chaleur	26280	kg eqCO ₂ /an	8,40E-08	kg eqCO ₂ /kWh
Total			87600 kg CO₂/an	

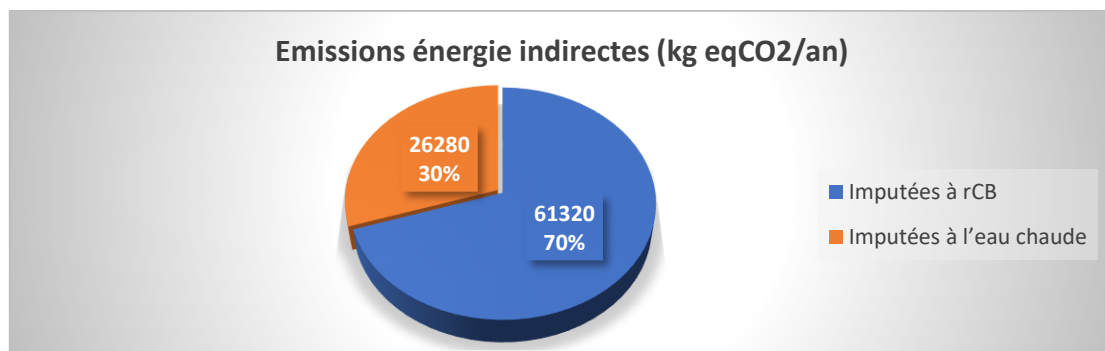


Figure 38 : Emissions des énergies indirectes

Emissions indirectes

(i) Transport

Le transport est une des activités les plus impactantes sur l’empreinte carbone des produits, dans notre étude, les émissions résultantes du transport ont trois origines :

- Transport en amont : collecte des pneus.
- Transport en aval : distribution du rCB.
- Transport du personnel.

(a) Collecte des pneus.

Les émissions de la collecte prennent en compte le carburant et la fabrication des véhicules. La collecte d’une tonne des pneus chez ARFC consomme en moyenne 1,5 litres de diesel, équivalent à 3,9 kg de CO₂ par tonne, les émissions dues à la fabrication dépend de la classe PTAC des camions de transport, la classe prise en compte est 19-21T qui correspond à 79,27 g eqCO₂/km [17]. La consommation moyenne de la même classe est égale à 34,2 l/100km.

$$FE \text{ (collecte par tonne)} = \text{Emissions (diesel par tonne)} + FE(\text{fabrication}) \times F(\text{consommation moyenne}) \times \text{Consommation par tonne}$$

En résultat, le facteur des émissions dues à la collecte est égal à 4,25kg eqCO₂ par tonne de pneus et les émissions correspondantes sont comptabilisées à la charge des deux produits, 37,2% pour le rCB et 62,8% pour de l’eau chaude.

(b) Distribution de rCB

La modalité de distribution du produit est difficile à déterminer en absence d’un model réel, la distance, le moyen du transport et la charge sont des détails très variables. Les émissions de la distribution concernent uniquement le noir du carbone récupéré.

Le model de transport que nous allons considérer est le suivant :

- Classe de PTAC entre à 19,1-21 tonne
- Distance moyenne de livraison 100km

Le facteur d’émission moyen en France de transport de marchandise correspondant à la classe PTAC considérée est égal 262,04 g eqCO₂ /Km.Tonne [19]

(c) Transport du personnel

Les émissions dues au transport du personnel prennent en compte plusieurs conditions :

- Le mode de déplacement : Voiture, bus, métro...
- Le nombre de personnel.
- Type de parcours et zone d'habitat: rurale, centre-ville, banlieue urbain...

L'effectif de Alpha Carbone varie entre 10 et 20, nous allons donc considérer une moyenne de 15 salariés qui habitent au centre-ville dont 10 salariés se déplacent en voiture et 5 salariés se déplacent en bus. Les émissions résultantes sont réparties à égalité entre le rCB et l'eau chaude.

Tableau 26 : Emissions du transport du personnel

Moyen de déplacement	L'effectif	Émissions par personne en Kg eqCO ₂ /an
Voiture	10	1244,13
Bus	5	245,89
Total	15	13670,75

(ii) Réactifs et emballage (consommable)

L'intégrations des émissions des réactifs et les consommables dépend de la disponibilité des données et des facteurs des émissions correspondant. A l'exception de l'eau, les consommables en général de l'usine de vapohermolyse n'entrent pas dans le cœur du procédé et restent assez faible en quantité. Les facteurs d'émissions non disponibles sont estimés en considérant les émissions des constituant (big-bags) ou en considérant les émissions d'un consommable similaire (hydroxyde de sodium).

Les facteurs d'émissions des consommables du procédé pris en comptes dans le bilan sont résumé dans le tableau suivant :

Tableau 27 : Facteurs d'émission des consommables

Consommable	Facteurs d'émissions kg eqCO ₂ /tonne [18]
Eau	0,132
Soude 30%	352,2*
Propane	3512
Chlorure de sodium	169
Hydroxyde de potassium	676,5**
Big-bag	2000***

* 3/5 du facteurs d'émissions de la soude à 50% (disponible sur la BD de l'ADEME : 587 kg eqCO₂/tonne)

** 150% des émissions de chlorure de potassium

*** Facteur d'émissions du polypropylène

(iii) Déchets et les rejets liquides

Les déchets solides de l'usine sont divers et variables mais ils sont produits en faibles quantités et ne seront pas pris en compte dans notre inventaire, seules les rejets liquides sont considérés à cause de leur relation directe avec la production.

Les résidus métalliques ne sont pas considérés comme un produit proprement dit du vapo-thermolyse et ils ne subissent aucun traitement dans l'usine. En effet les résidus métalliques sont considérés comme un résidu destiné au recyclage (matière première secondaire).

Le recyclage de la ferraille fait baisser le facteur d'émission de l'acier de 2211 kg eqCO₂ par tonne à juste 938 kg eqCO₂ par tonne produit entièrement de ferraille [18], cette contribution à la diminution (suppression) des émissions GES est comptabilisée dans notre bilan.

- *Présentation des émissions indirectes*

Tableau 28 : Emissions GES indirectes

Emissions indirectes	Emissions annuelles (kg eqCO ₂ /an)	Imputées à rCB kg eqCO ₂ /kg rCB	Imputées à l'eau chaude kg eqCO ₂ /kWh
Consommables	110 783	62 852	47 932
Soude	78 696	39 348	39 348
Eau	4 488	2 244	2 244
Propane	11 800	5 900	5 900
Adoucisseur NaCl	203	101	101
Adoucisseur KOH	677	338	338
big bag	14 920	14 920	-
Transport	215 797	166 281	49 516
Collecte des pneus	67 963	25 282	42 681
Distribution de rCB	134 163	134 163	-
Transport personnel	13 671	6 835	6 835
Déchets et eaux usées	-2 847 066	-1 058 538	-1 788 528
Emissions évité par recyclage des résidus métalliques	-2 851 520	-1 060 765	-1 790 755
Eaux usées	4 454	2 227	2 227
Emissions GES indirectes totales	-2 520 486	-829 406	-1 691 080

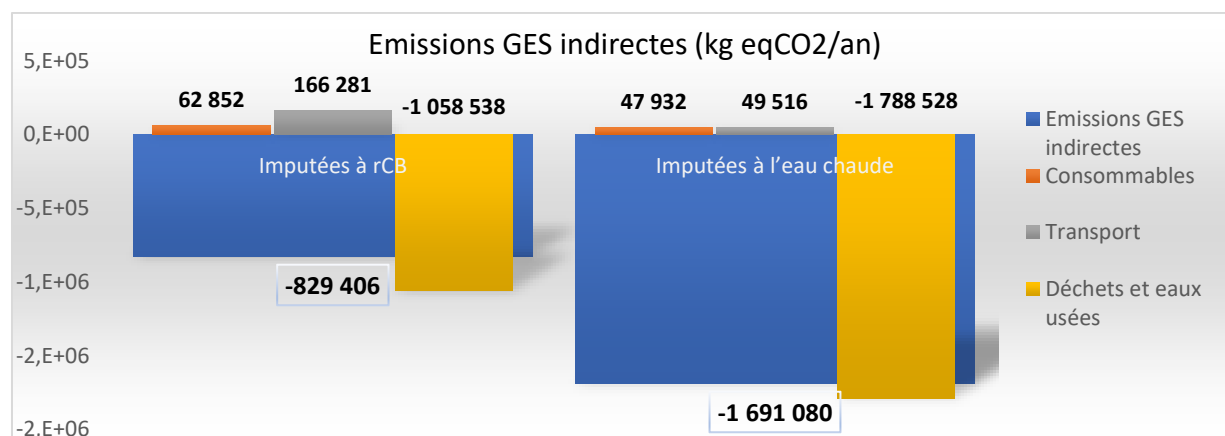


Figure 39 : Emission GES indirectes

b) Statut des pneus usagés recyclés et comptabilisation de l'énergie directe

Les pneus à recycler ont déjà le statut de déchet, les émissions de production, de commercialisation, d'utilisation et de fin de vie sont comptabilisées à la charge des activités qui ont conduit les pneus de passer de statut produit au statut déchets.

La comptabilisation des émissions sur les activités qui précèdent l'abandon des pneus mis en valeur les voies de valorisation en général, ce choix est justifié par :

- La comptabilité environnementale en cours concerne la valorisation est non la destruction.
- La contribution des étapes de valorisation est prise en compte à partir de la collecte des pneus.

Cependant, la constitution du bilan suivra trois scénarios qui seront comparés après:

- Comptabilisation des émissions liées à la combustion des gaz de thermolyse.
- Comptabilisation des émissions liées à la combustion des gaz de thermolyse avec déduction de la fraction issue de la biomasse.
- Suppression totale des émissions originaires des pneus usagés.

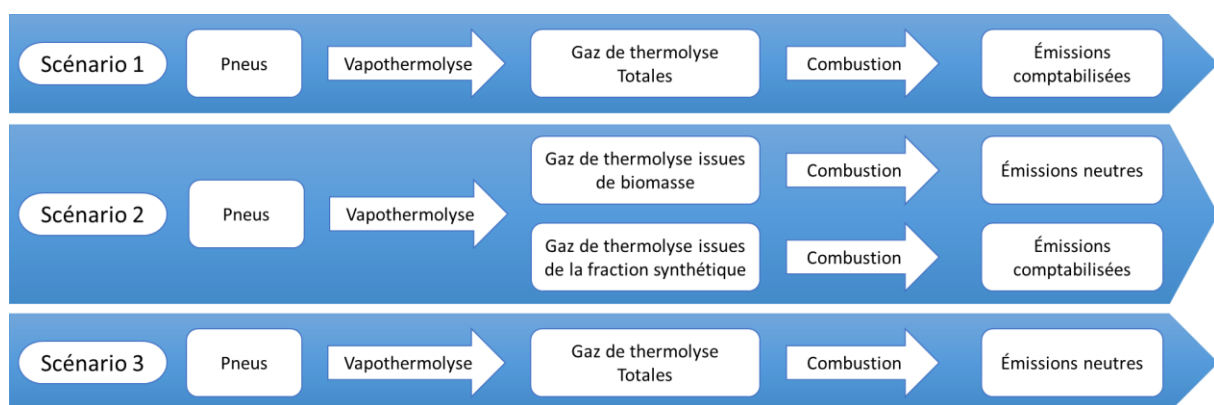


Figure 40 : Schéma des scénarios de comptabilisation des émissions GES de l'énergie directe

La teneur en biomasse varie selon la taille et l'utilisation des pneus, elle est difficile de déterminer sa valeur avec précision dans les pneus usagés recyclés, une étude de la société Aliapur estime cette teneur entre 17 et 20% en masse totale des pneumatiques de véhicules légers et entre 28 et 30% en masse totale des pneumatiques des camions et des véhicules poids lourds [20].

La teneur en biomasse provient du caoutchouc naturel issu de la culture de l'Hévéa, le vapo-thermolyse décompose la quasi-totalité des élastomères des pneus en gaz de thermolyse, En prenant une valeur moyenne de la teneur en biomasse égale à 24% en masse totale des pneumatiques recyclés, donc 44,4% des gaz de thermolyse sont d'origine de biomasse (environ 54% de la masse des pneus usagés se transforme en gaz de thermolyse). La fraction origininaire de biomasse neutralise une partie des émissions CO₂ issues de la combustion des gaz de thermolyse, cette fraction est prise en compte dans le deuxième scénario.

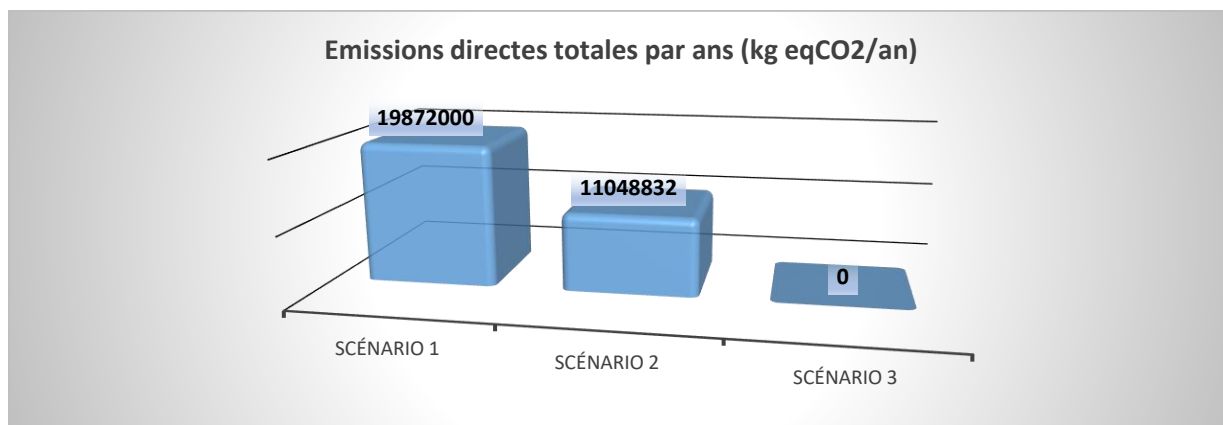


Figure 41 : Emissions du scope 1 par scénario

3. Résultats

La répartition des émissions GES est effectuée en fonction des quantités produites du rCB et de l'eau chaude, les émissions comptabilisées sont exprimées en Kg eqCO₂ par Kg de rCB et en Kg eqCO₂ par kWh respectivement. Les émissions affectées à l'eau chaude correspondent aux émissions à la sortie de l'usine (le transport et les pertes de chaleur par réseau ne sont pas inclus).

Tableau 29 : Bilan global des émissions GES

Scope 3	Scénario 1	Scénario 2	Scénario 3
Emissions totales par ans (T eqCO ₂ /an)	17439,11	8615,95	-2432,89
Emissions par Kg de rCB (g eqCO ₂ / kg rCB)	657,87	302,86	-141,71
Emissions par kWh de chaleur (g eqCO ₂ /kWh)	0,122	0,061	-1,48E-02

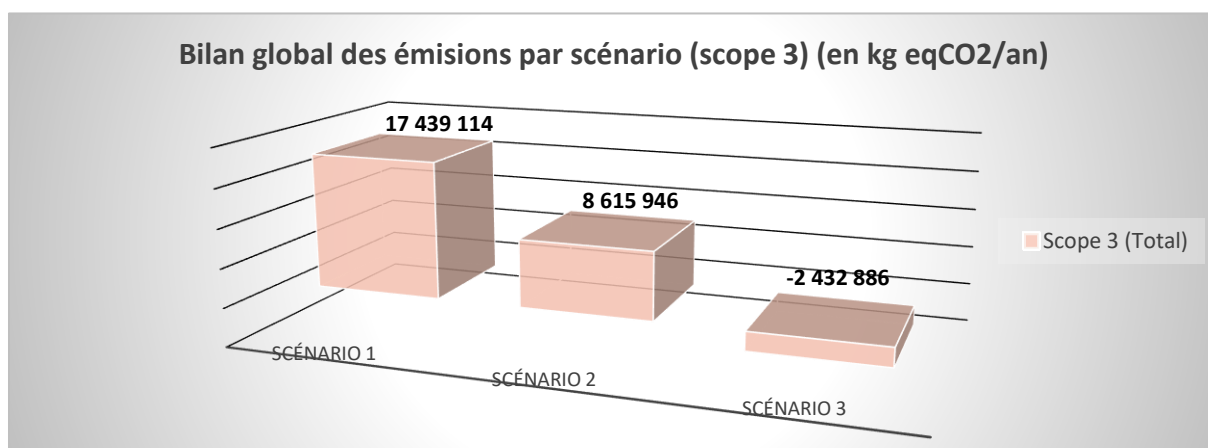


Figure 42 : Bilan carbone global (scope 3)

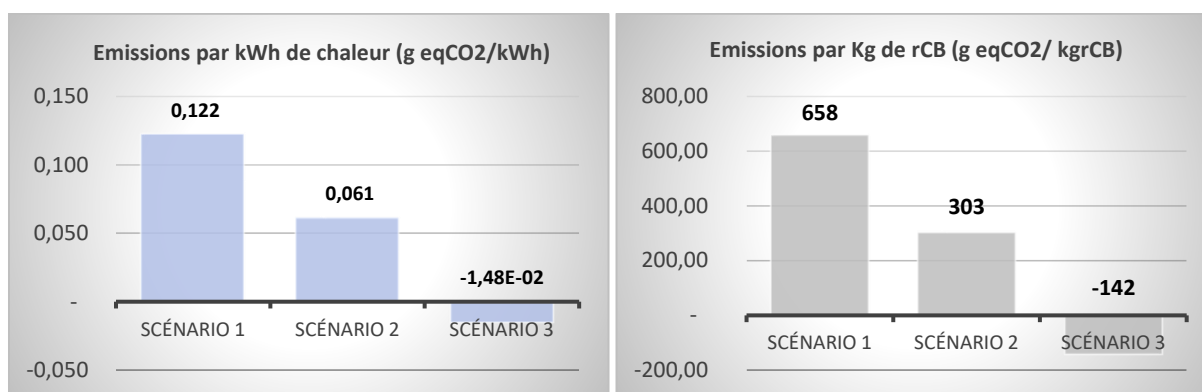


Figure 43 : Présentations graphiques des émissions par produit par scénario

4. Comparaison et conclusion

La grande partie des émissions GES de vapo-thermolyse comptabilisées provient de la combustion interne des gaz de thermolyse. Selon le scénario de comptabilisation choisi, le bilan global varie entre -142 et 658 g eqCO₂/kg rCB et entre -1,48 10⁻² et 0,122 g eqCO₂/kWh. Le premier scénario est une comptabilisation injuste, il est établi juste pour comparaison

La discussion des scénarios réalisés ne se limite pas à cette étude, l'analyse de cycle de vie effectuée par Aliapur sur d'autres formes de fin de vie des pneumatiques usagés non réutilisables, a considéré que le potentiel énergétique des pneumatiques usagés est gratuit et ne donne lieu à aucune comptabilisation de consommation d'énergies primaires [20], l'ACV a aussi proposé une comptabilisation à 50% pour comparaison. Pour notre étude, les résultats des scénarios bénéficient de la forte recirculation des rejets et la comptabilisation des émissions évités par recyclage de l'acier. La logique du deuxième scénario est incontestable, ses résultats sont assez justifiés, cependant, le troisième résultat suit la logique des études sur le recyclage des emballages qui ne comptabilisent pas les fins de vie non destructives, de même, les émissions résultantes des pneus ne doivent pas être comptabilisées dans notre cas.

L'étude ne tient pas compte de la totalité des émissions (Amortissement, services tierces...) mais les émissions tenues en compte sont très suffisantes pour évaluer les facteurs des émissions des produits de vapo-thermolyse.

Pour comparaison, le facteur d'émissions de l'eau chaude de la ville de Dole est égal à 0,109 kgCO₂/kWh [18] et d'après une étude menée par la société BIRLA Carbon (producteur de noir de carbone vierge) et une étude d'analyse de cycle de vie réalisée par l'institut suédois des recherches environnementales : l'empreinte carbone de la production d'un kg du noir de carbone vierge s'élève à 2,4kg CO₂ eq [21] [22].

La comparaison avec les émissions des produits « traditionnels » montre l'avantage environnemental de la vapo-thermolyse, un avantage qui est toujours présent même sans les suppressions dues au recyclage de l'acier. Du fait, les produits issus de recyclage des pneus ont des émissions très faibles en comparaison avec les produits issues des voies traditionnelles. L'impact positif du recyclage par le vapo-thermolyse dépasse la protection des ressources à la proposition de produits compétitifs et environnementaux.

IV. Conclusion générale

Le procédé de vapo-thermolyse, appartenant à la société Alpha Carbone, permet de valoriser les pneus usagés en fin de vie sous forme de produits à haute valeur ajoutée. Le procédé permet de récupérer et reproduire le noir du carbone contenu dans les pneus, en plus, il produit un combustible de substitution et de la ferraille.

L'usine est toujours en voie d'amélioration et de modernisation, actuellement elle est mise en arrêt pour un projet de « revamping ». Les modifications concernent tous les équipements, et ce travail a permis de construire une liste de propositions d'améliorations à partir de l'analyse des dysfonctionnements des équipements étudiés. Ce travail est une contribution aux efforts du bureau d'ingénierie pour l'amélioration du procédé, l'adoption totale ou partielle des propositions sera faite en concertation avec la direction.

Le procédé a montré sa capacité à valoriser les pneus en fin de vie et il présente un avantage environnementale énorme. Les produits finaux de vapo-thermolyse sont des produits de recyclage, et notre évaluation des émissions des gaz à effets de serre du procédé a confirmé leur grand intérêt environnemental. Un intérêt qui met en valeur les produits pour élargir leur champ d'utilisation et qui constitue un critère de concurrence avec les produits traditionnels équivalents.

Contribution à l'entreprise et le bilan personnel du stage

Réaliser mon stage dans une PME m'a permis de travailler sur plusieurs missions diverses et variées. Participer à la recherche et le développement d'un nouveau concept de recyclage m'a permis de travailler sur un angle de gestion des déchets totalement nouvelle pour moi. Le travail sur le vapo-thermolyse m'a montré que le recyclage passe au-delà d'une opportunité de valorisation des ressources à un défi techniques et commerciales qu'il faut relever pour exploiter de cette opportunité.

Cette expérience a bien confirmé mon envie de travailler dans la gestion et la valorisation des déchets et elle m'a donné une idée claire sur la grandeur du défi.

Liste des figures

Figure 1 : Filières de valorisation des pneumatiques chez ARFC.....	7
Figure 2 : rCB, fioul et ferrailles	8
Figure 3 : Architecture d'un pneu radial typique [5].....	9
Figure 4 : Schéma de principe du procédé de vapo-thermolyse	10
Figure 5 : Schéma de principe de la ligne de traitement des fumées.....	11
Figure 6 : Schéma de principe de la ligne de traitement des gaz de thermolyse	11
Figure 7 : Schéma de principe de la ligne de traitement des solides	12
Figure 8 : Plan d'usine de recyclage des pneumatiques à Brevans	13
Figure 9 : Schéma et vue du décanteur.....	14
Figure 10 : Schéma de l'extension de la canne d'alimentation	18
Figure 11 : Processus de la séparation via les plaques ondulées	18
Figure 12 : Positionnement des plaques de décantation	20
Figure 13 : Schéma des flux de séparation par modules hexagonaux	21
Figure 14 : Principe de soutirage par trop-plein.....	22
Figure 15 : Schéma du circuit des eaux jaunes.....	23
Figure 16 : Schéma simplifié du réseau	23
Figure 17 : Courbe caractéristique de Wilo BL 32/150-3/2 [11]	24
Figure 18 : Courbe caractéristique de Helix V 418-2/25/V/KS [12].....	24
Figure 19 : Schéma simplifié du réseau de la pompe unique (option1)	25
Figure 20 : Courbe caractéristique de la pompe d'alimentation alternative	26
Figure 21 : Schéma du mélangeur	30
Figure 22 : Modélisation de mélangeur.....	31
Figure 23 : Première série de simulation - Profiles graphique de fonctionnement	32
Figure 24 : 2 ^{ème} série de simulation - Graphique de l'effet de pression de sortie.....	33
Figure 25 : 3 ^{ème} série de simulations- Modification de l'admission de l'air.....	35
Figure 26 : Surface de la section carrée d'un tube	40
Figure 27 : Model d'ailette avec persiennes [16]	41
Figure 28 : Le distributeur électropneumatique installé (schéma adapté à partir [17]).....	43
Figure 29 : Schéma du mécanisme de replie	44

Figure 30 : Logigramme de commande de V3V	44
Figure 31 : Raccordement actuel des V3V	45
Figure 32 : Raccordement proposé pour les V3V	45
Figure 33 : Schéma des flux de matière sur le bloc solide	47
Figure 34 : Les résidus métalliques	50
Figure 35 : Périmètre de l'inventaire	52
Figure 36 : Périmètres d'imputation des émissions	53
Figure 37 : Emissions des énergies directes	54
Figure 38 : Emissions des énergies indirectes	55
Figure 39 : Emission GES indirectes	57
Figure 40 : Schéma des scénarios de comptabilisation des émissions GES de l'énergie directe	58
Figure 41 : Emissions du scope 1 par scénario	59
Figure 42 : Bilan carbone global (scope 3)	59
Figure 43 : Présentations graphiques des émissions par produit par scénario	60
Figure 44 : Schéma d'échangeurs multitubulaire [23]	69
Figure 45 : section de veine fluide associé à un tube.	71
Figure 46 : Schéma de mécanisme de nivelage	72
Figure 47 : Schéma de benne compactant hydraulique	72
Figure 48 : Schéma de benne compactant à vis sans fin	73
Figure 49 : Schéma de trémie de répartition	73

Liste des tableaux

Tableau 1 : Exemples de composition de pneumatiques VL et PL [4]	9
Tableau 2 : Coût des améliorations de la décantation	22
Tableau 3 : Pertes de charge du circuit de retour	27
Tableau 4 : Analyse des coûts des solutions proposées	28
Tableau 5 : Résultats des simulations- Profils de fonctionnement	32
Tableau 6 : Résultats des simulations- Effet de la pression de sortie	33
Tableau 7 : Résultats de simulation- Modification de l'admission de l'air	34
Tableau 8 : Résultats des simulations - Soutirage renforcé	35
Tableau 9 : Paramètre de fonctionnement	36

Tableau 10 : Les données du bilan thermique	37
Tableau 11 : Calculs des échanges thermiques	37
Tableau 12 : Coefficient d'échange local et les pertes de charge côté tubes.....	38
Tableau 13 : Sections d'écoulement côté calandre.....	38
Tableau 14 : Diamètres de calandre	38
Tableau 15 : Résultats pour une calandre DN 850	39
Tableau 16 : Résultats pour une calandre DN 800	39
Tableau 17 : Résultats pour une calandre DN 700	39
Tableau 18 : Résultats pour une calandre DN 650	39
Tableau 19 : Surface de l'échangeur sur le sol.....	40
Tableau 20 : Pertes de chaleur par convection naturelle	42
Tableau 21 : Coûts moyens des échangeurs (en €).....	42
Tableau 22 : Les propositions d'amélioration de la gestion des résidus métalliques	50
Tableau 23 : Les flux comptabilisés.....	52
Tableau 24 : Emissions GES des énergies directes	54
Tableau 25 : Emission GES des énergies indirectes.....	54
Tableau 26 : Emissions du transport du personnel.....	56
Tableau 27 : Facteurs d'émission des consommables	56
Tableau 28 : Emissions GES indirectes.....	57
Tableau 29 : Bilan global des émissions GES.....	59
Tableau 30 : Indice d'actualisation (CEPCI).....	71
Tableau 31 : Coût des équipements nécessaire aux modifications.....	74

Bibliographie

- [1] « Alpha Carbone - Accueil ». <http://www.alphacarbone.com/>.
- [2] M. Véronique, K. Philippe, K. Otto, G. Venice, F. Karine, et L. B. Sandra, « Rapport annuel de l'observatoire des pneumatiques usagés : données 2018 », p. 65.
- [3] « ALPHA RECYCLAGE FRANCHE COMTE - Accueil ». <http://www.alpharecyclage.com/>.
- [4] L. Moulin, « Vapothermolyse des pneus usagés. Valorisation du noir de carbone récupéré, relation procédé-produit », p. 277.
- [5] « Michelin Canada | Comment les pneus sont-ils fabriqués | Michelin Canada ». <https://www.michelin.ca/fr/howTireMade.html>.
- [6] F. TESSERAUD, « Calcul procédé v32.xlsx ». .
- [7] Y. Han *et al.*, « A review of the recent advances in design of corrugated plate packs applied for oil–water separation », *J. Ind. Eng. Chem.*, vol. 53, p. 37-50, sept. 2017, doi: 10.1016/j.jiec.2017.04.029.
- [8] BeCloud.com, « Traitement de l'eau - Décantation lamellaire ». <https://www.suezwaterhandbook.fr/eau-et-generalites/processus-elementaires-du-genie-physico-chimique-en-traitement-de-l-eau/decantation/decantation-lamellaire>.
- [9] J.-P. Berge, « Enquête sur la formation de vortex et autres anomalies d'écoulement dans une enceinte avec ou sans surface libre », *Houille Blanche*, n° 1, p. 13-40, janv. 1966, doi: 10.1051/lhb/1966001.
- [10] « Liste des matériaux compatible avec Toluène (Toluol) ». <https://compatibilite-chimique.com/produits/toluene-toluol>.
- [11] « CronoBloc-BL 32/150-3/2 ». https://wilo.com/be/fr/Produits-et-comp%C3%A9tences/Recherche-d'une-gamme/CronoBloc-BL-32-150-3-2_4010.html.
- [12] « HELIX V418-2/25/V/KS/400-50 | Wilo ». https://wilo.com/fr/fr/Produits-Applications/Recherche-de-gamme/HELIX-V418-2-25-V-KS-400-50_20285.html.
- [13] P. Clément, « Échangeurs de chaleur - Problèmes de fonctionnement », p. 21, 2014.
- [14] « Caractéristiques des tuyaux acier ». <http://processs.free.fr/Pages/VersionWeb.php?page=9510>.
- [15] B. Grandjean, « Bernard P.A. Grandjean professeur retraité du département de génie chimique de l'Université Laval à Québec. Courriel: bernard.grandjean@gch.ulaval.ca ». <http://www.grandjean-bpa.com/therm/s11a1/s11a1.htm>.
- [16] P. Bandelier, N. Caney, et Z. Minvielle, « Échangeurs de chaleur - Intensification des échanges thermiques », p. 29, 2014.
- [17] « SCG551A001MS 24V CC | Vanne de contrôle pneumatique Asco Joucomatic, fonction 3/2, 5/2, Assistée/Ressort, montage NAMUR, G 1/4, 24V c.a. / V | RS Components ». <https://fr.rs-online.com/web/p/electrodistributeurs-/3302977/>.
- [18] ADEME, « ADEME - Site Bilans GES ». https://www.bilans-ges.ademe.fr/fr/accueil/contenu/index/page/telecharger_donnees/siGras/0.
- [19] B. Carbone, « GUIDE DES FACTEURS D'ÉMISSIONS », p. 240.
- [20] « Aliapur | Médiathèque ». <https://www.aliapur.fr/fr/mediatheque.html#bibliotheque>.

- [21] BIRLA CARBON, « Life Cycle Assessments - Sustainability Report 2020: Birla Carbon ». <https://sustainability.birlacarbon.com/environment/life-cycle-assessments.html>.
- [22] « Enviro's rCB reduces CO2 emissions by over 79 %, better than earlier estimates », *Scandinavian Enviro Systems*, mars 21, 2019. <https://www.envirosystems.se/en/news/enviros-rcb-reduces-co2-emissions-by-over-79-better-than-earlier-estimates/>.
- [23] « Cours échangeurs thermiques - échangeurs multitubulaires ». https://www.azprocede.fr/Cours_GC/echangeur_multitubulaire.html.

ANNEXE

Annexe 1 : Développement des Calculs par méthode DTLM

NB : Les indices « ee » et « se » désignent « entrée eau » et « sortie eau » respectivement, les entrées et les sorties des fumées sont désignées par « ef » et « sf » respectivement. Également l'indice « 1 » désigne le fluide chaud (fumées) et l'indice 2 désigne le fluide froid (eau).

Le bilan thermique de l'échangeur peut être établi à partir des débits et des profils de température selon la formule suivante :

$$\varphi = -\dot{m}_f(Cp_{sf}T_{sf} - Cp_{ef}T_{ef}) = \dot{m}_e(Cp_{se}T_{se} - Cp_{ee}T_{ee})$$

La formule nous permet de déduire le débit de l'eau nécessaire pour refroidir les fumées. Le débit calculé par cette formule est un débit théorique.

Le flux de la chaleur peut être écrit de plusieurs façons, de manière générale on peut l'exprimer par

$$\varphi = K \times A \times \Delta T_M$$

Où : K : le coefficient d'échange global

A : la surface d'échange

ΔT_{ML} : différence de température moyenne logarithmique corrigée

Le dimensionnement de l'échangeur repose sur la détermination de la surface d'échange et de coefficient global d'échange

• **Calcul de ΔT_{ML}**

La formulation de la différence de température moyenne logarithmique dépend de la configuration de l'échangeur, pour un échangeur à tubes et calandres l'écoulement n'est ni complètement co-courant ni complètement contre-courant [11], cependant, pour tous les types d'écoulement autre que le co-courant, la différence de température moyenne logarithmique s'écrit :

$$\Delta T_M = F \times \Delta T_{ML} = F \times \frac{(T_{ef}-T_{se})-(T_{sf}-T_{ee})}{\ln\left(\frac{T_{ef}-T_{se}}{T_{sf}-T_{ee}}\right)}$$

Avec : F le facteur de correction.

Le facteur de correction est déterminé à partir des abaques en fonction de rapport des débits de capacité thermique et de l'efficacité, sinon il est aussi calculé par la formule suivante :

Pour N passe calandres en série et 2,4,6...passes tubes dans une calandre :

$$F = \frac{\sqrt{R_i^2+1}}{R_i-1} \times \frac{\ln\left(\frac{1-P_N}{1-P_N R_i}\right)}{\ln\left(\frac{2-P_N(1+R_i-\sqrt{R_i^2+1})}{2-P_N(1+R_i+\sqrt{R_i^2+1})}\right)} ; R_i \neq 1$$

$$P_N = \frac{1 - \left(\frac{1 - \varepsilon_i R_i}{1 - \varepsilon_i} \right)^{\frac{1}{N}}}{R_i - \left(\frac{1 - \varepsilon_i R_i}{1 - \varepsilon_i} \right)^{\frac{1}{N}}}$$

Avec : $i = 1 ; 2$

$$R_1 = \frac{\dot{m}_1 c_{p1}}{\dot{m}_2 c_{p2}}$$

$$\varepsilon_i = \frac{\varphi_{max}}{\varphi_i}$$

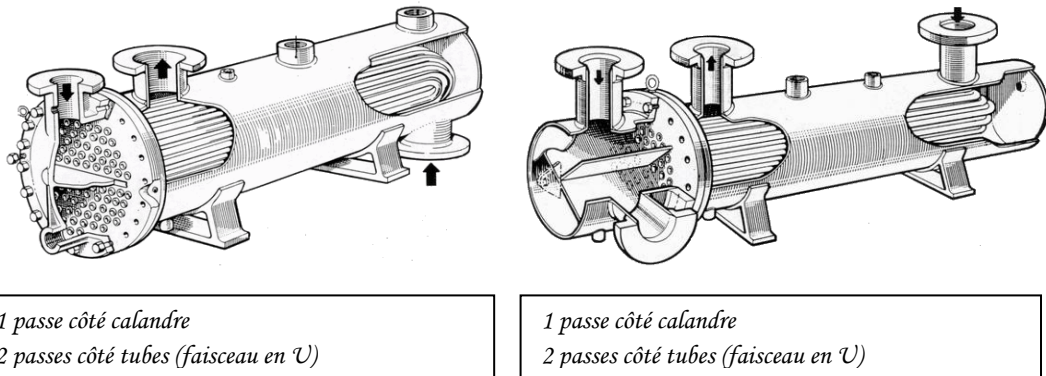


Figure 44 : Schéma d'échangeurs multitubulaire [23]

Le coefficient global d'échange est la somme des résistances thermiques entre les deux fluides, il est écrit :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{h_1} + R_c + \frac{1}{h_2 \times \frac{A_2}{A_1}}$$

Avec : h_i coefficient d'échange local coté fluide i

R_c résistance thermique de conduction des parois

Pour un échangeur tubulaire la formule de coefficient d'échange global devient :

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{h_1 \left(\frac{d_{ex}}{d_{in}} \right)} + \frac{1}{h_2} + \frac{d_{in}}{2\lambda_p} \times \ln \frac{d_{ex}}{d_{in}}$$

Les coefficients locaux d'échange sont déduits à partir du nombre de Nusselt, ce dernier est calculé à partir des corrélations qui tiennent en compte le régime. Pour notre échangeur le coefficient d'échange coté tube est calculé à partir de la formule de Dittus et Boelter (régime établie ; $Re > 2500$; $0,7 < Pr < 17000$)

$$h_e = \frac{\lambda_e}{d_{in}} Nu = \frac{\lambda_e}{d_{in}} \times 0.0241 Re_{eau}^{0.8} Pr^{0.4}$$

Le diamètre et le nombre des tubes sont déterminés pour avoir une vitesse d'écoulement de 1m/s (2 m/s est le maximum recommandé). Le diamètre dépend également de la limite de perte de charge admise et des dimensions standards disponible sur le marché.

Le coefficient de perte de charge est calculé en fonction de la valeur du nombre de Reynolds, dans notre cas il est inférieur à $Re < 10^5$ donc on applique la formule de Blasius :

$$\lambda = 0.316 R_e^{-0.25}$$

Et le coefficient d'échange côté calandre est calculé à partir de la corrélation de Kern

$$h_f = \frac{\lambda_f}{d_e} Nu = \frac{\lambda_f}{d_e} \times 0.36 \times R_{e;fumée}^{0.55} \times P_r^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0.14}$$

Avec : μ_p est la viscosité au voisinage des parois

La corrélation de Kern demande calculer la vitesse d'écoulement nécessaire pour calculer le nombre de Reynolds, pour un échangeur avec tubulaire avec des chicane la section considérée est déterminée par :

$$A_d = D_c L_b \frac{P_d}{P_T}$$

Avec : D_c : diamètre de la calandre

L_b : espace entre deux chicanes

P_d : distance entre les tubes

P_T : le pas des tube ($P_d + d_{ex}$)

Ou le nombre de Reynolds est écrit :

$$R_{e;fumée} = \frac{\rho_f v_f d_{eq}}{\mu_f}$$

Le diamètre équivalent « d_e » dépend de l'organisation du faisceau et du pas des tubes à l'intérieur de la calandre. Pour un faisceau en carré on a :

$$d_{eq} = 4 \times \frac{S_L^2}{\pi d_{ex}} - d_{ex}$$

Avec S_L : le pas des tubes

La configuration de faisceau en pas carré laisse un espace libre rectiligne entre les tubes, cette configuration est la plus adapté pour les fluides encrassant parce qu'elle aide au nettoyage des tubes.

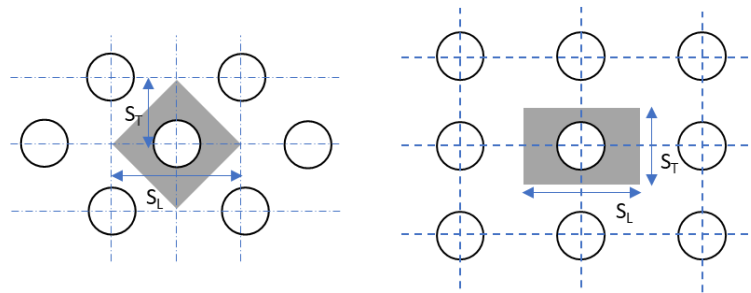


Figure 45 : section de veine fluide associée à un tube.

En revanche la configuration quinconce est plus efficace pour l'échange thermique et permet d'avoir des échangeurs plus compacts.

Après le calcul de coefficient d'échange global, nous pouvons calculer la surface d'échange à partir de la formule du flux en fonction du coefficient d'échange global et de la surface d'échange.

- **Indice d'actualisation**

L'actualisation est effectuée à l'aide des indices des coûts des usines de génie chimique (CEPCI) :

$$Coût_2 = Coût_1 \times \frac{Indice_2}{Indice_1}$$

Tableau 30 : Indice d'actualisation (CEPCI)

Chemical Engineering Plant Cost Index (Moyenne annuelle)		
Indices annuels	2002	395,6
	2014	576,1
	2019	607,5
Rapport des indices	2019/2014	1,0545
	2019/2002	1,5356

Source : <https://www.chemengonline.com/>

Annexe 2 : Alternatives de gestion de la benne des résidus métalliques

- **Mini pelle**

C'est un engin sur pneu équipé de pelle mécanique hydraulique, la mini pelle sera utilisée pour répartir et tasser la charge au cours de remplissage de benne.

- **Benne avec mécanisme de nivelage :**

Cette solution consiste à installer une pelle sur des rails latéraux en haut de la benne. La pelle sera un mécanisme de nivelage des résidus pour étaler la charge sur la benne et elle se déplacera à l'aide de deux vérins hydrauliques ou bien pneumatiques.

Ce mécanisme nécessite une présence d'un opérateur pour étaler les résidus et il peut engendrer des déversements sur le sol.

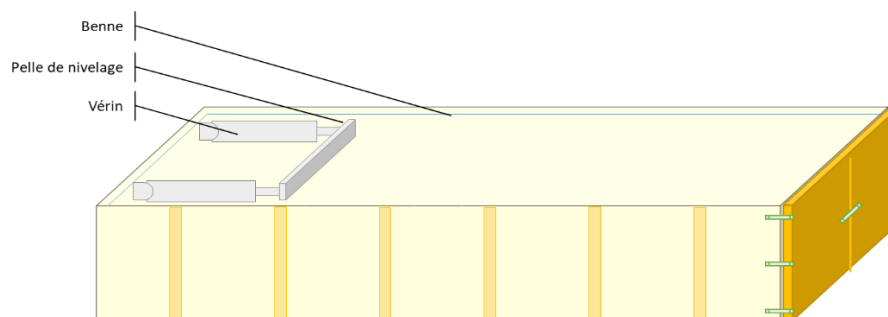


Figure 46 : Schéma de mécanisme de nivelage

- **Benne compactant hydraulique :**

Mécanisme similaire à celui utilisé pour le compactage des déchets urbains et similaires, le principe c'est de tasser la charge dans la benne pour gagner en densité. Le déplacement de la presse sera à l'aide d'un vérin hydraulique.

Ce mécanisme nécessite beaucoup de précaution vue la nature des résidus, en général les résidus peuvent être compressés mais dans une limite pour protéger la benne et le système hydraulique (pompe, flexibles...).

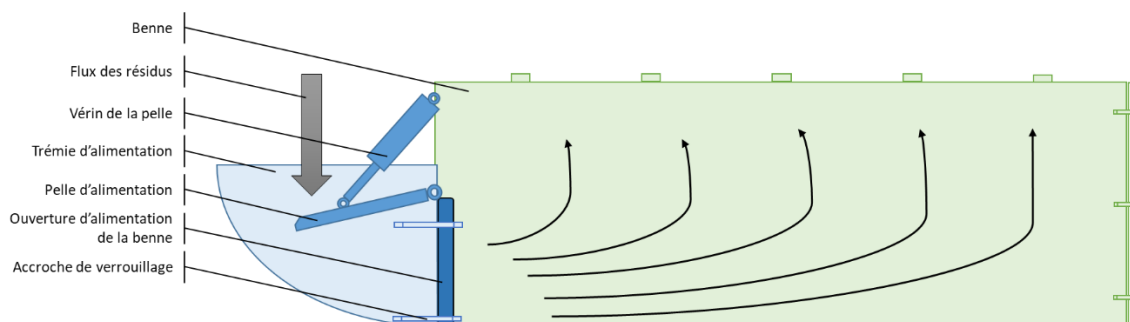


Figure 47 : Schéma de benne compactant hydraulique

- **Benne compactant à vis sans fin**

La benne est composée en général de deux compartiments, le premier est une petite trémie ouverte pour accueillir les résidus, la trémie contient au fond une vis sans fin qui pousse les résidus métalliques vers le deuxième la benne à travers un orifice, la benne est close de tous ses côtés.

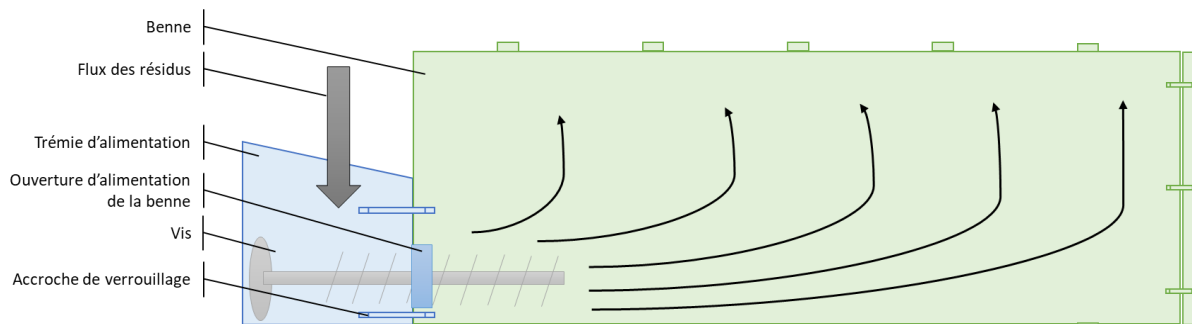


Figure 48 : Schéma de benne compactant à vis sans fin

- **Trémie de répartition**

Pour que les résidus métalliques atteignent les différents coins de la benne une trémie sera posé sous l'extrémité de vis, l'ouverture de trémie sera divisée en plusieurs ouvertures et les chutes seront guidées à travers les conduites liées aux sous-ouvertures pour atteindre les différents coins de la benne.

Cette solution est très facile à réaliser et ne contient pas de composante mécanique amovible à entretenir, sauf qu'elle pose des inconvénients due à la nature des résidus et la faible hauteur de la vis, en effet les résidus s'entrelacent facilement et la taille des sous-ouvertures favoriseront le bourrage. La pente aussi nécessite une vérification de sa suffisance pour entraîner les flux au points lointains de la benne.

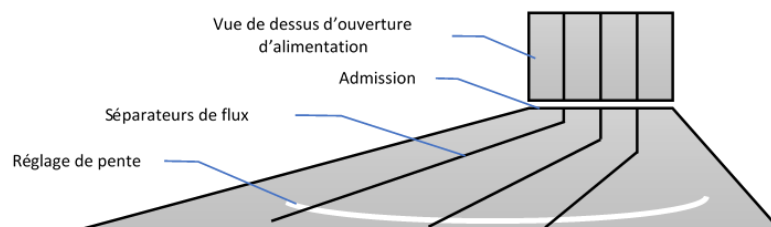


Figure 49 : Schéma de trémie de répartition

Annexe 3 : Estimation des coûts des

Tableau 31 : Coût des équipements nécessaire aux modifications.

Désignation	Unité	Prix en € TTC	Source
Antivortex en acier	U	140,00	https://www.piscinayspa.com/fr/accessoires-piscines/29/vase-de-piscine-materiel/1116/astralpool-fond-en-acier-inoxydable-buse-dentranement-reglable/
Tôle acier galvanisé	U	35,93	https://www.laminedeferr.fr/galvanise/1094-tole-de-fer-galvanisee-2000x1000x1.html?gclid=EAIaIQobChMIuduz4Pz86wIVrtSzCh0sbgtAEAkYBCABEgL4bPD_BwE
Plaques ondulées en acier galvanisé (0,9x3)	U	30,75	https://www.leroymerlin.fr/v3/p/produits/plaque-de-toiture-petite-onde-acier-galvanise-gris-l-0-9-x-l-3-m-sedpa-e52729
Tube En Acier Inoxydable 50mm	m	15,16	DEVIS Béné INOX
Coude inox 90° D 50.8 mm	U	21,78	https://fr.rs-online.com/web/c/plomberie-et-canalisation/raccords-de-tuyauterie-et-accessoires/raccords-a-couder-en-acier-inoxydable/
Barre en U acier galvanisé 30x30	m	4,00	https://www.quincaillerie.pro/produit/p150748/profil-mm-galvanise-longueur-metres
Coût de la main d'œuvre (soudure)	1h	25-50	https://www.enchantier.com/devis/tarif-dun-soudeur-par-travaux-et-horaire.php#prixdelamaindaauvre
Garniture méc Wilo BL 32/150	U	35,99	https://fra.grandado.com/products/mg12-22-g6-mg12-22-mg12-22-z-tlanmp-burgmann-joints-mecaniques-pour-pompes-wilo-mvi-16-32-52?variant=35920237854873
Vanne à boisseau 1/2"	U	9,84	https://www.vanneco.fr/vannes-robinets-a-boisseau-spherique/a-boisseau-spherique-inox/vanne-a-boisseau-spherique-2-pieces-inox-pn63-taraude-bsp-p-100417?b2c=true&idarticle=14035&gclid=EAIaIQobChMIItLrngZyE7AIVSenmCh0udQ2PEAOYAyABEgJFVPD_BwE

Devis Tube d'acier inoxydable

Béné inox

S.A.S. au capital de 240 000 €
311 810 287 R.C.S. LYON

OFFRE DE PRIX / QUOTATION		
Référence à rappeler dans toute correspondance Reference to be recalled in all correspondance		
NUMERO / Number	N°CLIENT / Customer number	Date
661749	3687	23/09/2020

EMETTEUR / From :
AGENCE : BENE INOX
Office : 11 CHEMIN DE LA PIERRE BLANCHE

DESTINATAIRE / TO :
DIVERS BENE INOX

69800 SAINT-PIERRE
FRANCE
TEL / Phone Number : 04. 72. 79. 05. 12
Fax / Fax From : 04. 78. 90. 69. 59
INTERLOCUTEUR / Contact name : MME MARION LE BLAYE
E-MAIL : bene-leblaye@bene-inox.com

69800 SAINT-PIERRE
FRANCE
TEL : 05. 62. 16. 72. 82 FAX :
A L'ATTENTION DE / CONTACT NAME : M YOUSSEF RHIFARI
VOS REFERENCES / YOUR REFERENCES : DP
y.rhifari@alpharecyclage.com

Bonne rentrée à tous !
Nous restons à votre disposition sans interruption, du lundi au jeudi, de 8h à 18h, 17h le vendredi.

DISPONIBILITE Availability	DESIGNATION DU PRODUIT Article description	CODE	QUANTITE Quantity	U V	P.U. HT Unit price	P.U. NET HT Unit net price	TOTAL NET HT Total net price
02/10/20	TUBE METRIQ RS 304L 372222-542	3614123575054	60,00	W	10,30	10,30	618,00
02/10/20	PORT	3614125187514	1,00	U	141,00	141,00	141,00

R = NON DISPONIBLE / Not available

En EURO BASE HT : 759,00
ESC : 0,0 % TAUX TVA : 20,00 M TVA : 151,80 TOTAL TTC : 910,80

REGLEMENT / Payment

EXPEDITION / Shipment

Poids : 156,01 Kg
Emballage : EMBALLAGE GRATUIT

Mde : Comptant
Cond : COMPTANT

Mde :
Cond : PORT AVANCE

Nos prix s'entendent NETS HT et sont valables pour les quantités indiquées. Nos prix sont départ, PORT ET EMBALLAGE EN SUS. ATTENTION : nouveau délai de validité de l'offre : 10 jours. Les commandes sont soumises à nos Conditions Générales de Vente dont DELAIS INDICATIFS, RESPONSABILITE LIMITEE AU REMPLACEMENT, CLAUSE DE RESERVE DE PROPRIETE, JURIDICTION COMPETENTE LYON.

Offre éditée le 23 Septembre 2020

Page : 1

(**) UNITE DE VENTE / Unit sales : A=mm B=m2 C=100 D=10 E=2 F=3 H=Heure/Time K=Kilo L=50 M=1000 N=200 Q=5 T=Tonne/Ton U=1 V=25 W=Mètre/Meter Z=12

Annexe 4 : Caractéristique de la pompe de remplacement unique

LOWARA
a xylem brand

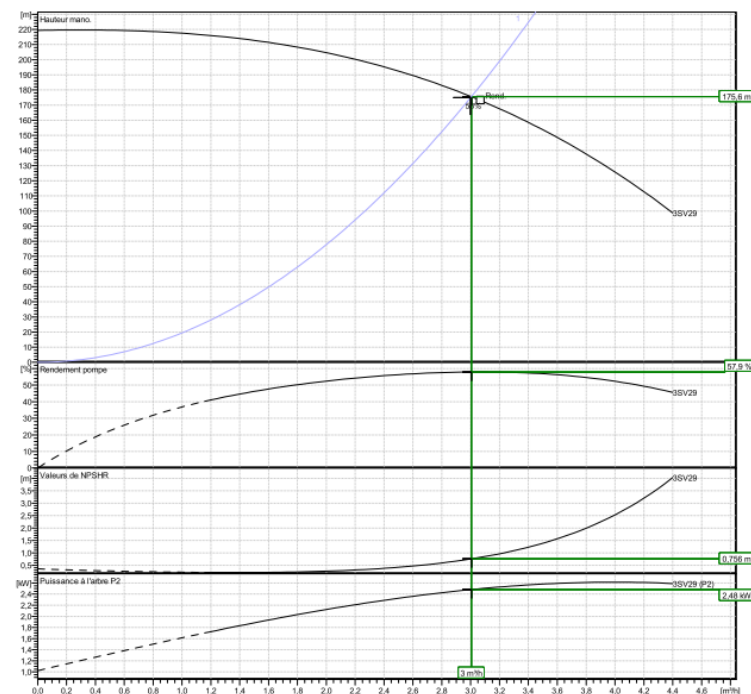
Customer	Date	8/4/2020
Contact	Projet	
Phone number	N° de projet	
Email		

3SVH29F030T/4

Données hydrauliques

Caractéristiques requises	Caractéristiques proposées	Construction de roue	
Débit	3 m ³ /h	Impeller R	79 mm
Hauteur de refoulement	175 m	Fréquence	50 Hz
Hauteur statique	0 m	Vitesse	2900 rpm
	MEI >=0,7		

Informations valables pour:
Eau [100%] ; 4°C ; 1000kg/m³ ; 1,57mm²/s
Performances selon norme ISO 9906 - Annexe A



Tender-Hydraulic

Annexe 5 : Devis et caractéristique de la pompe d'alimentation alternative

IWAKI France

**Pompes Centrifuges et Volumétriques à
Entraînement Magnétique**

SAS au capital de 450 000,00 € - TVA FR 65 389 935 297 - Code APE 4669 B
9 Rue Joly de Bammerville Parc de la Fontaine de Jouvence 91460 MARCOUSSIS
Tél: 01 69 63 33 70 - Fax: 01 64 49 92 73 - Site Internet: www.iwaki.fr

V/Contact: Tél: 03 88 25 16 17

Fax:
didier.hochstetter@iwaki.fr

Page 1 / 2

Tél: 06 17 65 11 60
Fax:

V/Ref: Offre pompe decanteur F-PU12-2-X INOX

ALPHA RECYCLAGE FRANCHE COMTE

Monsieur Youssef RHIFARI
22 Allée du Bois
39100 BREVANS

MARCOUSSIS, le 01 septembre 2020

OFFRE DE PRIX N°20203791.0

Monsieur,
Suite à votre demande, nous vous prions de trouver ci-dessous notre proposition pour la fourniture d'une pompe centrifuge à entraînement magnétique.

SPECIFICATIONS TECHNIQUES

Votre Application : TRANSFERT EAU JAUNE + TRACE DE FIOUL

Débit nominal	: 30 L/Min	Masse Volumique	: 1060 kg/m³
HMTE	: 31 mcl	Viscosité	: 1 cP
Température	: 10 à 30 °C	Hauteur aspiration	: En charge

Notre Proposition : MP222 150 6KDF015D-2 POMPE CENTRIFUGE INOX A ENTRAINEMENT MAGNETIQUE

Corps et turbine	: INOX 316	Ø de turbine retenue	: 150 mm
Caps.magnétique	: INOX 316	Température min/max:	: -30 à +150°C
Axe	: INOX 316	Type de Turbine	: Fermée
Paliers	: SiC-D	Type de construction	: Monobloc
Manchons	: SiC	Poids	: 29 kg
Butées	: SiC	Bride Aspiration	: DN25 PN16
Joint	: PTFE	Bride Refoulement	: DN20 PN16

MOTEUR 1.50 - 230/400 B5 ATEX IIG EEXDIIBT4 + SONDES CTP

MOTEUR IEC ASYNCHRONE A ENVELOPPE ANTIDFLAGRANTE

Degré de protection	: IP55	Tension Nominale	: AC 230/400 Volts Triphasé
Classe d'isolation	: F	Puissance	: 1.5 kW
Forme de Montage	: Bride B5	Vitesse Nominale	: 2950 tr/mn
Matériau	: Fonte	Fréquence	: 50 Hz
Mode de protection	: EExd IIB T4	Taille	: 90
Protection thermique	: Thermistance CTP	Poids	: 34 kg

IWAKI France

**Pompes Centrifuges et Volumétriques à
Entraînement Magnétique**

SAS au capital de 450 000,00 € - TVA FR 65 389 935 297 - Code APE 4669 B
9 Rue Joly de Bammerville Parc de la Fontaine de Jouvence 91460 MARCOUSSIS
Tél: 01 69 63 33 70 - Fax: 01 64 49 92 73 - Site Internet: www.iwaki.fr

V/Contact: Tél: 03 88 25 16 17

Fax:
didier.hochstetter@iwaki.fr

Page 2 / 2

Tél: 06 17 65 11 60

V/Ref: Offre pompe decanteur F-PU12-2-X INOX

ALPHA RECYCLAGE FRANCHE COMTE

Monsieur Youssef RHIFARI
22 Allée du Bois
39100 BREVANS

MARCOUSSIS, le 01 septembre 2020

OFFRE DE PRIX N°20203791.0

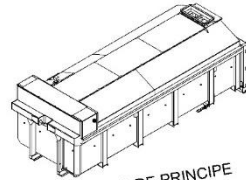
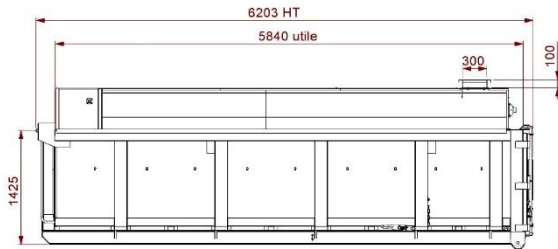
OFFRE COMMERCIALE

Modèle de pompe	: MP222 150 6KDF015D-2 POMPE CENTRIFUGE INOX A ENTRAINEMENT MAGNETIQUE
P.U. HT	: 3 400,00 € Prix Net
Quantité	: 1
Port et emballage	: 92,44 € H.T.
P.T.H.T.	: 3 492,44 €
P.T.T.C.	: 4 190,93 €
Règlement	: Chèque à 30 Jours Net
Délais	: 8 Semaines
Validité	: 3 mois

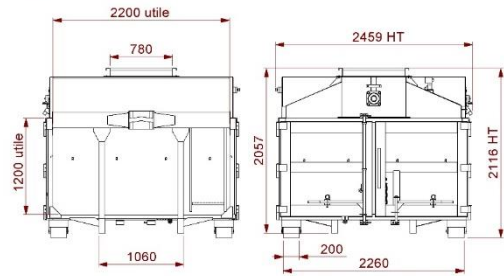
Nous restons à votre entière disposition pour de plus amples renseignements.
Veuillez accepter, Monsieur, l'expression de nos salutations distinguées.

Didier HOCHSTETTER
Service commercial Est

Annexe 6 : Devis et profil de la benne compactante à vis



SCHEMA DE PRINCIPE



BENNE A VIS SANS FIN 15 m³

Fond ép : 4
Flancs ép : 3
Poids théorique : 3300 Kg

220-SP-B-VSF-1-15-4-3-A

Ce document est la propriété exclusive de la société G.R.F et ne peut être reproduit ou communiqué à des tiers sans son autorisation écrite. Son usage doit être conforme à celui pour lequel il a été communiqué.

Plan détaillé de la benne à vis

DEVIS N° 92-11804



AD Mail : y.rhifari@alpharecyclage.com

ALPHA RECYCLAGE
MRHIFARI Youssef
4, Rue Jules Védrières
BP 94204
310031 TOULOUSE CEDEX 4
FRANCE

Client : ALPHARECYCLA

Validité : 15 JOURS - sauf hausse des matières premières

Date	Atelier	Adresse de livraison	Votre Contact	Ref. Client							
30/06/20		ALPHA RECYCLAGE 4, Rue Jules Védrières BP 94204 310031 TOULOUSE CEDEX 4	ROBERT François 06 07 65 33 09	Ref. Client 107202 Ref. Client 107202							
Code article	Désignation	Quantité	Montant HT	TVA							
BB-SVF-15-4-0051	Benne à boue à vis sans fin 15m³ Fond ép. : 4 mm - Flancs ép. 3 mm Berce en IPN de 180 mm largeur 1060 mm y compris les renforts Longerons en UTP de 160/50 au pas de 1250 mm Intercalaires entre longerons en UTP de 80/50 Montants latéraux en UTP 160/60 au pas de 1250 mm Rives en tube de 140/80 Poutre en tube de 200/200 y compris les goussets de renfort Renfort sous anneau en tôle de 4 mm Renfort intérieur derrière anneau en tôle ép. 12 mm Anneau de préhension Ht. 1425 mm à l'axe du rond Ø 50 mm Porte AR basculante étanche assurée par un joint périphérique Tube inférieur et supérieur de porte 140/80 renforcée Sécurité de porte latérale à cliquet déportée - Echelle d'accès Toit tôle deux pentes Motorréducteur 3 kw avec vis sans fin Lg 4500 mm Coffret électrique avec commande, alimentation 380 volts 1 trappe de visite cadénassable Charnières de portes moulées - Joint vinylo des parties non soudées Rouleaux AR Ø 168 Lg 200 mm 1 Niveau à palette détection benne pleine	1	15 966,00	1							
RGU3000	Rail de guidage "universel" lg 3m	1	1 187,00	1							
0051	FORFAIT TRANSPORT / 39 (Déchargement non compris)	1	1 748,00	1							
Conditions Générales de ventes : Matériel conforme à la réglementation Européenne Délai 12 / 14 semaines – A réception de la commande Peinture : Apprêt + Laque de finition (A définir impérativement sur la commande) Nuancier sur demande par Mail ou courrier Règlement : 20 % à la commande par virement, le solde à l'enlèvement											
CONGES : •Les semaines 32 – 33 et 34 / 2020		<table border="1"> <thead> <tr> <th>Bases HT</th> <th>% TVA</th> <th>Montant TVA</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>1</td> <td>18 901,00</td> <td>20,00%</td> <td>3 780,20</td> </tr> </tbody> </table>	Bases HT	% TVA	Montant TVA	1	18 901,00	20,00%	3 780,20	Total HT	18 901,00 €
Bases HT	% TVA	Montant TVA									
1	18 901,00	20,00%	3 780,20								
			Net HT	18 901,00 €							
			Total TVA	3 780,20 €							
			Total TTC	22 681,20 €							
			Acompte	0,00 €							
			Montant à payer en Euros	22 681,20 €							

ROBERT F - PDG

Page 1 / 1



SAS E2C - Rue de l'Avenir 77760 LA CHAPELLE LA REINE TEL 01 64 24 31 40 - Fax : 01 64 24 35 50 MAIL kchanclud@e2c-sa.fr

Site Internet : e2cenvironnement.com

SAS au capital de 100000€ - R.C.S. Melun 384539904 00027 - Code APE 2920Z - N° TVA : FR82384539904

Annexe 7 : Devis du débitmètre et ses accessoires



DEVIS

Devis n° **ESPO/OFF20-0715**
 En date du : 17/07/2020
 Révision : 0
 Code client : A3915
 Référence client : SWR - SolidFlow 2.0
 Suivi : Emmanuel GILBERT
 Saisie : Claire SERRES
 Division :

ALPHA RECYCLAGE FRANCHE COMTÉ
 4 rue Jules Védrynes
 BP 94204
 31015 TOULOUSE Cedex 4
 FRANCE
 A l'attention de Monsieur Youssef RHIFARI
 Tél : +33 (0)3 84 72 56 97

POISSY, le 17/07/2020

Lig.	Niv_Article	Désignation	Qté	U	Prix Unit. HT (EUR)	Montant Net HT (EUR)
1	1_Ti-SWR	SolidFlow 2.0	1	UV		
2	2_Ti-ANA	Mesure de débit de matière solide en vrac	1	UV		
3	3_GA-SOLIDFLOW-S	66-2005 - capteur Ex 1/2D, 80°C, 1bar SolidFlow - capteur 2.0, Ex 1/2D, Tmax= 80°C, Pmax= 1bar, 1.4571 Capteur radar pour la mesure de débit des solides avec compensation active des turbulences <u>Identification :</u> II 1/2D IP65 T84°C T° process max Zone 20 : 80°C Indice de protection : IP 65 Alimentation : 24 VDC Matière: 1.4571 Connexion électrique : 4 x 0,5 mm² x 2000 mm Dimensions : 271 x 60 mm Poids : 1,3 kg	1	UV	5 064,00	5 064,00
4	3_GA-SOLIDFLOW-S	66-2006 - capteur Ex 2G 1/2D, 80°C, 1bar SolidFlow - capteur 2.0, Ex 2G 1/2D, Tmax= 80°C, Pmax= 1bar, 1.4571 Capteur radar pour la mesure de débit des solides avec compensation active des turbulences <u>Identification :</u> II 1/2D IP65 T84°C II 2G EEX dIIC T5/T3 pour Gaz Ex Zone 1 et Poussière Ex Zone 20/21 T° process max : 80°C Indice de protection : IP 65 Alimentation : 24 VDC Matière: 1.4571 Connexion électrique : 4 x 0,5 mm² x 2000 mm Dimensions : 271 x 60 mm	1	UV		

Page 1 / 4

*Suivant la loi n° 80335 du 12 mai 1980, les matériels restent notre propriété exclusive jusqu'à leur paiement intégral quel qu'en soit le détenteur"
 111, Bd Robespierre - CS 80004 - 78304 POISSY CEDEX 4 - FRANCE - Tél : +33 (0)1 39 22 38 00 - www.envea.global
 Société Anonyme - Capital 9 585 900 € - R.C.S. Versailles B 313 997 223 - Siret 31399722300018 - APE 2651B - VAT
 FR43313997223



Lig.	Niv_Article	Désignation	Qté	U	Prix Unit. HT (EUR)	Montant Net HT (EUR)
		<u>Poids :</u> 1,3 kg <u>Tarif unitaire :</u> 5425€ HT				
5	3_GA-SOLIDFLOW-S	66-2005-EB - capteur Ex 3GD, 200°C, 1bar SolidFlow - capteur 2.0, Ex 3GD, Tmax= 200°C, Pmax= 1 bar, 1.4571 Capteur radar pour la mesure de débit des solides avec compensation active des turbulences <u>Identification :</u> EXII 3 G/D EEX ed IIC T3 pour Gaz Ex Zone 2 et Poussière Ex Zone 22 T° process max Zone 22 : 0-200°C Pression : 1 bar Indice de protection : IP 65 Alimentation : 24 VDC Matière: 1.4571 Connexion électrique : 4 x 0,5 mm² x 2000 mm Dimensions : 271 x 60 mm Poids : 1kg Tarif unitaire : 4962€ HT	1	UV		
6	3_GA-SOLIDFLOW-U	60-0200 - unité rail DIN - 24V - log. inclus Unité de traitement multi-capteur MSE300, rail DIN, 24 VDC Sans afficheur Alimentation : 24VDC Signal de sortie : 4...20 mA T° ambiante : -10... +45°C Indice de protection : IP40 Forme : boîtier pour rail DIN (35 mm) Paramétrage : ordinateur portable via port USB ou interface ModBus RS 485 Dimensions : 90 x 23 x 118 mm Poids : 0,2 kg Inclus : logiciel de configuration et câble USB Capteurs pris en charge : SolidFlow 2.0 (jusqu'à 3 capteurs) / SpeedFlow 2.0 / Paddy / MaxxFlow III / DensFlow / ProSens (jusqu'à 3 capteurs) / PicoFlow (jusqu'à 3 capteurs)	1	UV	1 874,00	1 874,00
7	3_GA-SOLIDFLOW-U	60-0300 - unité avec écran - 230 V Unité de traitement multi-capteur MSE300, boîtier avec écran tactile, 230 VAC Affichage : écran tactile LCD Alimentation : 230VAC	1	UV		

Page 2 / 4

*Suivant la loi n° 80335 du 12 mai 1980, les matériels restent notre propriété exclusive jusqu'à leur paiement intégral quel qu'en soit le détenteur"
 111, Bd Robespierre - CS 80004 - 78304 POISSY CEDEX 4 - FRANCE - Tél : +33 (0)1 39 22 38 00 - www.envea.global
 Société Anonyme - Capital 9 585 900 € - R.C.S. Versailles B 313 997 223 - Siret 31399722300018 - APE 2651B - VAT
 FR43313997223



Lig.	Niv_Article	Désignation	Qté	U	Prix Unit. HT (EUR)	Montant Net HT (EUR)
		<u>T° ambiante</u> : -10... +45°C <u>Signal de sortie</u> : 4...20 mA <u>Interface</u> : RS 485 Modbus <u>Indice de protection</u> : IP65 <u>Dimensions</u> : 258 x 237 x 174mm (L x H x P) <u>Poids</u> : 2,8 kg <u>Captteurs pris en charge</u> : SolidFlow 2.0 (jusqu'à 3 captteurs) / SpeedFlow 2.0 / Paddy / MaxxFlow III / DensFlow / ProSens (jusqu'à 3 captteurs) / PicoFlow (jusqu'à 3 captteurs) Tarif unitaire : 2845€ HT				
8	3_GA-CBOX	60-1000-2GD - C1-Box Ex C1-Box EX pour connexion capteur - unité de traitement Ex II 2G Ex e IIC T6 Gb Ex II 2D Ex tb IIIC T80°C Db <u>Dimensions</u> : 124 x 75 x 58 <u>Poids</u> : 0,5 kg	1	UV	269,00	269,00
9	2_TI-ANA	Options et Accessoires du SolidFlow 2.0	1	UV		
10	3_GA-ACC-SWR	33-0006 - douille acier inox 1.4571 SolidFlow/SpeedFlow - douille à souder, 1.4571 <u>Matière</u> : 1.4571 <u>Dimensions</u> : 110*45 mm (L x P) <u>Poids</u> : 1,3 kg <u>Inclus</u> : bouchon (L. 140 mm) 1 cireclip A19 DIN471 2 rondelles Di20,2 1 joint 19 x 3	1	UV	213,00	213,00
11	2_TI-PREST	PRESTATION DE SERVICES :	1	UV		
12	3_SV-PE	Port & Emballage Port et emballage inclus - DDP	1	UV	80,00	80,00
13	3_SV-MES	80-0024 - mise en service Mise en service et instruction (max. 8h/jour)	1	UV	954,00	954,00
14	3_SV-MES	80-0001 - frais déplacement Autres frais : déplacement, hôtel, restauration	1	UV	499,00	499,00

Délai de livraison : 30 jours calendaires	Total H.T. :	8 953,00
	Total TVA :	1 790,60
	Total T.T.C. :	10 743,60

Conditions de paiement : Virement 30j date de facture

Le coût du transport est en sus de votre commande. Il se peut que celui-ci ne soit pas connu au moment de notre accusé de réception, il vous sera alors ajouté au moment de la facturation. A votre demande, nous pourrions vous fournir un calcul précis avant l'expédition.

Conditions commerciales particulières
Délai de livraison
 3 à 4 semaines hors congés (Août et une semaine en décembre), à dater de la réception de votre commande ferme et des renseignements nécessaires à son exécution.

Validité de l'offre
 31.12.2020

Garantie :
 1 an à compter de la livraison des équipements
 Extension de garantie possible en indiquant le code 80-0042 dans votre commande.
 Tarif : 5% du matériel par année supplémentaire (max. 36 mois de garantie).

Conditions de paiement :
 Pour toute commande inférieure à 10 000 euros
 100% à la livraison selon les termes de paiement

Pour toute commande supérieure à 10 000 euros
 20% à la commande en acompte par virement date de réception de facture, 80% à la livraison selon les termes de paiement

Limites de fournitures
 Ce qui reste à la charge du client :
 - Stockage des équipements avant la mise en service.
 - Mise en place de douilles / brides sur le point de mesure.
 - Montage et câblage du système.
 - Génie Civil, passerelles et accès généraux, si besoin.
 - Fourniture et mise en oeuvre des alimentations électriques générales auprès des équipements.
 - Contrôle conformité électrique.
 - Maintenance durant la période de garantie.
 Et de manière générale, tout ce qui n'est pas clairement défini dans cette offre.

Annexe 8 : Logarithmes et logigrammes de la procédure de chauffage des foyers

Afin de simplifier le codage, l'algorithme est construit de plusieurs procédures ou le programme principal fait appelle à plusieurs petits sous-programmes (procédures).

Syntaxe :

```
DECLARATION : variables globales
T_foyer, D_on, D_off, Stage, Compteur_etape, Compteur_bruleur,
Compteur_procedure : type nombres
Bruleur_1, Bruleur_2 : type boolien
// Procédures utilisées : déclarées au début pour qu'elles seront connues par le
programme principal.
PROCEDURE Etape_1 {
    Stage ← 1 // Définir le stage de fonctionnement
                du bruleur.
    D_on ← 10min // Définir la durée de mise en marche
                du bruleur.
    D_off ← 5min // Définir la durée de mise en arrêt du
                bruleur
    Compteur_etape ← Temps // Définir l'instant de début étape :
                initialiser compteur.
    TANTQUE Temps - Compteur_etape < 2h // Condition de fin de l'étape
        Exécuter procédure Bruleur
    FIN TANTQUE
}
PROCEDURE Etape_2 {
    Stage ← 1
```

```
D_on ← 20min
D_off ← 5min
Compteur_etape ← Temps
TANTQUE Temps - Compteur_etape < 2h
    Exécuter procédure Bruleur
FIN TANTQUE
}
```

```
PROCEDURE Etape_3 {
    Stage ← 2
    D_on ← 10min
    D_off ← 5min
    TANTQUE T_foyer < 450
        Exécuter procédure Bruleur
    FIN TANTQUE
}
```

```
PROCEDURE Etape_4 {
    Variable Compteur_pause
    Compteur_etape ← Temps
    TANTQUE Temps- Compteur_etape < 1h // Condition de temps pour
                                        sortir de la boucle de la procédure.
        SI T_foyer < 450 // Condition pour éteindre le bruleur si la
                            température est dépassée.
            Bruleur_1 ← Vrai
        SINON ALORS
            Bruleur_1 ← Faux
    FINSI
```

```

SI T_foyer < 440 ALORS           // Condition pour allumer le bruleur
    secondaire si température baisse beaucoup et quand le bruleur
    principal est insuffisant pour maintenir la température.
    Bruleur_2 ← Vrai
SINON                            // Condition pour éteindre le bruleur secondaire
    si la température est dépassée.
    Bruleur_2 ← Faux
FINSI

Exécuter procédure flamme
Compteur_pause ← Temps
TANTQUE Temps - Compteur_pause > 5min //Compteur de temps
    pour protéger le bruleur contre les marches-arrêts rapides.
    Attendre
FINTANTQUE
FIN TANTQUE
}

PROCEDURE Etape_5 {
    Stage ← 2
    D_on ← 20min
    D_off ← 5min
    TANTQUE T_foyer < 650
        Exécuter procédure Bruleur
    FIN TANTQUE
}

PROCEDURE Bruleur {

```

```

Compteur_bruleur ← Temps           // Définir l'instant de début
                                     étape : initialiser compteur

SI Stage = 1 ALORS
    Bruleur_1 ← Vrai
    Bruleur_2 ← Faux
FINSI
SI Stage = 2 ALORS
    Bruleur_1 ← Vrai
    Bruleur_2 ← Vrai
FIN SI
Exécuter procédure Bruleur
TANTQUE Temps-Compteur_bruleur<D_on // condition maintenir état
    du bruleur
    Attendre
FIN TANTQUE
Bruleur_1 ← Faux
Bruleur_2 ← Faux
Exécuter procédure Bruleur
TANTQUE Temps-Compteur_bruleur >= D_on et Temps-
Compteur_bruleur< D_on + D_off // condition maintenir état du bruleur
    Attendre
FIN TANTQUE
}

PROCEDUR Flamme {
    SI Bruleur_1=Vrai ALORS
        Allumer bruleur principal
    SINON

```

```

    Éteindre bruleur principal
  FINSI
  SI Bruleur_1=Vrai ALORS
    Allumer bruleur secondaire
  SINON
    Éteindre bruleur secondaire
  FINSI
}
FIN

```

DEBUT Programme Principal

```

Exécuter PROCEDUR Chauffage_froid {
  LIRE Temps
  Compteur_procedure ← Temps // Définir l'instant de début de procédure
  LIRE Température
  T_foyer ← Température
  SI T_foyer < 150 ALORS // Définir l'étape de chauffage
    Exécuter procédure Etape_1
  SINON SI T_foyer < 300 ALORS
    Exécuter procédure Etape_2
  FINSI
  Exécuter procédure Etape_3
  Exécuter procédure Etape_4
  Exécuter procédure Etape_5 // la procédure etape_5 permet d'éteindre les bruleurs à la fin
}
FIN // Fin Programme principal

```

A. Logigramme Ligne A

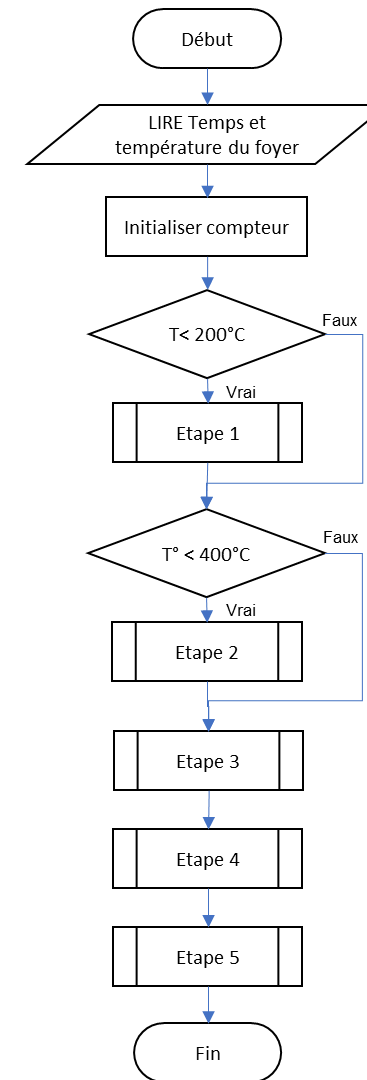


Figure 1 : Procédure principale Chauffage à froid

Les étapes 1 et 2 ne dépendent que du temps d'exécution, les conditions mises avant les étapes 1 et 2 sont ajoutés pour tenir en compte des démarrages à température supérieur et pour optimiser le temps et l'énergie de démarrage.

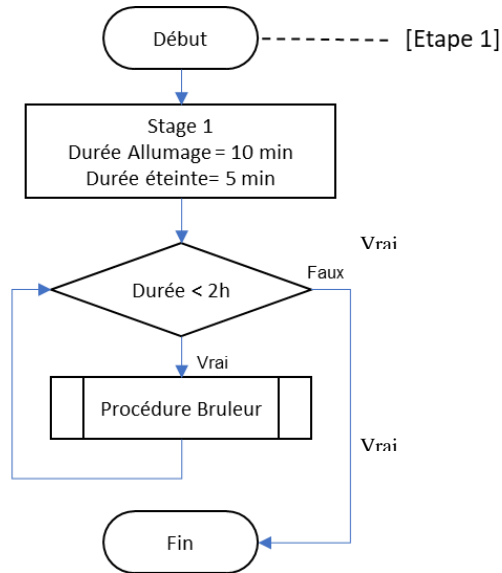


Figure 2 : Procédure étape 1

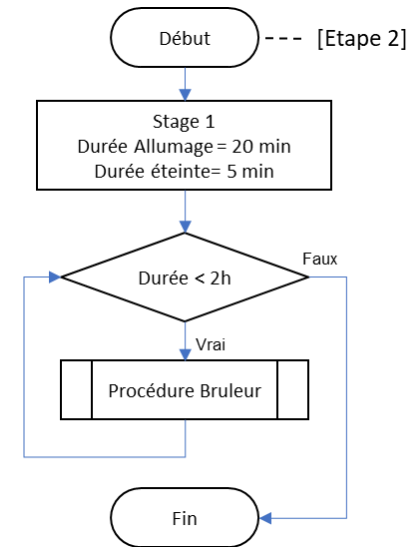


Figure 3 : Procédure étape 2

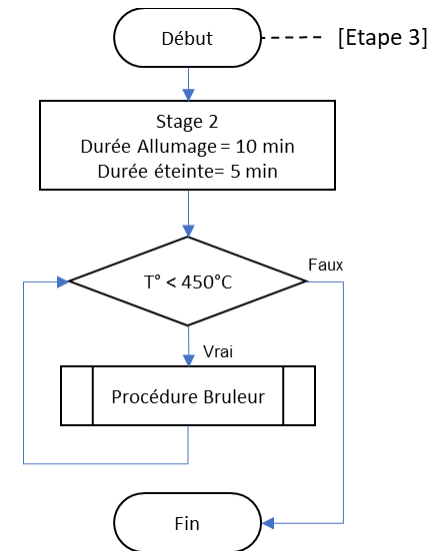


Figure 4 : Procédure étape 3

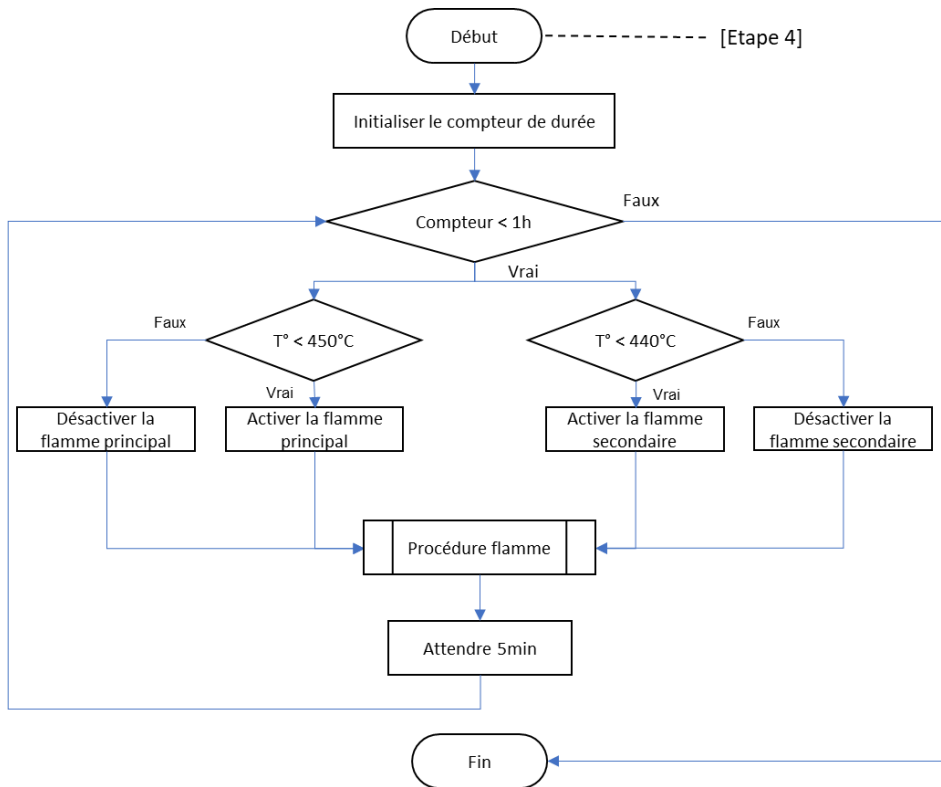


Figure 5 : Procédure étape 4

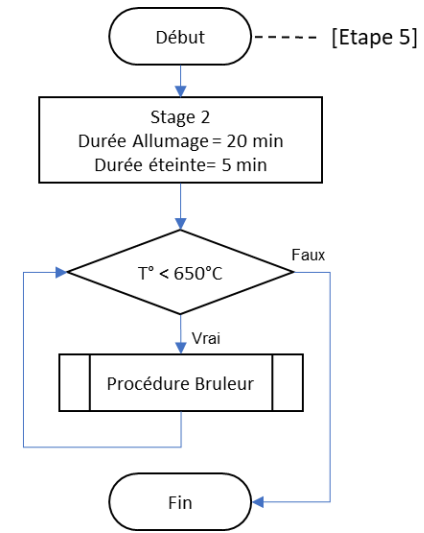


Figure 6 : Procédure étape 5

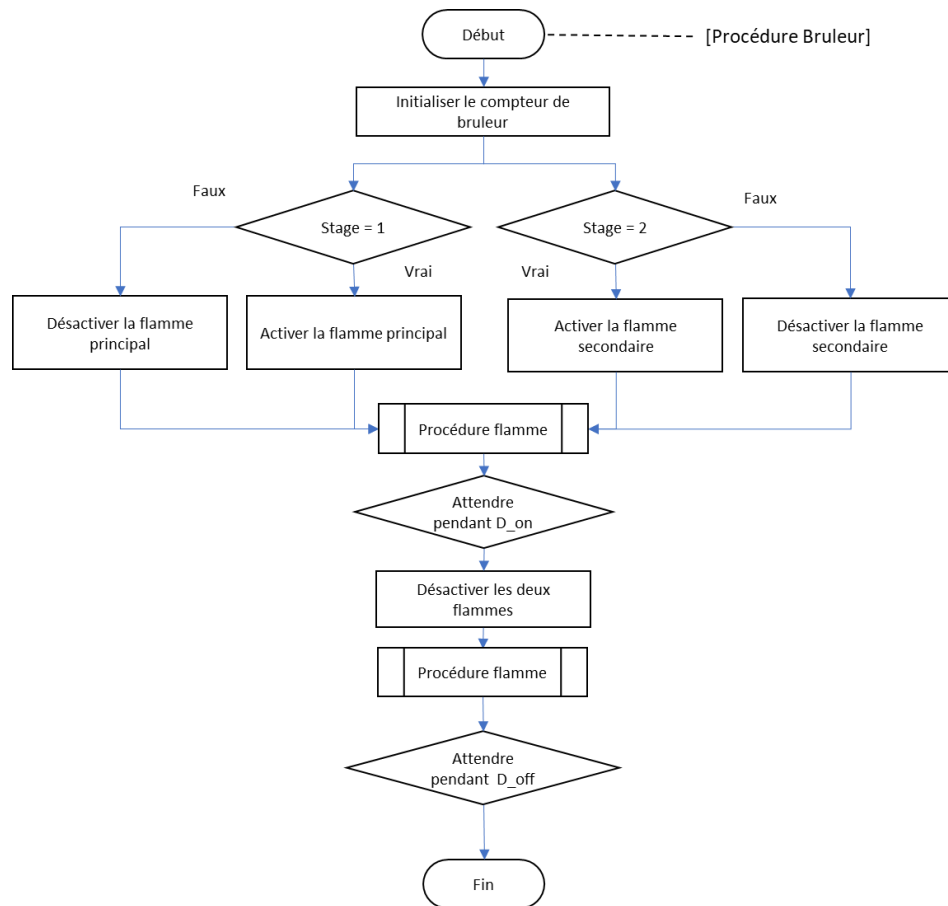


Figure 7 : Procédure Bruleur

Remarque : Activer et désactiver une flamme, est un paramètre exécuté par la procédure flamme

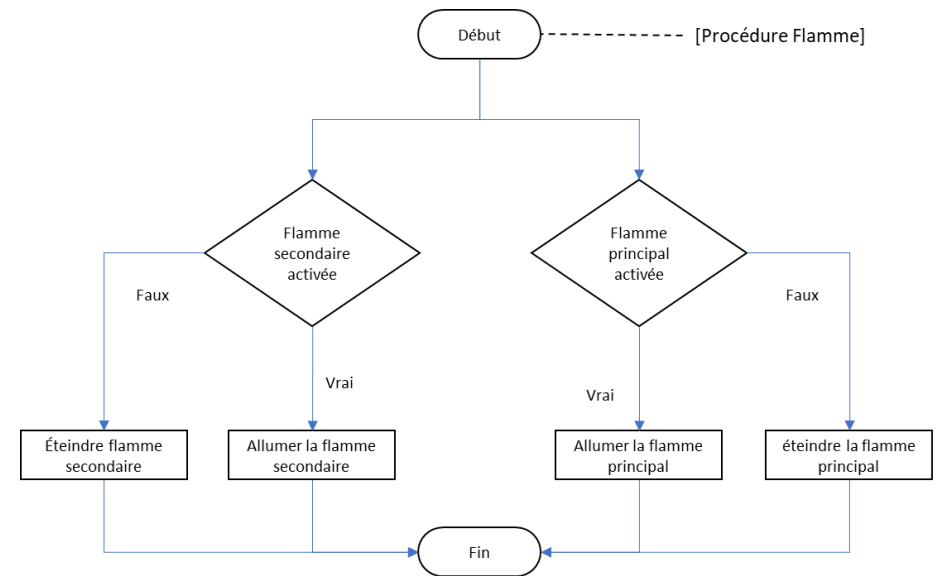


Figure 8 : Procédure flamme

B. Algorithme Foyer Ligne B :

Similaire à l'algorithme de la ligne A, l'algorithme de la ligne B est construit de plusieurs procédures utilisées au cours d'exécution du programme principal

Syntaxe :

DECLARATION : variables globales

T_foyer, D_on, D_off, Stage, Compteur_bruleur, Compteur_procedure : type nombres

Bruleur_1, Bruleur_2 : type boolien

// Procédures utilisées : déclarées au début pour qu'elles seront connues par le programme principal

```

PROCEDURE Etape {
    Compteur_etape ← Temps // Définir l'instant de début
                           // étape : initialiser compteur.

    TANTQUE Temps - Compteur_etape < 1h // Condition de fin de
                                       // l'étape

    PROCEDURE Bruleur
    FIN TANTQUE
}

```

```

PROCEDURE Etape_6 {
    Variables locales
    T_1, T_2 : Nombre

    SI T_foyer > 650
    Bruleur_1 ← Vrai
    Bruleur_2 ← Faux
    Exécuter procédure flamme
        TANTQUE (T_2 - T_1) < 5 // La valeur de différence de
                               // température entre deux instants doit être
                               // supérieur à la fluctuation normale de
                               // température sinon il y a un risque d'entrer
                               // dans une boucle infinie

        T_1 ← T_foyer
        Attendre 10min // intervalle de temps pour mesurer la
                     // différence de température est
                     // proportionnelle à la différence de
                     // température.

        T_2 ← T_foyer
    FIN TANTQUE
}

```

```

Bruleur_1 ← Faux // Pour éteindre le bruleur à la fin de l'étape
Exécuter procédure flamme

```

```

FINSI
SI T_foyer < 650
    Bruleur_1 ← Vrai
    TANTQUE (T_2 - T_1) < 5
        T_1 ← T_foyer
        Bruleur_2 ← Vrai
        Exécuter procédure flamme
        Attendre 5min // Dans l'algorithme précédent la commande
                     // « attendre pendant » est écrit sous forme de
                     // boucle avec condition de temps, le choix de
                     // l'expression dépend de langage qui sera utilisé

```

```

    Bruleur_2 ← Faux
    Exécuter procédure flamme
    Attendre 5min
    T_2 ← T_foyer

```

```

    FIN TANTQUE
    Bruleur_1 ← Faux
    Bruleur_2 ← Faux
    Exécuter procédure Flamme // Pour éteindre le bruleur à la fin de
    l'étape palier
    FINSI
}

```

```

PROCEDURE Bruleur {
  Compteur_bruleur ← Temps
  SI Stage = 1 ALORS
    Bruleur_1 ← Vrai
    Bruleur_2 ← Faux
  FINSI
  SI Stage = 2 ALORS
    Bruleur_1 ← Vrai
    Bruleur_2 ← Vrai
  FIN SI
  Exécuter procédure Flamme
  TANTQUE Temps-Compteur_bruleur < D_on // condition pour allumer
  le bruleur
  Attendre
  FIN TANTQUE
  Bruleur_1 ← Faux
  Bruleur_2 ← Faux
  Exécuter procédure Flamme
  TANTQUE Temps-Compteur_bruleur >= D_on et Temps-
  Compteur_bruleur < D_on + D_off // Condition pour éteindre le bruleur
  Attendre
  FIN TANTQUE
}

```

```

PROCEDUR Flamme {
  SI Bruleur_1 = Vrai ALORS
    Allumer bruleur principal
  SINON
    Éteindre bruleur principal
}

```

```

  FINSI
  SI Bruleur_1=Vrai ALORS
    Allumer bruleur secondaire
  SINON
    Éteindre bruleur secondaire
  FINSI
}
FIN

```

DEBUT Programme Principal

```

EXECUTER PROCEDUR Chauffage_froid {
  LIRE Temps
  Compteur_procedure ← Temps // Définir l'instant de début de procédure
  LIRE Température
  T_foyer ← Température

  SI T_foyer < 100 ALORS // Définir l'étape de début de procédure de
  chauffage
  Aller à la ligne Etape1
  SINON SI T_foyer < 200 ALORS
  Aller à la ligne Etape2
  SINON SI T_foyer < 300 ALORS
  Aller à la ligne Etape3
  SINON SI T_foyer < 400 ALORS
  Aller à la ligne Etape4
  SINON SI T_foyer < 500 ALORS
  Aller à la ligne Etape5
  FINSI
  Etape 1
}

```



```

Stage ← 1           // Définir le stage de fonctionnement du bruleur.
D_on ← 5min         // Définir la durée de mise en marche du bruleur.
D_off ← 5min        // Définir la durée de mise en arrêt du bruleur
Exécuter Procédure Etape
Etape 2
Stage ← 1
D_on ← 10min
D_off ← 5min
Exécuter Procédure Etape

Etape 3
Stage ← 1
D_on ← 15min
D_off ← 5min
Exécuter Procédure Etape

Etape 4
Stage ← 1
D_on ← 20min
D_off ← 5min
Exécuter Procédure Etape

Etape 4
Stage ← 1
D_on ← 25min
D_off ← 15min
Exécuter Procédure Etape

Exécuter procédure Etape_6
}
FIN // Fin Programme principal

```

C. Logigramme Ligne B

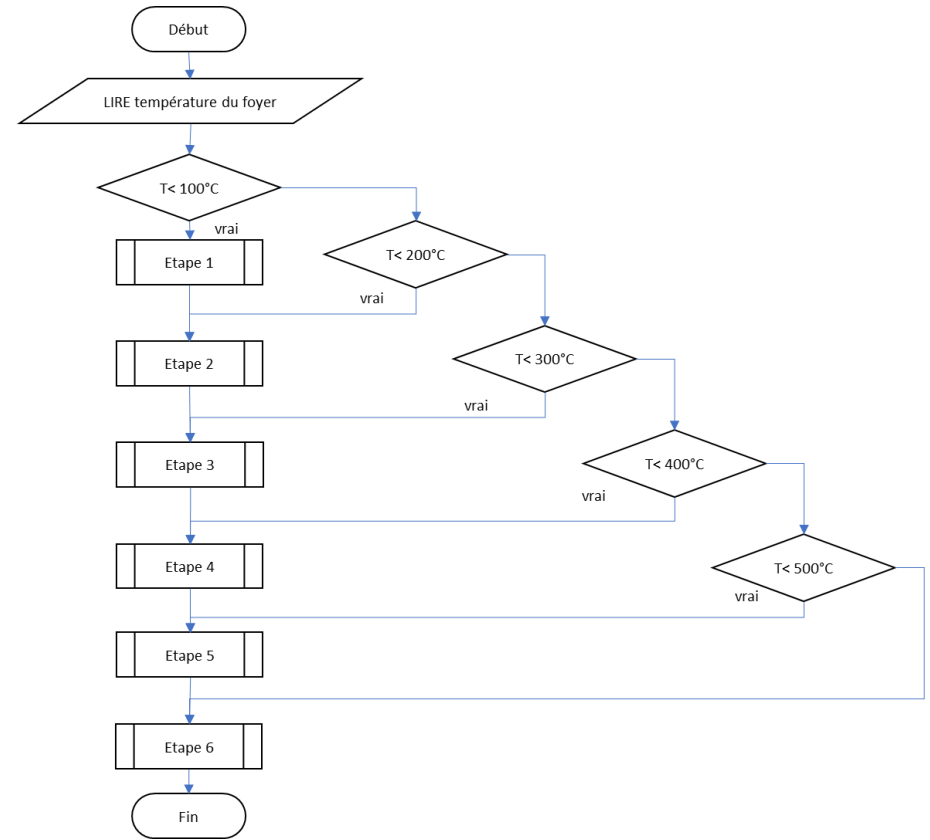


Figure 9 : programme principal

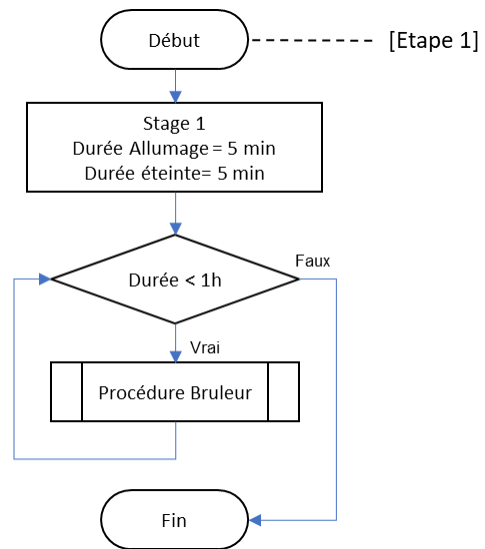


Figure 10 : Procédure étape 1

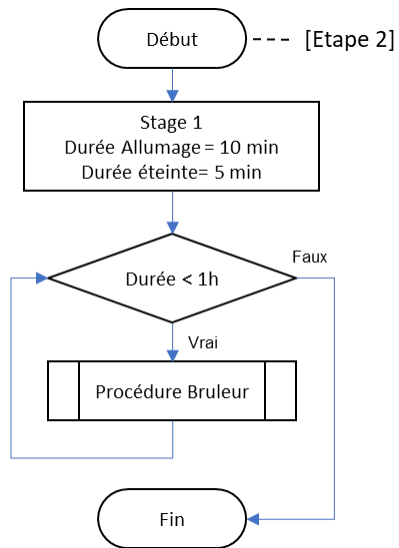


Figure 11 : Procédure étape 2

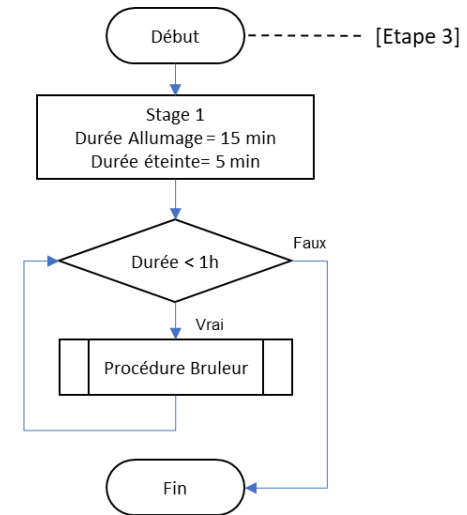


Figure 12 : Procédure étape 3

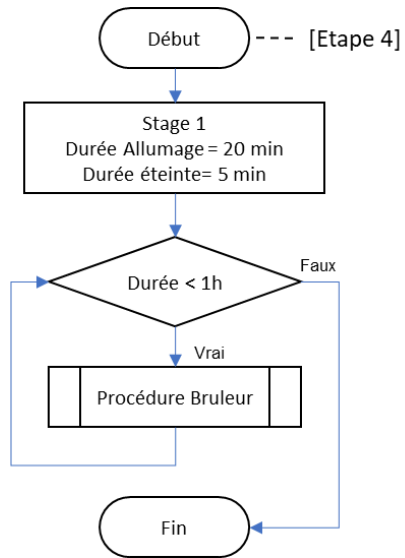


Figure 13 : Procédure étape 4

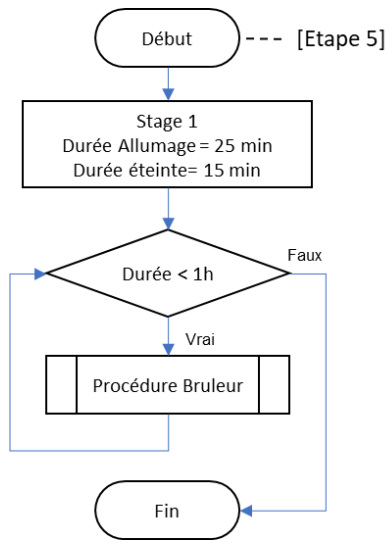


Figure 14 : Procédure étape 5

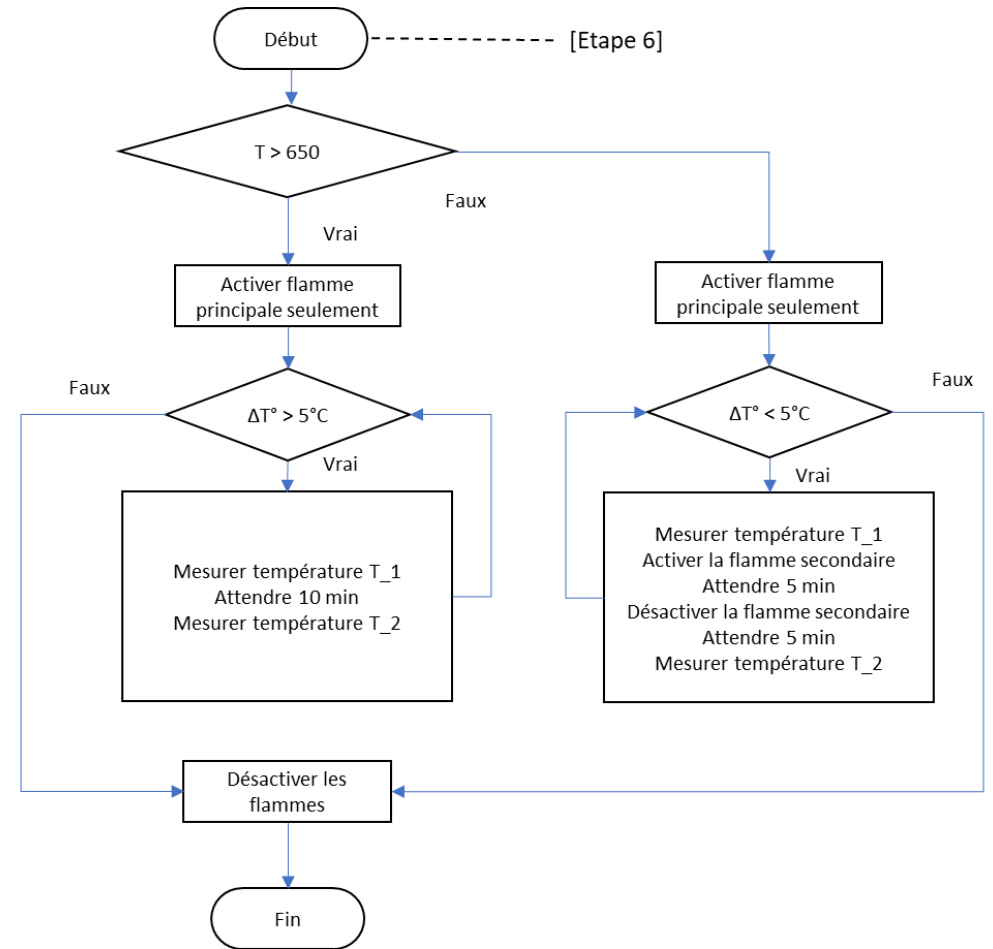


Figure 15 : Procédure étape 6

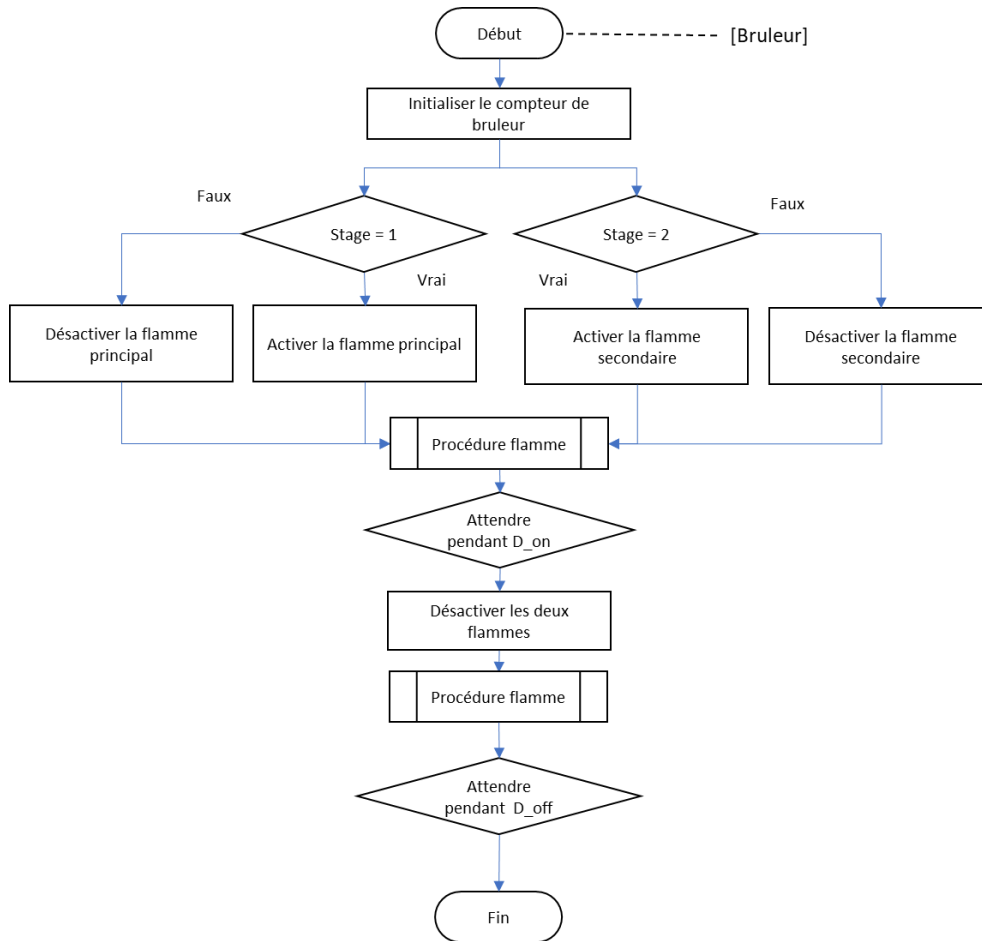


Figure 16 : Procédure Bruleur

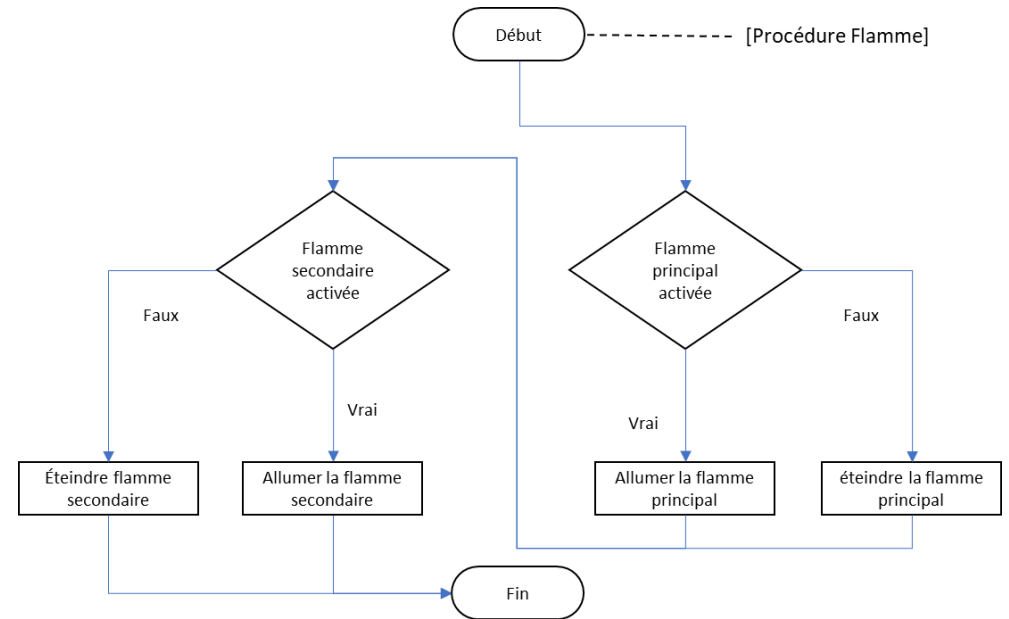


Figure 17 : Procédure flamme

D. Chauffage de FBA

Le foyer bas de la ligne A nécessite ajouter des conditions sur la montée de la température et pour en tenir compte, l'algorithme de la ligne A sera modifier légèrement selon ce qui suit.

Avant la ligne d'exécution de la procédure Bruleur dans les procédures etape_X, nous ajoutons une condition sur la montée de la température, la température sera enregistrée avant et après l'exécution de la procédure bruleur et la différence sera mesurée par rapport au pas de température multiplié par le rapport de la durée de cycle sur une heurs.

La répétition des cycles demande prendre en compte l'expression de l'évolution des durées d'arrêt et de marche, en effet, la mise en marche et l'arrêt sont dépendant et pour éviter l'augmentation des deux valeurs après des cycles

répétitif, nous ajoutons une ligne de réinitialisation d'une valeur quand l'autre augmente.

```

PROCEDURE Etape_X {
  Variable locale T_1, T_2 : nombre
  Stage ← S
  D_on ← a min
  D_off ← b min
  Compteur_etape ← Temps
  T_2 ← T_foyer // initialisation de T_2 avant utilisation
  TANTQUE Temps - Compteur_etape < Y h
    T_1 ← T_foyer

    SI (T_2 - T_1) > 50 x (D_on + D_off) / 60 ALORS
      // montée maximale de température est 50°C/h
      D_off ← D_off x 1.5
      D_on ← a
    SINON SI (T_2 - T_1) < 30 x (D_on + D_off) / 60 ALORS
      // montée minimale de température est 30°C/h
      D_on ← D_on x 1.5
      D_off ← b

    FINSI
    Exécuter procédure Bruleur
    T_2 ← T_foyer
  FIN TANTQUE
}
  
```

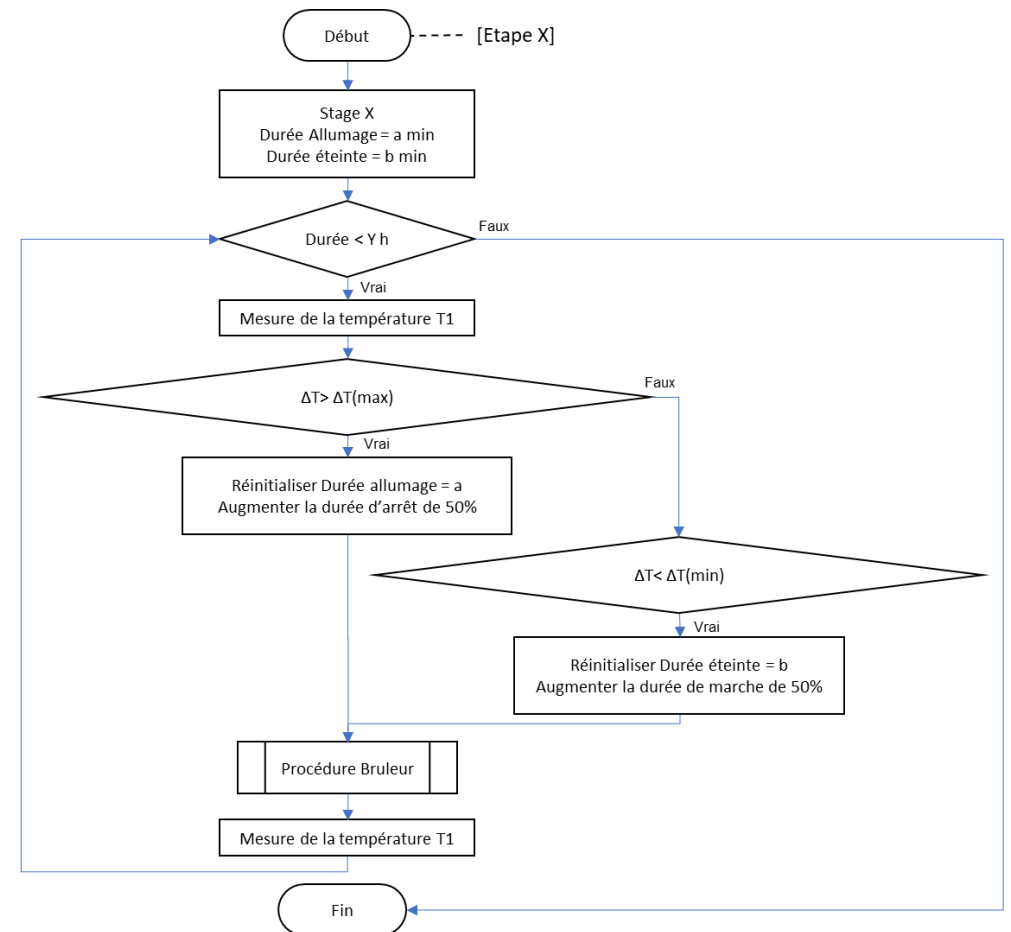


Figure 18 : Procédure étape rectifié pour FBA