



ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ

**ΣΧΟΛΗ ΧΗΜΙΚΩΝ ΜΗΧΑΝΙΚΩΝ
ΤΟΜΕΑΣ ΑΝΑΛΥΣΗΣ, ΣΧΕΔΙΑΣΜΟΥ ΚΑΙ ΑΝΑΠΤΥΞΗΣ
ΔΙΕΡΓΑΣΙΩΝ ΚΑΙ ΣΥΣΤΗΜΑΤΩΝ**

ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗ ΕΡΓΑΣΙΑ

***Μαθηματική μοντελοποίηση και ολοκληρωμένος
σχεδιασμός διεργασιών επεξεργασίας στερεών
και υγρών μη-αξιοποιούμενων ρευμάτων από βιο-
διυλιστήρια 2ης γενιάς***

Παπουτσή Ιωάννα- Αικατερίνη

*Επιβλέπων καθηγητής:
Αντώνης Κοκόσης*

**ΑΘΗΝΑ
ΑΠΡΙΛΙΟΣ 2014**

Ευχαριστίες

Η παρούσα μελέτη αποτελεί τη διπλωματική μου εργασία στα πλαίσια των σπουδών μου στη σχολή Χημικών Μηχανικών του ΕΜΠ υπό την επίβλεψη του καθηγητή Αντώνη Κοκόση, στον οποίο οφείλω ιδιαίτερες ευχαριστίες, τόσο για την ανάθεση, όσο και για τη βοήθειά του κατά την εκπόνησή της. Επιπλέον, ευχαριστώ ιδιαίτερα την υποψήφιο διδάκτορα Αικατερίνη Μουντράκη για την καθοδήγηση και τις συμβουλές που μου προσέφερε καθ' όλη τη διάρκεια εκπόνησης της εργασίας, την υποψήφιο διδάκτορα Μαρινέλλα Τσακάλωβα για τη συνεργασία στο μοντέλο των υπερδομών, καθώς και τη συμφοιτήτριά μου Άννα Παντελή για τη συνεργασία και την ανταλλαγή δεδομένων, συμβάλλοντας στη γενική εικόνα του συστήματος διαχείρισης. Τέλος, ιδιαίτερη ευγνωμοσύνη οφείλω στην οικογένειά μου και στους φίλους μου για τη στήριξη που μου παρείχαν καθ' όλη τη διάρκεια των σπουδών μου.

Περίληψη

Τα βιοδιυλιστήρια, τα οποία παράγουν βιοκάυσιμα χρησιμοποιώντας ως πρώτη ύλη τη βιομάζα. Η ανανεωσιμότητα όμως της πρώτης ύλης δημιουργεί σημαντικές προοπτικές εδραίωσης στην παραγωγική μονάδα. Όπως συμβαίνει όμως σε κάθε εργοστασιακή μονάδα, σημαντική είναι και η αντιστάθμιση των παραπροϊόντων σε σχέση με τις περιβαλλοντικές επιπτώσεις. Έτσι, δημιουργείται η ανάγκη επεξεργασίας των αποβλήτων, τόσο με την πρωταρχική μείωσή τους, μέσω κατάλληλου σχεδιασμού, όσο και με τη χρήση κατάλληλων τεχνολογιών, μέσω ολοκληρωμένου σχεδιασμού του δικτύου διαχείρισης. Σκοπός της παρούσας διπλωματικής είναι η μαθηματική μοντελοποίηση των τεχνολογιών διαχείρισης στερεών ρευμάτων αλλά και μη αξιοποιούμενων υγρών (τεχνολογίες αναγέννησης και επαναχρησιμοποίησης) από βιοδιυλιστήρια. Αξίζει να σημειωθεί πως το πρόβλημα στηρίχτηκε σε μια πραγματική μονάδα επεξεργασίας (BIOCORE).

Στο Κεφάλαιο 2 παρουσιάζονται οι τεχνολογίες διαχείρισης. Στις τεχνολογίες αναγέννησης περιλαμβάνονται η χημική καθίζηση και η ιοντική εναλλαγή, ενώ στις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης η αντίστροφη όσμωση και το μικροφιλτράρισμα. Οι τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων περιλαμβάνουν: καύση, αποτέφρωση, αεριοποίηση, πυρόλυση και απανθράκωση.

Στο Κεφάλαιο 3 παρατίθενται τα κριτήρια ταξινόμησης αποβλήτων σύμφωνα με τα οποία έγινε η κατηγοριοποίηση των ρευμάτων κι έπειτα ακολουθεί η εξαγωγή των μαθηματικών σχέσεων και η σύγκριση των τεχνολογιών για κάθε ρεύμα διαχείρισης.

Το Κεφάλαιο 4 αφιερώνεται στις υπερδομές, στόχος των οποίων είναι η ολοκλήρωση των ρευμάτων, βρίσκοντας τη βέλτιστη διαδρομή που αποτελείται από την πρώτη ύλη, τα παραγωγικά βήματα και τα προϊόντα. Ακολουθεί η περιγραφή του προβλήματος όλου του βιοδιυλιστηρίου για συγκεντρωτικό και αποκεντρωμένο σχεδιασμό. Η μοντελοποίηση στηρίζεται σε δύο αντικειμενικές συναρτήσεις: η μία αφορά την εξίσωση κέρδους, ενώ η άλλη, το συνολικό κόστος. Ύστερα, ακολουθεί σύγκριση της Ελλάδας και της Φιλανδίας για τους δύο σχεδιασμούς, όπου για κάθε μια από τις δύο περιπτώσεις επιλέγεται η βέλτιστη τεχνολογία διαχείρισης, για κάθε κατηγορία. Παρουσιάζεται επίσης η σύγκριση των δύο χωρών για δύο διαφορετικά σενάρια, όπου παράγονται διαφορετικά προϊόντα.

Στο τελευταίο κεφάλαιο παρουσιάζονται τα συμπεράσματα που εξήχθησαν από τη σύγκριση του μαθηματικού μοντέλου και αυτού των υπερδομών. Όσον αφορά τις

τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων καλύτερη τεχνολογία κρίθηκε και από τα δύο μοντέλα η καύση (πιο φθηνή αλλά ταυτόχρονα και κερδοφόρα) και χειρότερη η αργή πυρόλυση. Όσον αφορά τις τεχνολογίες αναγέννησης, το μαθηματικό μοντέλο θεώρησε βέλτιστη λύση αυτή της ιοντικής εναλλαγής σε αντίθεση με το μοντέλο των υπερδομών που εξήγαγε πως η χημική καθίζηση είναι η λύση που επιλέγεται. Αυτό μπορεί να οφείλεται στην ποσότητα καταλύτη που αναγεννάται, με αποτέλεσμα το μοντέλο των υπερδομών να δίνει διαφορετική λύση. Το μαθηματικό μοντέλο βέλτιστη λύση θεωρεί το μικροφιλτράρισμα, ενώ το μοντέλο των υπερδομών βέλτιστη θεωρεί είτε το μικροφιλτράρισμα, είτε την αντίστροφη Όσμωση. Αυτό συμβαίνει γιατί οι δύο τεχνολογίες έχουν διαφορετικές αποδόσεις και το μαθηματικό μοντέλο δεν συνυπολογίζει τις διαφορές αυτές. Η σύγκριση μεταξύ των δύο χωρών οδήγησε στα εξής αποτελέσματα: ο συγκεντρωτικός σχεδιασμός κρίνεται φθηνότερος σε σχέση με τον αποκεντρωμένο και οι δύο χώρες παρουσιάζουν κοινά αποτελέσματα και για τους δύο σχεδιασμούς.

Σημαντική μελλοντική έρευνα αποτελεί η ολοκληρωμένη ανασκόπηση του βιοδιωλιστηρίου, όπου θα εξετάζονται όλες οι περιπτώσεις αποβλήτων αλλά και τα απόβλητα που προκύπτουν από τις τεχνολογίες διαχείρισης. Η εξέταση περισσότερων σεναρίων μπορεί να αποδώσει καλύτερα την επίδραση διάφορων παραμέτρων. Η προσθήκη επιπλέον τεχνολογιών διαχείρισης και η σύγκριση περισσότερων χωρών μπορεί να αποτελέσει σημαντικό εμπλουτισμό. Και τέλος, η προσθήκη δεικτών LCA μπορεί να βοηθήσει στην παρακολούθηση των περιβαλλοντικών επιπτώσεων.

Abstract

Biorefineries are refineries that produce biofuels using as feedstock biomass. The renewability of the feedstock creates significant potential for consolidation in the production unit. As it happens in every refinery, it is really important the examination of the relation between products and environmental impacts. This creates the need for waste treatment both with the primary reduction through appropriate design, but also with the use of appropriate technologies through integrated design of network management. The purpose of this dissertation is the mathematical modelling of waste treatment technologies of solid and liquid streams (reuse and regeneration technologies) of biorefineries. It should be noted that the problem was based on an actual processing unit (BIOCORE).

Chapter 2 represents management technologies. Regeneration technologies include Chemical precipitation and Ion exchange, reuse technologies include Reverse osmosis and Microfiltration. The solid waste management technologies include Burning, Incineration, Gasification, Pyrolysis and Torrefaction.

Chapter 3 sets the criteria for classification in accordance with the waste which became the categorization of streams and then followed by extraction of mathematical relations and comparison of technologies for each stream management.

Chapter 4 is devoted to the superstructure whose objective is the integration of streams, finding the optimal path consists of the raw material, the production steps and the products. Here is the description of the problem of the whole biorefinery for centralized and de – centralized planning. The modelling is based on two objective functions: one on the profit equation and the other on the overall cost. Then follows a comparison between Greece and Finland for both designs, where each of the two cases selected the best technology for each category. It also presents a comparison of the two countries for two different case studies where different products are produced.

The final chapter presents the conclusions drawn from the comparison of the mathematical modelling and the superstructure. Regarding solid waste management technologies, best technology by both models was considered Burning (cheapest and profitable) and worse the Slow pyrolysis. Regarding the regeneration technologies, the mathematical model considered as optimal solution the Ion exchange in contrast with the superstructure model which exported that Chemical precipitation must be the chosen solution. This may be due to

the amount of catalyst that is regenerated. For reuse technologies the mathematical modelling picked Microfiltration, whether superstructure picked either Microfiltration or Reverse Osmosis. This is why the two technologies have different efficiencies and the mathematical modelling does not capture these. The comparison between the two countries led to the following results: the centralized planning seems cheaper relative to the de – centralized and the two countries have common outcomes for both designs.

Important future research is the complete review of the biorefinery, which will take into consideration all the wastes but also the resulting wastes from the management technologies. The examination of more scenarios can yield better reffect of different parameters. Adding management technologies and the comparison of more countries can be an important enrichment. And finally, the addition of LCA indicators can help monitoring environmental impacts.

Περιεχόμενα

Ευχαριστίες	ii
Περίληψη	iv
Abstract	viii
Κεφάλαιο 1: Εισαγωγή	1
1.1. Γενικά.....	1
1.2. Βιοδιύλιστήρια	2
1.3. Κριτήρια ταξινόμησης αποβλήτων	5
Κεφάλαιο 2: Τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών μη αξιοποιούμενων και στερεών αποβλήτων	11
2.1. Διεργασίες Αναγέννησης.....	11
2.1.1. Χημική καθίζηση.....	11
2.1.2. Ιοντική ανταλλαγή	14
2.2. Ανακύκλωση	20
2.2.1. Αντίστροφη Όσμωση	22
2.2.2. Μικροδιήθηση και υπερδιήθηση (microfiltration and ultrafiltration)	28
2.2.3. Νανοφιλτράρισμα	30
2.3. Διεργασίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων.....	32
2.3.1. Αποτέφρωση	32
2.3.2. Καύση	40
2.3.3. Αεριοποίηση	43
2.3.4. Πυρόλυση	47
2.3.5. Απανθράκωση (Torrefaction)	49
Κεφάλαιο 3: Μαθηματικό μοντέλο	50
3.1. Αναγέννηση (Regeneration)	50
3.1.1. Χημική καθίζηση.....	50
3.1.2. Ιοντική εναλλαγή (Ion exchange)	52
3.1.3. Παραδείγματα επεξεργασίας καταλυτών	53
3.2. Διεργασίες επαναχρησιμοποίησης	62
3.2.1. Αντίστροφη όσμωση.....	62
3.2.2. Μικροφιλτράρισμα.....	64

3.3.	<i>Επεξεργασίες στερεών ρευμάτων (Solid processes)</i>	65
3.3.1.	<i>Καύση</i>	65
3.3.2.	<i>Αποτέφρωση</i>	67
3.3.3.	<i>Αεριοποίηση</i>	69
3.3.4.	<i>Απανθράκωση</i>	70
3.3.5.	<i>Πυρόλυση</i>	71
3.4.	<i>Αποτελέσματα</i>	74
3.4.1.	<i>Λογικά διαγράμματα τεχνολογιών διαχείρισης</i>	74
3.4.2.	<i>Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για τις τεχνολογίες διαχείρισης</i>	78
3.4.3.	<i>Συμπεράσματα αποτελεσμάτων μαθηματικού μοντέλου</i>	84
Κεφάλαιο 4: Μοντέλο υπερδομών		87
4.1.	<i>Γενικές πληροφορίες για τις υπερδομές</i>	87
4.2.	<i>Ανάλυση του μαθηματικού μοντέλου των υπερδομών</i>	87
4.3.	<i>Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για τις εξεταζόμενες διεργασίες του βιοδιυλιστηρίου</i>	91
4.4.	<i>Συμπεράσματα αποτελεσμάτων του μοντέλου των υπερδομών για τις εξεταζόμενες διεργασίες του βιοδιυλιστηρίου</i>	96
4.5.	<i>Σύγκριση Ελλάδας με Φιλανδία στην περίπτωση centralized και de-centralized</i> ..	98
4.5.1.	<i>Σχεδιασμός centralized και de-centralized για την Ελλάδα</i>	99
4.5.2.	<i>Σχεδιασμός centralized και de-centralized για τη Φιλανδία</i>	104
4.5.3.	<i>Συμπεράσματα συγκριτικής μελέτης για την Ελλάδα και τη Φιλανδία</i>	105
4.6.	<i>Σύγκριση Ελλάδας με Φιλανδία στην περίπτωση centralized και de-centralized για δύο διαφορετικά σενάρια</i>	110
4.6.1.	<i>Σχεδιασμός centralized και de-centralized για την Ελλάδα</i>	110
4.6.2.	<i>Σχεδιασμός centralized και de-centralized για τη Φιλανδία</i>	112
4.6.3.	<i>Συμπεράσματα συγκριτικής μελέτης για την Ελλάδα και τη Φιλανδία</i>	114
Κεφάλαιο 5: Συμπεράσματα και συζήτηση		117
5.1.	<i>Συμπεράσματα</i>	117
5.2.	<i>Συζήτηση- Μελλοντική Έρευνα</i>	119
Βιβλιογραφία		121

Κεφάλαιο 1: Εισαγωγή

Το παρόν κεφάλαιο επικεντρώνεται στον ορισμό βασικών εννοιών, όπως της λιγνοκυτταρινούχας βιομάζας και του βιοδιυλιστηρίου. Λαμβάνει χώρα η αναφορά των βιοδιυλιστηρίων δεύτερης γενιάς, παραθέτοντας και το σενάριο εφαρμογής (BIOCORE), όπως επίσης και τις βασικές διεργασίες από τις οποίες αποτελείται. Στη συνέχεια παρατίθενται τα βασικά κριτήρια ταξινόμησης των ρευμάτων και το δίκτυο διαχείρισης του εξεταζόμενου βιοδιυλιστηρίου.

1.1. Γενικά

Η ανάπτυξη βιοδιυλιστηρίων θα επιτρέψει τη μετατροπή μιας ποικιλίας βιομάζας, όπως παραπροϊόντα σιτηρών και δασικά υπολείμματα, σε χημικά και πολυμερή, μέσω βιοδιυλιστηρίων δεύτερης γενιάς. Ο τύπος βιομάζας που χρησιμοποιείται συνήθως είναι η λιγνοκυτταρική. Από τεχνικής απόψεως, σκοπός είναι η ανάπτυξη και βελτιστοποίηση των διεργασιών που θα επιτρέπουν τη μέγιστη χρήση των αποθεμάτων βιομάζας. Το πρώτο βήμα περιλαμβάνει τον καθορισμό των κύριων στοιχείων της βιομάζας (κυτταρίνη, ημικυτταρίνη και λιγνίνη). Για να επιτευχθεί αυτό, κατάλληλες τεχνολογίες θα εφαρμοστούν, που θα χρησιμοποιούν οργανικούς διαλύτες για τη διαλυτοποίηση των συστατικών. Στη συνέχεια θα συνδυαστεί η ανάπτυξη των τεχνολογιών αυτών με τις χημικές διεργασίες για να οδηγήσει στην παραγωγή βιοκαυσίμων δεύτερης γενιάς, όπως ρητίνες και πολυμερή (Biocore, 2013).

Λιγνοκυτταρική βιομάζα

Ο όρος λιγνοκυτταρική βιομάζα αναφέρεται κυρίως σε φυτικό υλικό που αποτελείται κυρίως από κυτταρίνη, ημικυτταρίνη και λιγνίνη. Θεωρείται επίσης πως αυτός ο τύπος πρώτης ύλης δεύτερης γενιάς μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την παραγωγή βιοκαυσίμων και χημικών στο μέλλον με τη χρήση διάφορων τεχνολογιών μετατροπής.

Η λιγνοκυτταρική βιομάζα μπορεί να προέρχεται από διαφορετικές πηγές, όπως υπολείμματα δασικά (π.χ. ξύλο), απόβλητα αγροτικά (π.χ. σιτάρι, καλαμπόκι), χαρτί ή αστικά απόβλητα, όπως επίσης ενεργειακές καλλιέργειες. Αυτές οι πρώτες ύλες αποκλείουν

την άμεση αλλαγή της σύστασης της γης και την ελαχιστοποίηση της έμμεσης αλλαγής της σύστασή της (King et al., 2013).

1.2. Βιοδιυλιστήρια

Το Βιοδιυλιστήριο έχει την έννοια της μετατροπής βιομάζας σε χημικά προϊόντα, ενέργεια και σε ύλες ζωτικής σημασίας αντικαθιστώντας έτσι τις ανάγκες για πετρέλαιο, κάρβουνο, φυσικό αέριο και για άλλες μη ανανεώσιμες πηγές ενέργειας και χημικών προϊόντων. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα να απαιτούνται ηπιότερες τεχνολογίες διαχείρισης στα απόβλητα που προκύπτουν από τα βιοδιυλιστήρια.

Βιοδιυλιστήριο δεύτερης γενιάς

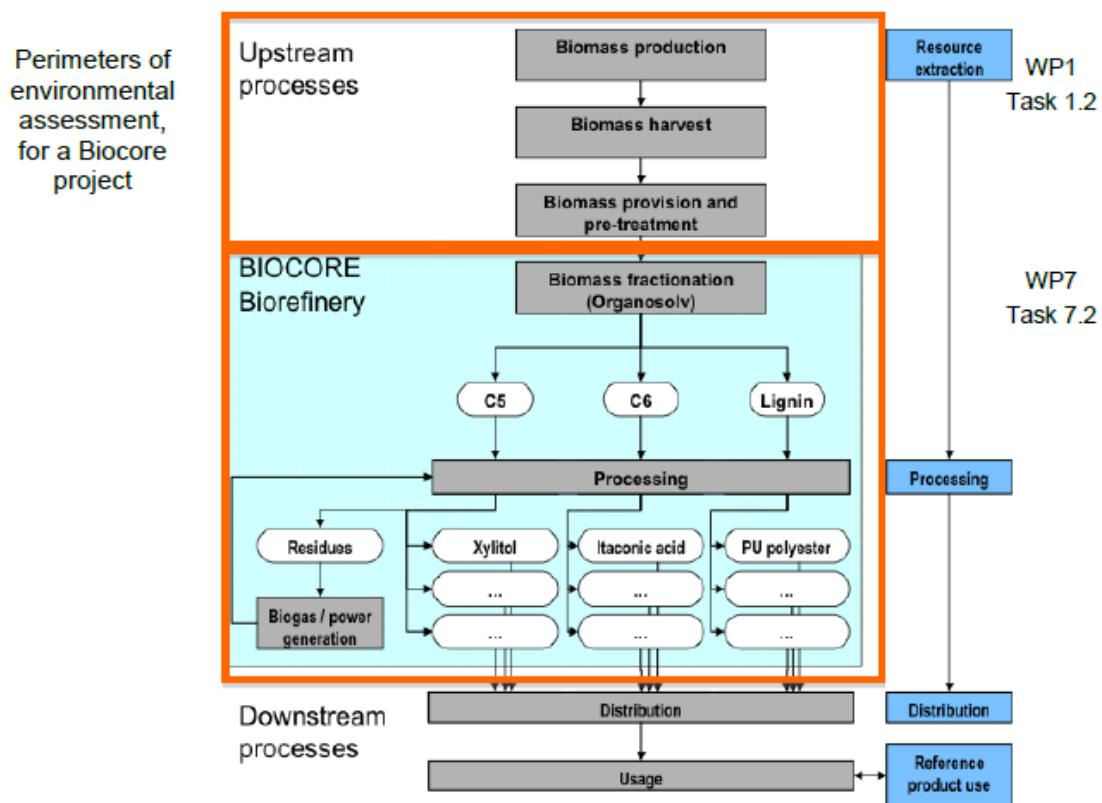
Τα βιοδιυλιστήρια δεύτερης γενιάς απεικονίζουν μια συνολική προσέγγιση, με μονοπάτια επεξεργασίας που οδηγούν σε χημικά προϊόντα (βιοκαύσιμα και ειδικά χημικά προϊόντα) ανάλογα με αυτά των συμβατικών διυλιστηρίων. Το εύρος των κατάλληλων πρώτων υλών είναι πολύ μεγάλο, ενώ οι διαδρομές επεξεργασίας μπορεί να είναι είτε βιοχημική είτε θερμοχημική μετατροπή. Οι βιοχημικές μετατροπές χρησιμοποιούν τις ενζυμικές τεχνολογίες για να παράγουν, C6 και C5 σάκχαρα που απαιτούνται για την κυτταρινική αιθανόλη, αλλά και πολλά ενδιάμεσα κλάσματα με τη μορφή υδατανθράκων, πρωτεϊνών και φαινολικών.

Σε σύγκριση με τα βιοκαύσιμα πρώτης γενιάς, τα δεύτερης γενιάς βιοδιυλιστήρια περιλαμβάνουν ένα μεγάλο αριθμό πιθανών προϊόντων, πολλά μονοπάτια επεξεργασίας και εκτεταμένες επιλογές για τις τεχνολογίες επεξεργασίας (Kokossis et al., 2010).

BIOCORE

Η μελετώμενη περίπτωση της BIOCORE είναι ένα βιοδιυλιστήριο λιγνοκυτταρικής βιομάζας. Το βασικό στοιχείο του συστήματος είναι η διεργασία οργανικού διαλύτη (organosolv) που χρησιμοποιείται για το διαχωρισμό των στοιχείων της βιομάζας. Η διεργασία χωρίζει τη βιομάζα σε λιγνίνη, σάκχαρα C5 και κυτταρίνη. Τα μέρη αυτά μπορούν να διαχωριστούν έπειτα σε διάφορες διεργασίες. Το σύστημα χωρίζεται σε τρία μέρη: διεργασίες προεπεξεργασίας (upstream), το κυρίως βιοδιυλιστήριο, και τις μετέπειτα διεργασίες (downstream).

Στην παρακάτω εικόνα γίνεται μια σχηματική απεικόνιση των διάφορων ρευμάτων και διεργασιών των προαναφερθέντων.



Εικόνα 1. Διεργασίες upstream, βιοδιυλιστήριο και διεργασίες downstream

Εξεταζόμενες Διεργασίες

Στη συνέχεια ακολουθεί μια σύντομη περιγραφή των εξεταζόμενων διεργασιών (Mountraki et al., 2011). Τα μη αξιοποιούμενα ρεύματα κατατάχθηκαν σε τρεις κατηγορίες: Υγρά, Στερεά και Αέρια με βάση τα κριτήρια που θα παρουσιαστούν παρακάτω.

Διεργασία CIMV

Η διεργασία CIMV επεξεργάζεται βιομάζα με τη βοήθεια οργανικών οξέων και προκύπτουν 3 προϊόντα ρεύματα : ημικυτταρίνη, κυτταρίνη, λιγνίνη. Κατά την απομάκρυνση των οξέων από τον κυτταρινικό πολτό, προκύπτει ένα ρεύμα με υψηλή περιεκτικότητα σε οξέα. Τα οξέα αποτελούν όμως τον καταλύτη της διεργασίας. Έτσι αυτό το ρεύμα οδηγείται σε διεργασίες αναγέννησης με σκοπό την ανάκτηση του καταλύτη. Κατά την υδρόλυση και τον καθαρισμό των σακχάρων C5 προκύπτει ένα ρεύμα υγρού απόβλητο και ένα καθαρού νερού. Τέλος, κατά την υδρόλυση του κυτταρινικού πολτού (C6) για την παραγωγή γλυκόζης, προκύπτει μόνο ένα ρεύμα εξόδου καθαρού νερού. Από αυτό το στάδιο προκύπτει ένα ρεύμα υγρού αποβλήτου.

Διεργασία παραγωγής αιθανόλης

Υπάρχει δυνατότητα για τέσσερις διαφορετικές μεθόδους παραγωγής αιθανόλης: C5, C6, SHF (Διεργασία ξεχωριστής υδρόλυσης και ζύμωσης) και SSF (Διεργασία ταυτόχρονης σακχαροποίησης και ζύμωσης). Η αιθανόλη C5 προκύπτει από μίγμα καθαρής ξυλόζης με ζύμες και θρεπτικά. Η αιθανόλη C6 προκύπτει από μίγμα καθαρής γλυκόζης με ζύμες και θρεπτικά συστατικά. Η αιθανόλη SHF προκύπτει από τη ανάμιξη γλυκόζης και ξυλόζης, που υδρολύεται και ζυμώνεται σε διαφορετικά δοχεία. Αυτή η διεργασία μπορεί να θεωρηθεί άθροισμα των δύο προηγούμενων διεργασιών παραγωγής αιθανόλης που αναφέρθηκαν. Τέλος, η αιθανόλη SSF προκύπτει από ανάμιξη κυτταρινικού πολτού και καθαρισμένου ρεύματος (C5, C6), που υδρολύεται και ζυμώνεται στο ίδιο δοχείο. Όλες αυτές οι αιθανόλες οδηγούνται έπειτα σε στήλη απογύμνωσης, από όπου προκύπτει ένα ρεύμα υγρού αποβλήτου και άλλο ένα αέριου αποβλήτου. Έπειτα αποστάζεται το μίγμα αιθανόλης νερού, από όπου προκύπτει ρεύμα καθαρού νερού (100%).

Παραγωγή ζυλιτόλης

Η ζυλιτόλη παράγεται είτε από βιοτεχνολογική είτε από καταλυτική κατεργασία. Η πρώτη διεργασία βασίζεται στη ζύμωση της ξυλόζης (Candida), από την οποία προκύπτουν δύο ρεύματα καθαρού νερού, ένα αέριο, ένα υγρό και ένα ρεύμα που θεωρείται δυαδικό (ποσοστό νερού περίπου 50%). Η δεύτερη διεργασία βασίζεται στην καταλυτική υδρογόνωση της ξυλόζης, χρησιμοποιώντας καταλύτη Raney Nickel. Απορρίπτονται ρεύματα αυτής της διεργασίας ένα υγρό απόβλητο, τρία ρεύματα καθαρού νερού, ένα στερεό και ένα μη αξιοποιήσιμο ρεύμα με υψηλή περιεκτικότητα σε Νικέλιο, το οποίο οδηγείται σε αναγέννηση καταλύτη.

Παραγωγή ελαστομερούς πολυουρεθάνης (PU)

Η διαδικασία παραγωγής πολυμερών πολυουρεθάνης τροφοδοτείται από λιγνίνη και διαχωρίζεται σε τρία στάδια. Το πρώτο είναι η παραγωγή του πολυμερούς προϊόντος, το δεύτερο είναι η έκθεση του πολυμερούς αυτού σε διάφορα στάδια επεξεργασίας και τελικά μετατρέπεται στο τελικό προϊόν. Η διεργασία αυτή έχει μόνο ένα απόβλητο υγρό ρεύμα.

Διεργασία παραγωγής ρητινών φαινολφορμαλδεΐδης (PF)

Η παραγωγή φαινολφορμαλδεΐδης τροφοδοτείται από μίγμα λιγνίνης, με φαινόλη, φορμαλδεΐδη και υδροξείδιο του νατρίου. Η διεργασία αυτή δεν έχει απόβλητα ρεύματα, παρά μόνον ένα προϊόν ρεύμα.

Παραγωγή ιτακονικού οξέος (IA)

Η παραγωγή ιτακονικού οξέος τροφοδοτείται από με γλυκόζη. Η γλυκόζη αυτή μετατρέπεται σε ιτακονικό οξύ με τη βοήθεια του μύκητα *A. Terreus*. Η διεργασία αυτή έχει τρία υγρά απόβλητα ρεύματα, τρία καθαρά ρεύματα νερού, ένα αέριο ρεύμα και ένα στερεό.

Παραγωγή αιθυλενίου

Η διεργασία παραγωγής αιθυλενίου γίνεται με χημική μετατροπή της αιθανόλης, με πυρόλυση και χλωρίωση του αιθυλενίου. Η απομάκρυνση παραπροϊόντων που λαμβάνει χώρα οδηγεί στην παραγωγή αιθυλενίου υψηλής καθαρότητας. Απόβλητα ρεύματα της διεργασίας είναι δύο ρεύματα καθαρού νερού και ένα ρεύμα υψηλής περιεκτικότητας νερού (97%) που οδηγείται σε διεργασίες ανακύκλωσης.

Παραγωγή PVC

Η διεργασία πολυμερισμού τροφοδοτείται από το αιθυλένιο και διαχωρίζεται σε δύο στάδια: στο πρώτο παράγεται μονομερές VCM υψηλής καθαρότητας και στο δεύτερο πολυμερίζεται για να παραχθεί PVC. Τα απόβλητα ρεύματα της διεργασίας αυτής είναι: δύο υγρά απόβλητα, δύο στερεά, ένα καθαρό ρεύμα νερού, τέσσερα αέρια απόβλητα ρεύματα, ένα ρεύμα καθαρού υδροχλωρίου και ένα μη άμεσα αξιοποιήσιμο υγρό (περιεκτικότητας νερού 98%) που οδηγείται σε διεργασίες ανακύκλωσης.

1.3. Κριτήρια ταξινόμησης αποβλήτων

Γενικά στοιχεία για τη διαχείριση αποβλήτων

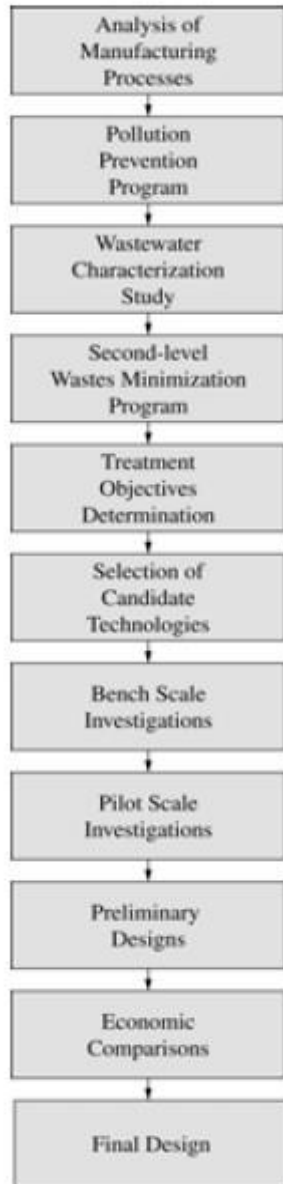
Τα απόβλητα από τις βιομηχανίες συνήθως κατατάσσονται στις εξής κατηγορίες: υγρά, στερεά απόβλητα ή σε ατμοσφαιρικούς ρύπους. Συχνά οι τρεις αυτές κατηγορίες τελούν υπό τη διαχείριση διαφορετικών ατόμων ή υπηρεσιών, ρυθμίζονται από ξεχωριστούς και διακριτούς νόμους και κανονισμούς και ιστορικά, οι εκάστοτε κυβερνήσεις δίνουν έμφαση σε διαφορετική κατηγορία ανάλογα με τη χρονική περίοδο. Το γεγονός είναι, όμως, ότι οι τρεις κατηγορίες των αποβλήτων είναι στενά συνδεδεμένες μεταξύ τους, όσον αφορά το περιβαλλοντικό τους αντίκτυπο αλλά και τη διαχείρισή τους από τις επιμέρους βιομηχανικές εγκαταστάσεις. Στερεά απόβλητα που απορρίπτονται στο έδαφος και μπορεί να επηρεάσουν την ποιότητα των υπογείων υδάτων αλλά και τα επιφανειακά ύδατα μέσω

των στραγγισμάτων που εισέρχονται στα υπόγεια ύδατα αλλά και των μετακινήσεων τους μέσω του εδάφους, καθώς στη συνέχεια, εισέρχονται στα επιφανειακά ύδατα. Τα πτητικά οργανικά από την άλλη μπορεί να μολύνουν τον αέρα. Οι αέριοι ρύποι μπορούν να πέσουν στα επιφανειακά ύδατα ή στα υπόγεια, και οι ρύποι του νερού μπορούν να διεισδύσουν στο έδαφος ή να διαλυθούν στον αέρα.

Οι διαδικασίες επεξεργασίας αποβλήτων μπορεί επίσης να μεταφέρουν ουσίες από μία από τις τρεις κατηγορίες αποβλήτων σε μία ή δύο από τους άλλες.

Διαχείριση των Βιομηχανικών Αποβλήτων

Όσον αφορά τα βιομηχανικά απόβλητα, η Εικόνα 2 απεικονίζει την προσέγγιση για την ανάπτυξη ενός συστήμα επεξεργασίας που λειτουργεί καλά και είναι οικονομικά αποδοτικό. Το πρώτο βήμα αφορά την απόκτηση εξοικείωσης με τις διαδικασίες παραγωγής τους. Αυτό συνήθως ξεκινά με μια περιήγηση στον χώρο, και στη συνέχεια εξελίσσεται μέσα από μια ανασκόπηση της βιβλιογραφίας και συνεντεύξεις με ανθρώπους. Ο στόχος είναι η κατανόηση της παραγωγής αποβλήτων, για δύο λόγους. Ο πρώτος είναι να δοθεί μια τεκμηριωμένη και ως εκ τούτου, να μειωθεί η ποσότητα αποβλήτου που παράγεται, ή ελαχιστοποίηση της προκαλούμενης ρύπανσης, ο δεύτερος είναι η ορθή επιλογή των υποψηφίων τεχνολογιών επεξεργασίας. Το συνολικό φάσμα των βιομηχανικών αποβλήτων, πρέπει λοιπόν να αντιμετωπίζεται ως ουσίες που προέρχονται από ένα σύστημα αλληλένδετων δραστηριοτήτων. Τα ισοζύγια μάζας θα πρέπει να παρακολουθούνται, το συνολικό κόστος και η αποτελεσματικότητα πρέπει να διατηρούνται στο επίκεντρο.



Εικόνα 2. Βήματα διαχείρισης αποβλήτων

Ανάλυση των διεργασιών επεξεργασίας

Ένα από τα πρώτα βήματα στην ανάλυση των διεργασιών επεξεργασίας είναι η ανάπτυξη ενός διαγράμματος που δείχνει πως κάθε διεργασία επεξεργασίας συμβάλλει στην διαχείριση των αποβλήτων. Σε αυτό το διάγραμμα πρέπει να αναγράφονται κάποια χαρακτηριστικά που έχουν ληφθεί είτε από μετρήσεις της βιομηχανίας είτε από μετρήσεις των ίδιων των αποβλήτων. Τα χαρακτηριστικά αυτά είναι : οι ρυθμοί ροής, οι συνολικές ποσότητες για συγκεκριμένες ημέρες επεξεργασίας, άνω και κάτω όρια χαρακτηριστικών, όπως BOD, χημικά απαιτούμενο οξυγόνο (COD), τα ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS), συνολικά διαλυμένα στερεά (TDS), και συγκεκριμένες χημικές ουσίες.

Στόχοι επεξεργασίας

Μετά από τον προσδιορισμό των χαρακτηριστικών όγκου και ουσιών των λυμάτων, επόμενο βήμα είναι ο προσδιορισμός των στόχων της διαχείρισης των αποβλήτων. Οι στόχοι αυτοί εξαρτώνται από τον τόπο στον οποίο τα λύματα αποστέλλονται μετά τη διαχείρισή τους. Αν τα επεξεργασμένα λύματα οδηγούνται σε άλλη εγκατάσταση επεξεργασίας, όπως η περιφερειακή εγκατάσταση ή ένα σύστημα επεξεργασίας αστικών αποβλήτων, οι απαιτήσεις προεπεξεργασίας πρέπει να τηρούνται. Ελάχιστα όρια έχουν προσδιοριστεί από την Υπηρεσία Προστασίας του Περιβάλλοντος (Environmental Protection Agency: EPA) και έχουν δημοσιευθεί στις Federal Pretreatment Guidelines. Μερικές δημοτικές ή περιφερειακές εγκαταστάσεις προεπεξεργασίας έχουν πρότυπα τα οποία είναι αυστηρότερα από εκείνα που απαιτούνται από την EPA.

Η επιλογή των υποψήφιων Τεχνολογιών

Μόλις τα χαρακτηριστικά των λυμάτων και οι στόχοι διαχείρισης είναι γνωστοί, η επικρατέστερη τεχνολογία μπορεί να επιλεγεί. Η επιλογή θα πρέπει να βασίζεται σε ένα ή περισσότερα από τα ακόλουθα:

- Η επιτυχής εφαρμογή σε ένα παρόμοιο απόβλητο
- Η γνώση της χημείας, βιοχημείας, και μικροβιολογία
- Γνώση των διαθέσιμων τεχνολογιών, καθώς και γνώση των δυνατοτήτων και των περιορισμών τους

Στη συνέχεια, έρευνες εργαστηριακής κλίμακας θα πρέπει να γίνονται για να καθορίσουν την τεχνική καθώς και την οικονομικής σκοπιμότητας (Woodard F, 2001).

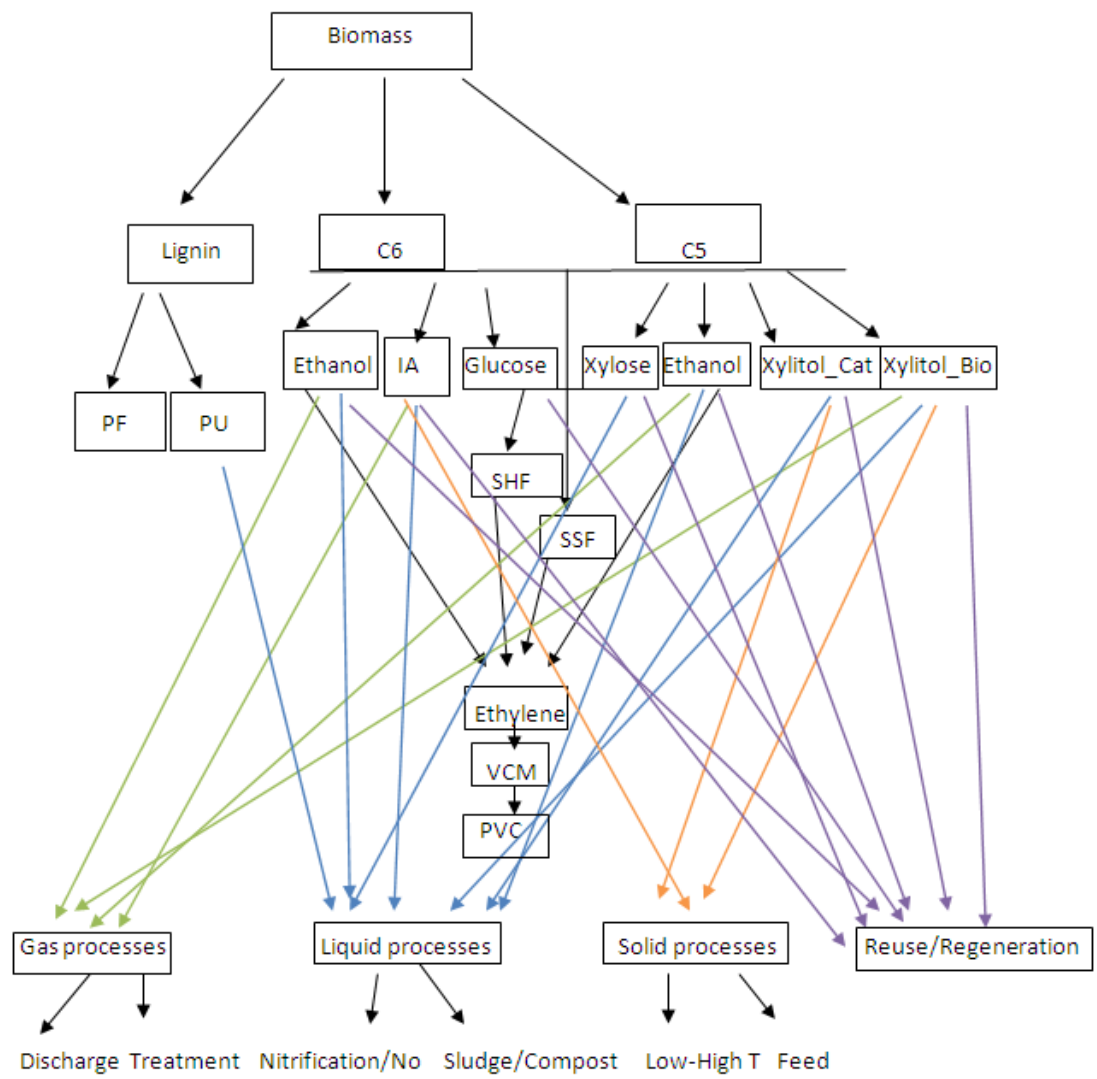
Κριτήρια ταξινόμησης αποβλήτων

- *Είδη ρεύματος:*
 1. Αέριο
 2. Υγρό
 3. Στερεό
- *Περιεκτικότητα σε νερό:*
 1. Ποσοστό νερού 99,5% - 100%: Μερικά απορριπτόμενα ρεύματα είναι καθαρό νερό, και έτσι μπορούν είτε να πωληθούν, είτε να επαναχρησιμοποιηθούν ως έχουν.

2. Ποσοστό νερού 97%-99,5%: Τα απορριπτόμενα ρεύματα με τέτοιο ποσοστό νερού οδηγούνται σε τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης (Reuse), συνήθως έχουν Βιοχημική απαίτηση οξυγόνου (BOD – Biochemical oxygen demand) χαμηλότερη σε σχέση με τα κατώτερα όρια που απαιτείται (περίπου 110 kg/m³) για να οδηγηθούν σε τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων. Σκοπός είναι είτε η άμεση πώλησή τους είτε η επαναχρησιμοποίηση τους μετά από την ολοκλήρωση των διεργασιών.
 3. Ποσοστό νερού 50%-97%: Τα απορριπτόμενα ρεύματα με τέτοιο ποσοστό νερού θεωρούνται υγρά απόβλητα και οδηγούνται σε τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων,
 4. Ποσοστό νερού 0-50%: Τα απορριπτόμενα ρεύματα με τέτοιο ποσοστό θεωρούνται στερεά και οδηγούνται σε τεχνολογίες επεξεργασίας στερεών αποβλήτων.
 5. Ποσοστό νερού περίπου 50%: Τα απορριπτόμενα ρεύματα αυτά θεωρούνται δυαδικά, δηλαδή λαμβάνονται υπόψη στους υπολογισμούς είτε ως στερεά είτε ως υγρά απόβλητα.
- *Ρεύματα αναγέννησης:* Στις προαναφερθείσες διεργασίες παρουσιάστηκαν δύο απορριπτόμενα ρεύματα με υψηλή περιεκτικότητα σε καταλύτες (Νικέλιο ή Οξέα). Τα ρεύματα αυτά οδηγούνται σε διεργασίες αναγέννησης όπου ανακάθεται ο καταλύτης με χημικές μεθόδους, για να επαναχρησιμοποιηθεί στις διεργασίες.
 - *Αέρια ρεύματα:* Τα αέρια απορριπτόμενα ρεύματα χωρίζονται σε δύο κατηγορίες: στα ρεύματα πλούσια σε διοξείδιο του άνθρακα και στα ρεύματα που απορρίπτονται στην ατμόσφαιρα.

Δίκτυο διαχείρισης Biocore

Όλες οι παραπάνω διεργασίες, ξεκινώντας από την τροφοδοσία της βιομάζας και συμπεριλαμβάνοντας τις διεργασίες του βιοδιυλιστηρίου αλλά και των χημικών προϊόντων, συνθέτουν το παρακάτω δίκτυο, όπου παρουσιάζονται σχηματικά όλα τα ρεύματα εξόδου από την εκάστοτε διεργασία αλλά και η φύση τους.



Εικόνα 3. Σχηματικό παράδειγμα βιοδιωλιστηρίου της BIOCORE

Στην παρούσα εργασία εξετάστηκαν μόνο τα στερεά απόβλητα, τα ρεύματα που οδηγούνται σε επαναχρησιμοποίηση και αυτά που είναι πλούσια σε καταλύτη.

Κεφάλαιο 2: Τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών μη αξιοποιούμενων και στερεών αποβλήτων

Σκοπός του παρόντος κεφαλαίου είναι η καλύτερη κατανόηση των διεργασιών διαχείρισης μη άμεσα αξιοποιούμενων υγρών και στερεών αποβλήτων. Συγκεκριμένα, παρατίθενται αρχικά κάποια θεωρητικά στοιχεία για τη διαχείριση των προαναφερθέντων και έπειτα περιγράφονται διάφορες διεργασίες διαχείρισης που χωρίζονται στις εξής κατηγορίες: διεργασίες αναγέννησης, διεργασίες ανακύκλωσης και διεργασίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων.

2.1. Διεργασίες Αναγέννησης

Οι διεργασίες αναγέννησης χρησιμοποιούνται για την ανάκτηση καταλυτών. Οι δύο διεργασίες που περιγράφονται είναι η χημική καθίζηση και η ιοντική εναλλαγή και οι δύο είναι χημικές διεργασίες.

2.1.1. Χημική καθίζηση

Χημική καθίζηση- Τα βασικά

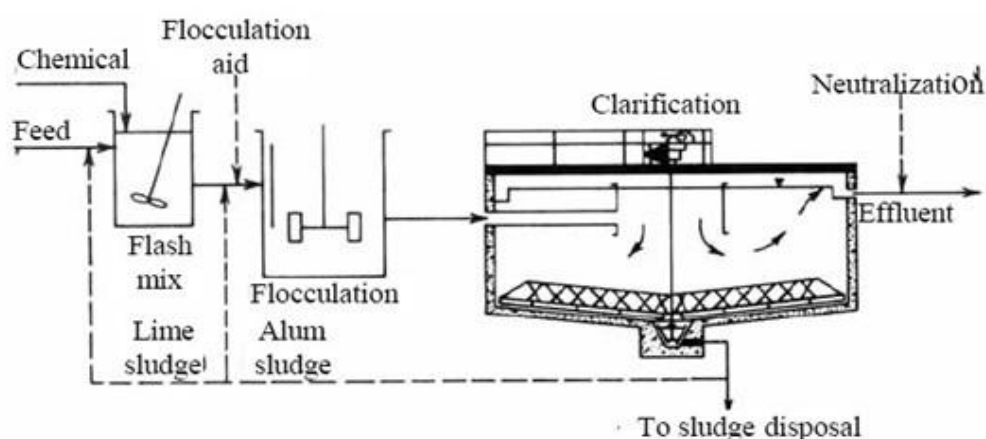
Οι χημικές διαδικασίες που χρησιμοποιούνται στην επεξεργασία των λυμάτων έχουν σχεδιαστεί για να επιφέρουν κάποια μορφή της αλλαγής χρησιμοποιώντας χημικές αντιδράσεις. Χρησιμοποιούνται πάντα σε συνδυασμό με τις δραστηριότητες και φυσική μονάδα βιολογικές διεργασίες. Σε γενικές γραμμές, οι διαδικασίες χημικής μονάδας έχουν ένα εγγενές μειονέκτημα σε σύγκριση με φυσικές διεργασίες ότι είναι προσθετικές διεργασίες. Υπάρχει, δηλαδή, συνήθως μια καθαρή αύξηση του αριθμού σε διαλυμένα συστατικά των απόβλητων υδάτων. Αυτό μπορεί να είναι ένας σημαντικός παράγοντας, αν τα λύματα πρέπει να επαναχρησιμοποιούνται (ESCWA, 2003).

Χημικά αντιδραστήρια προστίθενται για να δημιουργήσουν μόρια που καθιζάνουν και ύστερα απομακρύνονται. Το υγρό ρεύμα μετά μεταγγίζεται και αποβάλλεται ή επαναχρησιμοποιείται. Η ιλύς που δημιουργείται μπορεί να ξηρανθεί ώστε να μειωθεί ο όγκος της ή να απορριφθεί, ως στερεό απόβλητο. Τα χημικά αντιδραστήρια χρησιμοποιούνται για να αποβάλλουν μέταλλα, λίπη, λάδια και γράσα (FOG), καθιζάνοντα στερεά και κάποια οργανικά. Επίσης, μπορεί να χρησιμοποιηθεί και για την απομάκρυνση φωσφόρου, fluoride, ferrocyanide και κάποιων ανόργανων ενώσεων.

Η χημική καθίζηση μπορεί να εφαρμοστεί χωρίς ιδιαίτερο εξοπλισμό. Για παράδειγμα, μια δεξαμενή και ένας αναδευτήρας μπορούν να διαχειριστούν υγρά απόβλητα με μικρό αρχικό κόστος εγκατάστασης.

Ποικίλες συνδυασμοί αντιδραστηρίων μπορούν να χρησιμοποιηθούν αλλά η επικρατέστερη είναι ο ασβέστης, NaOH, χλωριούχος σίδηρος + ασβέστη ή NaOH, θειικός σίδηρος + ασβέστης ή NaOH, ή alum + ασβέστης ή NaOH, ακολουθούμενα από πολυμερές μεγάλου μοριακού βάρους προστιθέμενο για να βοηθήσει τη διαλυτότητα των μορίων. Άλλοι συνδυασμοί περιλαμβάνουν τη χρήση υδρίδιο του νατρίου, σουλφίδια, ανθρακικό νάτριο, Θειουρία, θειοακεταμιδίου, xanthate, και άλλους παράγοντες. Ένα τεστ επιδόσεων (bench test) χρησιμοποιείται για να καθορίσει τον πιο αποτελεσματικό συνδυασμό και τη δοσολογία των χημικών, το βέλτιστο pH και τον τύπο του πολυμερούς.

Η απομάκρυνση αιωρούμενων στερεών μέσω χημικής επεξεργασίας περιλαμβάνει μια σειρά από τρεις πράξεις: την ταχεία ανάμειξη, τη συσσωμάτωση και την καθίζηση. Πρώτα, το αντιδραστήριο προστίθεται και πλήρως διασκορπισμένο σε όλο τον όγκο του λύματος με ταχεία ανάμειξη για 20-30 δευτερόλεπτα σε μια λεκάνη με έναν αναμικτήρα στροβίλου. Τα πηγμένα σωματίδια έρχονται αργότερα μαζί μέσω κροκίδωσης με μηχανική επιβαλλόμενη ταχύτητα μέσα στο υγρό. Η κροκίδωση διαρκεί 15 έως 30 λεπτά σε μια λεκάνη που περιέχει τουρμπίνα ή αναμικτήρα. Το τελικό βήμα είναι η απομάκρυνση με βαρύτητα. Ένα σύστημα άμεσης χημικής επεξεργασίας απεικονίζεται στην παρακάτω Εικόνα (ESCWA, 2003).



Εικόνα 4. Απεικόνιση τυπικού διαγράμματος ροής της χημικής καθίζησης

Λειτουργία και συντήρηση

Μια τακτική λειτουργίας και συντήρησης περιλαμβάνει τα ακόλουθα:

- Περιστασιακή έκπλυση του συστήματος, εάν αυτό δεν παρέχεται αυτόματα.
- Έλεγχος και αντικατάσταση των αντλιών, φίλτρων σκόνης, pH και ειδικών ιοντικών ηλεκτροδίων.
- Περιοδική λίπανση των ρουλεμάν, της μηχανής και των άλλων κινούμενων μελών.
- Ανάπτυξη ενός σχεδίου έκτακτης ανάγκης για την επιτόπου αποθήκευση των χημικών ουσιών.
- Σωστή και ασφαλής αποθήκευση όλων των χημικών ουσιών (EPA, 2003)

Πλεονεκτήματα

- Χημική καθίζηση είναι μια καλά εδραιωμένη τεχνολογία με άμεση διαθεσιμότητα εξοπλισμού και δυνατότητα επιλογής ανάμεσα σε πολλές χημικές ουσίες .
- Μερικές χημικές ουσίες, ειδικά ο ασβέστης, είναι πολύ φθηνές .
- Κλειστά συστήματα χαμηλών απαιτήσεων συντήρησης, απαιτώντας μόνο την αναπλήρωση των χημικών ουσιών που χρησιμοποιούνται.
- Συχνά, δεν χρειάζεται έμπειρος χειριστής.

Μειονεκτήματα

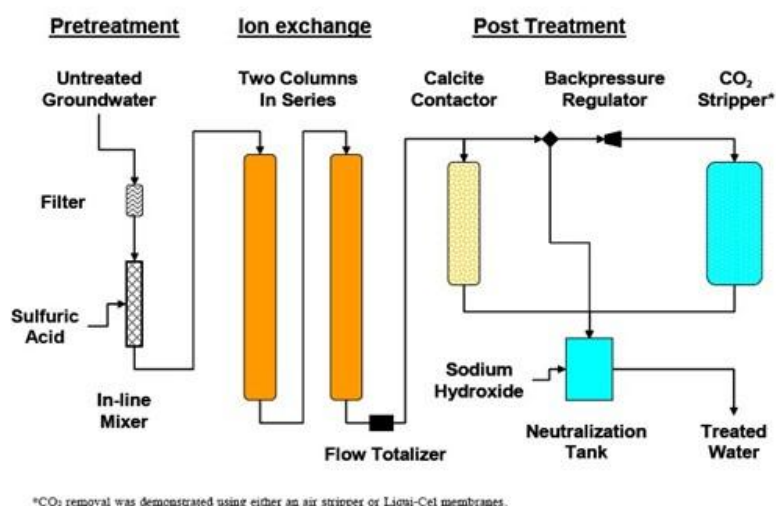
- Ανταγωνιστικές αντιδράσεις, διαφορετικά επίπεδα αλκαλικότητας και άλλοι παράγοντες που συνήθως καθιστούν τον υπολογισμό της κατάλληλης χημικής δόσης αδύνατη. Ως εκ τούτου, συχνές αναλύσεις είναι απαραίτητες για την επιβεβαίωση των βέλτιστων συνθηκών επεξεργασίας.
- Χημική καθίζηση, η οποία μπορεί να απαιτεί εργασία με διαβρωτικές χημικές ουσίες , αυξάνοντας τις ανησυχίες για την ασφάλεια .
- Η προσθήκη των χημικών προϊόντων επεξεργασίας , ιδίως ο ασβέστος , μπορεί να αυξήσει τον όγκο του απόβλητα ιλύος μέχρι 50 %.
- Μπορεί να απαιτούνται μεγάλες ποσότητες χημικών ουσιών, κάποιες εκ των οποίων είναι ακριβές. (ESCWA, 2003)

Στα πλεονεκτήματα περιλαμβάνονται η μεγαλύτερη απόδοση απομάκρυνσης και η δυνατότητα χρήσης υψηλότερων ποσοστών υπερχειλίσης. Από την άλλη πλευρά, μια μεγαλύτερη μάζα πρωτογενούς ιλύος είναι συχνά πιο δύσκολο να πυκνώσει και να αφυδατωθεί (ESCWA, 2003).

2.1.2. Ιοντική ανταλλαγή

Η ανταλλαγή ιόντων περιλαμβάνει την ανταλλαγή ή αντικατάσταση των διαλυμένων συστατικών με σύνδεση σε υλικό ηλεκτροστατικών ιόντων ανταλλαγής, το οποίο συχνά αποτελείται από συνθετική ρητίνη. Είναι μια αναστρέψιμη χημική αντίδραση, όπου θετικά ή αρνητικά φορτισμένα ιόντα που υπάρχουν στο νερό αντικαθίστανται από παρομοίως φορτισμένα ιόντα που υπάρχουν εντός μιας ρητίνης. Όταν τα ιόντα αντικαθίστανται επί της ρητίνης και εξαντλούνται, η ρητίνη επαναφορτίζεται με περισσότερα αντικατεστημένα ιόντα. Η μέθοδος βασίζεται στο γεγονός ότι τα υδατικά διαλύματα πρέπει να είναι ηλεκτρικά ουδέτερα. Ως εκ τούτου, τα ιόντα στο στρώμα ρητίνης που ανταλλάσσονται με ιόντα παρόμοιου φορτίου στο νερό και ως αποτέλεσμα της διαδικασίας ανταλλαγής, δεν συμβαίνει μείωση των ιόντων.

Παρακάτω στην Εικόνα 5 παρουσιάζεται ένα τυπικό διάγραμμα ροής της διεργασίας Ιοντικής εναλλαγής.



Εικόνα 5. Τυπικό διάγραμμα ροής της Ιοντικής Εναλλαγής (U.S. Department of Defense, 2008)

Τεχνικές Δυνατότητες

Η διαδικασία της ανταλλαγής ιόντων ιστορικά έχει χρησιμοποιηθεί για την απομάκρυνση ιόντων σκληρότητας όπως αυτά του ασβεστίου και μαγνησίου με την αντικατάστασή τους με ιόντα νατρίου και χλωρίου. Τα ιόντα νατρίου απομακρύνονται από το νερό και αντικαθίστανται από ιόντα υδρογόνου με τη βοήθεια της ρητίνης. Ωστόσο, η ανταλλαγή ιόντων περιορίζεται στην απομάκρυνση συστατικών στα ύδατα με τα επίπεδα στερεών διαλυμένων στο νερό TDS (Total Dissolved solids) κάτω από περίπου 5.000 mg / L, με ένα δημιουργούμενο ρεύμα αποβλήτων με περίπου 1 έως 5 τοις εκατό του νερού εισόδου.

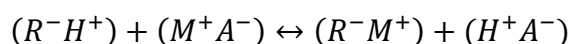
Όσον αφορά τη βιομηχανία επεξεργασίας των αέριων αποβλήτων, η μέθοδος ανταλλαγής ιόντων μπορεί να εφαρμοστεί για να απομακρύνει από το νερό διάφορους ρυπαντές, όπως βαρέα μέταλλα, ενώσεις με υψηλό ποσοστό αζώτου ή μεγάλη αλκαλικότητα, ανιοντικές ενώσεις ουρανίου αλλά μπορεί επίσης να χρησιμοποιηθεί και ως μέθοδος καθαρισμού (U.S. Department of Defense,2008).

Τεχνικοί περιορισμοί

Όπως έχει προαναφερθεί, η μέθοδος ιοντικής ανταλλαγής μπορεί να χρησιμοποιηθεί για να καθαρίσει νερό με μέγιστη συγκέντρωση συνολικών διαλυμένων στερεών (TDS) μέχρι περίπου 5,000 mg/L (U.S. Department of Defense,2008). Η ιοντική εναλλαγή απαιτεί ένα στάδιο προεπεξεργασίας ώστε να αποφευχθεί η καταστροφή της ρητίνης, γιατί η διεργασία αυτή δεν μπορεί να αποβάλλει από το ρεύμα προς επεξεργασία ουσίες μη ιονισμένες και μικρόβια (U.S. Department of Defense,2008). Στη λειτουργία και διαχείριση της μεθόδου αυτής πρέπει να περιλαμβάνεται περιστασιακός καθαρισμός της ρητίνης με NaOCl ή H₂O₂. Προσεγγμένη χρήση του ρεύματος εισόδου είναι επίσης απαραίτητη για να διασφαλιστεί πως δεν είναι παρόντα μεγάλη ποσότητα στερεών, σχηματισμένες ουσίες (όπως CaSO₄) και οξειδωμένα μέταλλα (U.S. Department of Defense,2008).

Ισχυρά και ασθενή κατιονικά οξέα εναλλαγής

Η γενική μορφή της αντίδρασης είναι:



Όπου

(R⁻H⁺) είναι η κατιοντική ρητίνη εναλλαγής

(M⁺A⁻) είναι το διαλυμένο άλας

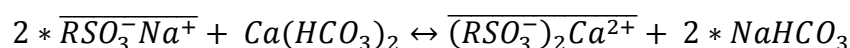
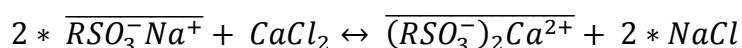
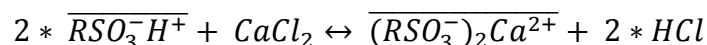
(R⁻M⁺) είναι η εξασθενημένη κατιοντική ρητίνη

(Joe Woolley Watercare International Ltd, 2012)

Ισχυρά κατιονικά οξέα SAC εναλλαγής (Strong acid cation)

Τα ισχυρά κατιονικά οξέα λειτουργούν σε ένα μεγάλο εύρος pH, γιατί είναι συνήθως θειούχες ενώσεις που μπορούν να ιονιστούν σε ένα μεγάλο εύρος pH (1-14) (Dennis A. Clifford). Στη συνέχεια παρατίθενται τρεις τυπικές αντιδράσεις, όπου στην πρώτη το ουδέτερο άλας CaCl₂, αποτελεί παράδειγμα ανόργανης ένωσης, το οποίο διαχωρίζεται από τη ρητίνη και τα ιόντα υδρογόνου εναλλάσσονται με αυτά του ασβεστίου, παρόλο που η

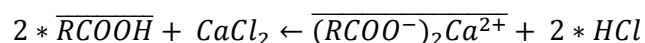
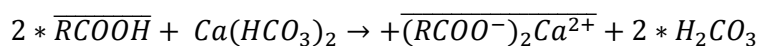
ισορροπία στην υγρή φάση είναι όξινη λόγω της δημιουργίας υδροχλωρίου (HCl). Η δεύτερη και τρίτη αντίδραση είναι τυπικές αντιδράσεις ιοντικής εναλλαγής όπου ιόντα νατρίου εναλλάσσονται με τα εξής: Ca²⁺, Mg²⁺, Fe²⁺, Ba²⁺, Sr²⁺, και /ή Mn²⁺ είτε σε ενώσεις μη ανθρακούχες είτε σε ανθρακούχες. Σε όλες αυτές τις αντιδράσεις το R υποδηλώνει η μήτρα ρητίνης, και η παύλα πάνω από την ένωση υποδεικνύει τη στερεή (ρητίνης) φάση (Dennis A. Clifford).



Η αναγέννηση των χρησιμοποιούμενων ρητινών γίνεται προσθέτοντας σε περίσσεια (0.5 με 3.0 M) το HCl ή NaOH στις παραπάνω αντιστρεπτές αντιδράσεις (Dennis A. Clifford).

Ασθενή κατιονικά οξέα εναλλαγής (Weak acid cation - WAC)

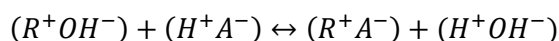
Τα ασθενή κατιονικά οξέα μπορούν να εφαρμοστούν σε ουδέτερο ή αλκαλικό pH, καθώς συνήθως τα καρβοξυλικά (pKa = 4.8), δεν ιονίζονται σε χαμηλό pH. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα οι ρητίνες αυτές να μπορούν να χρησιμοποιηθούν για την απομάκρυνση της ανθρακικής σκληρότητας αλλά αποτυγχάνουν στις μη ανθρακούχες (Dennis A. Clifford).



Συνοπτικά, οι SAC ρητίνες μπορούν να διαχωρίσουν τόσο ουδέτερα όσο και βασικά άλατα (απομακρύνουν ανθρακική αλλά και μη σκληρότητα), ενώ οι WAC ρητίνες μπορούν να διαχωρίσουν μόνο βασικά άλατα (απομακρύνουν μόνο ανθρακική σκληρότητα). Παρόλα αυτά, οι δεύτερες έχουν κάποια σημαντικά πλεονεκτήματα έναντι των πρώτων όσον αφορά την αποσκλήρυνση, (λόγω της μείωσης των TDS), δεν αυξάνουν την ποσότητα νατρίου στο διάλυμα και είναι πολύ αποτελεσματικές στην αναγέννηση ουσιών που προέρχονται από ενώσεις με υψηλό ποσοστό άνθρακα χρησιμοποιώντας το ιόν H⁺ (Dennis A. Clifford).

Ισχυρές και ασθενείς ανιοντικές βάσεις εναλλαγής

Η γενική μορφή της αντίδρασης είναι:



Όπου

(R^+OH^-) είναι η ανιοντική ρητίνη εναλλαγής

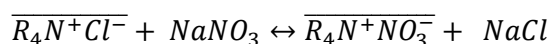
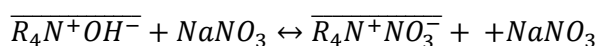
(H^+A^-) είναι το οξύ που παράγεται από το ανιόν με το κατιόν H^+ που παράγονται από την κατιονική εναλλαγή

(R^+A^-) είναι η εξασθενημένη ανιοντική ρητίνη

(Joe Woolley Watercare International Ltd, 2012)

Ισχυρές ανιοντικές βάσεις εναλλαγής

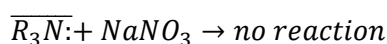
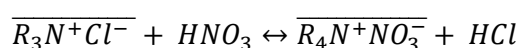
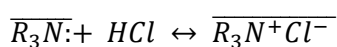
Σε αντιδράσεις ανταλλαγής ανιόντων με ρητίνες SBA, η τεταρτοταγής λειτουργική αμινομάδα ($_N + [CH_3]_3$) είναι τόσο ισχυρά βασική που ιονίζεται, και ως εκ τούτου χρήσιμη ως εναλλάκτης ιόντων σε εύρος pH από 0 έως 13. Αυτό δείχνουν και οι παρακάτω αντιδράσεις, όπου το νιτρικό απομακρύνεται από το νερό με χρήση υδροξειδίου ή χλωροφορμίου (Ρητίνες SBA). (R_4N^+ είναι ένας άλλος τρόπος για να γραφεί η τεταρτοταγής ανταλλαγή, $_N + (CH_3)_3$) (Dennis A. Clifford).



Στην πρώτη αντίδραση το καυστικό νάτριο ($NaOH$) που παράγεται είναι εντελώς ιονισμένα, αλλά η τεταρτοταγής αμίνη έχει μια τέτοια μικρή τάση για τα ιόντα OH και έτσι η αντίδραση προχωρεί προς τα δεξιά. Η δεύτερη αντίδραση είναι μια απλή αντίδραση ανταλλαγής ιόντων, χωρίς καμία μεταβολή του pH. Όλες, οι ρητίνες SBA έχουν πολύ μεγαλύτερη τάση για το νιτρικό από το χλωριούχο, και η δεύτερη αντίδραση προχωρά δεξιά με σχεδόν ουδέτερες τιμές pH (Dennis A. Clifford).

Ασθενείς ανιοντικές βάσεις εναλλαγής

Οι ασθενείς ανιοντικές βασικές ρητίνες WBA (*Weak-base anion*) είναι χρήσιμες μόνο στην όξινη περιοχή pH όπου οι πρωτοταγείς, δευτεροταγείς, ή τριτοταγείς αμινομάδες (βάσεις Lewis) πρωτονιώνονται και συνεπώς μπορούν να δράσουν ως θετικά φορτισμένες θέσεις για ανταλλαγή με ανιόντα (Dennis A. Clifford).



Στην πρώτη εξίσωση, στην πραγματικότητα, το χλωρίδιο προσροφάται από την ρητίνη WBA όπως υδροχλωρικό οξύ, και το επίπεδο TDS του διαλύματος μειώνεται. Στην περίπτωση αυτή, ένα θετικά φορτισμένο κατά Lewis οξύ-βάση (R_3NH^+) σχηματίζεται, το οποίο μπορεί να λειτουργήσει ως μια περιοχή ανταλλαγής ανιόντων. Εφ' όσον το διάλυμα ακόμα και σε επαφή με τη ρητίνη παραμένει όξινο (πόσο όξινο εξαρτάται από την αλκαλικότητα του R_3N : μερικές φορές $\leq pH\ 6$ είναι επαρκής), ανταλλαγή ιόντων μπορεί να πραγματοποιηθεί όπως φαίνεται στη δεύτερη εξίσωση, με την εναλλαγή χλωρίου για την δημιουργία νιτρικών αλάτων με τη βοήθεια ρητίνης WBA σε όξινο διάλυμα. Εάν το διάλυμα είναι ουδέτερο ή βασικό, καμία προσρόφηση ή ανταλλαγή δεν μπορεί να λάβει χώρα, όπως υποδεικνύεται στην τρίτη αντίδραση. Σε όλες αυτές τις αντιδράσεις, το R παριστάνει είτε η μήτρα ρητίνης ή μία λειτουργική ομάδα (καρβοξυλομάδα) όπως $-CH_3$ ή $-C_2H_5$, και οι γραμμές πάνω από τις ενώσεις (overbars) αντιπροσωπεύουν τη φάση της ρητίνης (Dennis A. Clifford).

Αν και δεν υπάρχουν γνωστές χρήσεις των ρητινών WBA για την επεξεργασία πόσιμου νερού, μερικές χρήσιμες είναι δυνατές. Περαιτέρω, όταν ενεργοποιημένο αλουμίνιο χρησιμοποιείται για την απομάκρυνση φθορίου και την αρσενικού, ενεργεί σαν να ήταν μια ασθενής ανιοντική βάση, και οι ίδιοι γενικοί κανόνες σχετικά με τη συμπεριφορά του pH μπορούν να εφαρμοστούν. Ένα άλλο πλεονέκτημα των ρητινών ασθενούς βάσης σε εφαρμογές ύδρευσης είναι η ευκολία με την οποία μπορούν να αναγεννηθούν με βάσεις. Ακόμη και ασθενείς βάσεις όπως ο ασβέστης ($Ca(OH)_2$) μπορούν να χρησιμοποιηθούν και ανεξάρτητα της βάσης που χρησιμοποιείται, μόνο μια μικρή στοιχειομετρική περίσσεια (λιγότερο από 20 τοις εκατό) απαιτείται για την πλήρη αναγέννησή της (Dennis A. Clifford).

Πλεονεκτήματα και μειονεκτήματα

Πλεονεκτήματα

- Λειτουργεί σύμφωνα με τις ανάγκες της διεργασίας
- Σχετικά ευαίσθητη σε εναλλαγές της ροής, απαιτεί μικρό χρόνο για να το εντοπίσει
- Σχετικά ευαίσθητη στην ανίχνευση ρυπαντή, ακόμα και σε μικρές συγκεντρώσεις
- Η συγκέντρωση των ρυπαντών στο ρεύμα εξόδου είναι σχεδόν μηδενική
- Μεγάλη ποικιλία διαθέσιμων ρητινών
- Σημαντική επιλεκτικότητα, συνήθως κατά τη διάρκεια της αναγέννησης
- Σε μερικές περιπτώσεις, το αναγεννημένο συστατικό μπορεί να επαναχρησιμοποιηθεί χωρίς να γίνει απομάκρυνση των ρυπαντών από το ρεύμα

Μειονεκτήματα

- Πιθανότητα ανάγκης χρωματογραφικού ελέγχου του ρεύματος εξόδου όταν πραγματοποιείται σε μόνο ένα στάδιο
- Όταν γίνεται σε ένα στάδιο μπορούν να προκύψει μια μεγάλη ποικιλία σε εξερχόμενα ρεύματα ακόμα και αν είναι συγκεκριμένα τα ιόντα
- Συνήθως δεν μπορεί να εφαρμοστεί σε ρεύματα με υψηλό επίπεδο θείου ή μεγάλης συγκέντρωσης διαλυμένων στερεών
- Μεγάλος όγκος/ποσότητα αντιδρώντων ουσιών που πρέπει να χρησιμοποιηθεί και να απορριφθεί

Συνήθεις χρήσεις της ιοντικής ανταλλαγής στη βιομηχανία αποβλήτων

- Απομάκρυνση των βαρέων μετάλλων από απόβλητα ηλεκτρόλυσης και άλλες βιομηχανικές διεργασίες
- Καθαρισμός των υγρών αποβλήτων πριν απορριφθούν
- Ρύθμιση του επιπέδου αζώτου του ρεύματος (απομάκρυνση των αμωνιακών ιόντων από τα απόβλητα ρεύματα)
- Καθαρισμός των οξέων και των βάσεων ώστε να μπορούν να επαναχρησιμοποιηθούν
- Απομάκρυνση των συσσωρευμένων αλάτων (π.χ απομάκρυνση αλάτων από το νερό ψύξης που απορρίπτεται)
- Απομάκρυνση των ραδιενεργών ρυπαντών σε μια πυρηνική βιομηχανία

(After Weber, 1972)

Κόστος

Η μέθοδος ιοντικής εναλλαγής έχει ελάχιστες ενεργειακές απαιτήσεις και συνήθως απαιτεί μόνο ηλεκτρική ενέργεια για τη λειτουργία μικρών αντλιών απαραίτητων για την άντληση των υγρών με μικρή υδραυλική πίεση. Επιπροσθέτως, το σταθερό κόστος του εξοπλισμού της ιοντικής ανταλλαγής είναι μικρότερο σε σχέση με αυτό που χρειάζεται για την αντίστροφη όσμωση ή την απόσταξη υποθέτοντας πάντα πως τα επίπεδα των διαλυμένων στερεών (TDS) είναι στα επιτρεπτά όρια.

2.2. Ανακύκλωση

Οι διεργασίες ανακύκλωσης χρησιμοποιούνται για τον καθαρισμό ρευμάτων που έχουν ήδη αρκετά μεγάλο ποσοστό περιεχόμενου νερού (της τάξης του 97%). Οι διεργασίες που παρατίθενται είναι αυτές της αντίστροφης όσμωσης, της μικροδιήθησης και νανοδιήθησης και όλες λειτουργούν με τη χρήση μεμβρανών. Οι διεργασίες αυτές έχουν ως σκοπό την παραγωγή καθαρού νερού. Παρακάτω παρατίθενται γενικά στοιχεία για τις μεμβράνες για την πιο εύκολη κατανόησή τους.

Ορισμός της διαδικασίας της διήθησης από μεμβράνη

Διήθηση μέσω μεμβράνης ορίζεται ως η διαδικασία διαχωρισμού υπό πίεση ή υπό κενό κατά την οποία τα σωματίδια μεγαλύτερα από 1 μm απορρίπτονται από ένα μηχανικό φραγμό. Ο ορισμός αυτός προορίζεται να περιλαμβάνει τις εξής τεχνολογίες μεμβράνης: MF (microfiltration) , UF (ultrafiltration) , NF (nanofiltration) , και τη RO (Reverse osmosis). Επιπλέον, οποιαδήποτε συσκευή φιλτραρίσματος που ανταποκρίνεται στον ορισμό της διήθησης μέσω μεμβράνης και η οποία μπορεί να ελεγχθεί από τον παραπάνω έλεγχο είναι αποδεκτή. Οι διαδικασίες φιλτραρίσματος που εξαρτώνται από μηχανισμούς όπως η προσρόφηση για ή συσσώρευση ενός στρώματος ακαθαρσιών εξαιρούνται από τον ορισμό της διήθησης μεμβράνης (EPA, 2005).

Κάθε μία από τις τεχνολογίες που αναφέρθηκαν παραπάνω χρησιμοποιεί ένα φραγμό μεμβράνης που επιτρέπει τη διέλευση του νερού, αλλά αφαιρεί τους ρυπαντές. Τα μέσα από τα οποία αποτελείται η μεμβράνη γενικά κατασκευάζονται ως επίπεδα φύλλα ή ως κοίλες ίνες και στη συνέχεια διαμορφώνεται σε μονάδες μεμβράνης. Οι πιο κοινές διαμορφώσεις μεμβράνης είναι κοίλες ίνες (hollow fibers), ή αποτελούνται από υλικό μεμβράνης επίπεδου φύλλου τυλιγμένο γύρω από έναν κεντρικό σωλήνα συλλογής (spiralwound) είτε αποτελούνται από υλικό μεμβράνης επίπεδου φύλλου που είναι συχνά σε πτυχωμένο αυξάνουν την επιφάνεια (cartridges) (EPA, 2005).

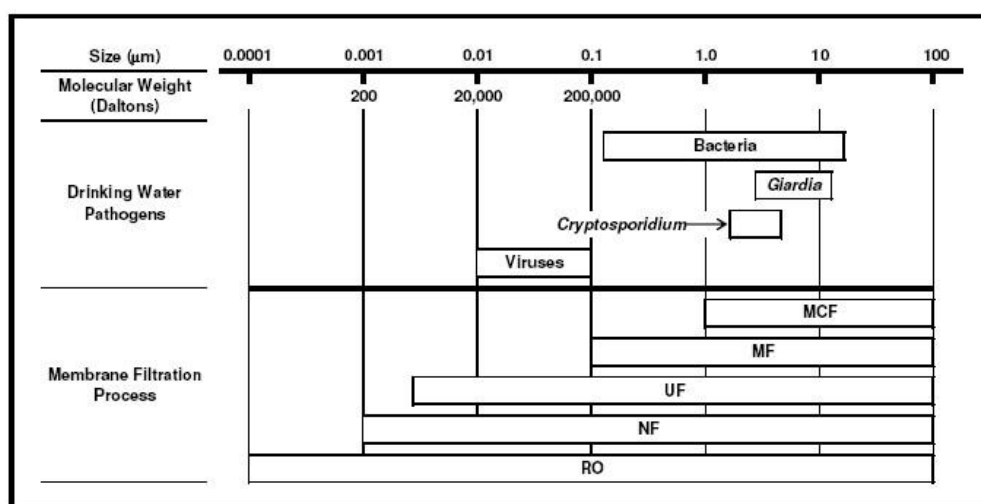
Εκτός από τις διάφορες διαμορφώσεις, υπάρχει και μια σειρά από διαφορετικούς τύπους υλικών μεμβράνης, υδραυλικός τρόπος λειτουργίας, και λειτουργικές κινητήριες δυνάμεις (πίεση ή κενό), που μπορεί να ποικίλλουν μεταξύ των διαφόρων κατηγοριών διήθησης μέσω μεμβράνης (δηλαδή MF, UF, NF, RO) (EPA, 2005).

Βασικές Αρχές της διήθησης με μεμβράνη

Μια διαδικασία διήθησης μεμβράνης ορίζεται από δύο βασικά κριτήρια (40 CFR 141):

1. Το σύστημα φιλτραρίσματος πρέπει να λειτουργεί υπό πίεση ή υπό κενό και να αφαιρεί σωματίδια μεγαλύτερα από 1 μm χρησιμοποιώντας ένα μηχανικό εμπόδιο, κυρίως μέσω μηχανισμού που χρησιμοποιεί ως μέσο αποκλεισμού το μέγεθος.
2. Η διαδικασία πρέπει να έχει μια μετρήσιμη απόδοση απομάκρυνσης ενός οργανισμού στόχου που μπορεί να επαληθευτεί μέσω της εφαρμογής μιας δοκιμής άμεσης ακεραιότητας (direct integrity test) (EPA, 2005).

Η ικανότητα του κάθε τύπου διήθησης μεμβράνης προς απομάκρυνση διαφόρων παθογόνων οργανισμών από το πόσιμο νερό με βάση το μέγεθός τους απεικονίζεται στο σχήμα. Το σχήμα δείχνει το κατά προσέγγιση εύρος μέγεθος των ιών, βακτηρίων, π.χ. *Cryptosporidium* και *Giardia*, καθώς και την ικανότητα των MF, UF, NF, RO, να απομακρύνουν κάθε ένα από αυτά τα παθογόνα βάσει του ορίου της καθεμιάς ως προς το μέγεθος. Επικάλυψη μεταξύ του εύρους που καλύπτεται από μία μέθοδο διήθησης μεμβράνης με ένα δεδομένο εύρος μεγέθους παθογόνου μικροοργανισμού δείχνει την ικανότητα της διαδικασίας αυτής για την απομάκρυνση του παθογόνου, όπως φαίνεται στην Εικόνα 1. Σημειώστε ότι τα μοριακά βάρη που αναφέρονται δεν αντιστοιχούν επακριβώς στην υποδεικνυόμενη κλίμακα μεγέθους παθογόνου αλλά είναι γενικεύσεις (EPA, 2005).



Εικόνα 6. Ικανότητα απομάκρυνσης τύπου μεμβρανών

2.2.1. Αντίστροφη Όσμωση

Αντίστροφη όσμωση (Reverse osmosis) είναι η μετανάστευση των μορίων του νερού μέσω μιας μεμβράνης που προκαλείται από την έλξη της διπολικής ροπής των μορίων του νερού σε ιόντα και πολικές μόρια στην άλλη πλευρά της μεμβράνης. Η αντίστροφη όσμωση είναι μια διαδικασία που διαχωρίζει τις ακαθαρσίες από το νερό με το πέρασμα του νερού μέσα από μια ημιπερατή μεμβράνη. Η ημιπερατή μεμβράνη επιτρέπει μόνον πολύ μικρά άτομα και ομάδες ατόμων, όπως τα μόρια του νερού, μικρά οργανικά μόρια και αέρια, να περάσουν μέσα από αυτήν. Ένυδρα ιόντα, ή ιόντα που έχουν διαλυθεί και επομένως περιβάλλονται από τα μόρια του νερού δεν μπορούν να περάσουν μέσα από τη μεμβράνη.

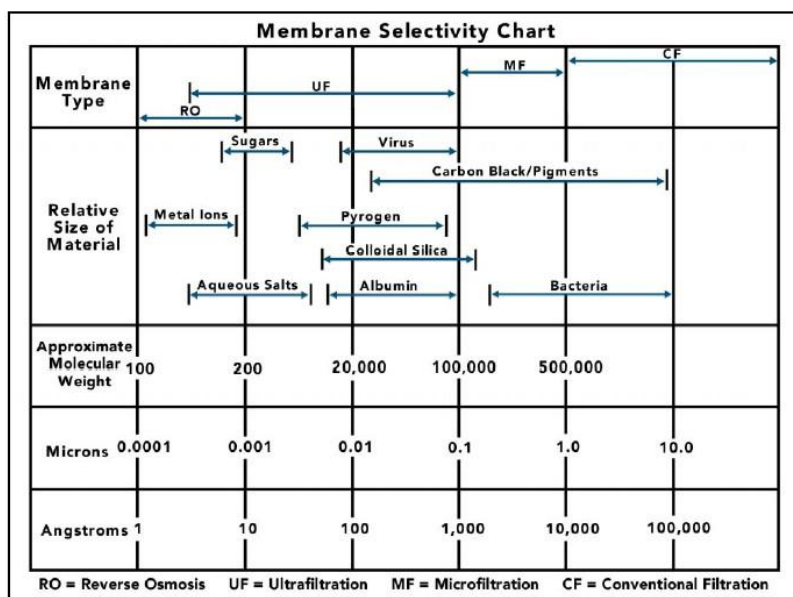
Η αντίστροφη όσμωση είναι μια διαδικασία που αναγκάζει τα μόρια του νερού να ρέουν έναντι της καθαρής οσμωτικής πίεσης. Αυτό επιτυγχάνεται με την εφαρμογή αρκετής πίεσης στην πλευρά υψηλής συγκέντρωσης της ημιπερατής μεμβράνης για να αντιστραφεί η αρχική μετανάστευση των μορίων του νερού. Έτσι, με επαρκή πίεση, η αντίστροφη όσμωση μπορεί να αφαιρέσει καθαρισμένο νερό από ένα δείγμα που περιέχει υψηλότερες συγκεντρώσεις διαλυμένων στερεών.

Πλεονεκτήματα και μειονεκτήματα

Θα πρέπει να συνυπολογιστούν τα πλεονεκτήματα και τα μειονεκτήματα της μεθόδου για να αποφασιστεί αν θα εφαρμοστεί σε ένα σύστημα.

Πλεονεκτήματα:

Η αντίστροφη όσμωση ξεπερνά κάθε φίλτρο που υπάρχει στην αγορά (ακόμη και αυτά της υπερδιήθησης) σε σχέση με το μέγεθος των σωματιδίων. Είναι στην πραγματικότητα ένα 'μοριακή φίλτρο'. Η ικανότητά της να απορρίπτει διαλυμένες ουσίες εξαρτάται από το ενυδατωμένο μέγεθος των μορίων ή ιόντων στο διάλυμα. Στα μη ιονισμένα αέρια και στα μικρά οργανικά μόρια, που δεν είναι ενυδατωμένα με τα μόρια του νερού έχει χαμηλό ποσοστό απόρριψης. Η αντίστροφη όσμωση αφαιρεί έως 99,9% των διαλυμένων ακαθαρσιών στο νερό χωρίς τη χρήση χημικών ουσιών. Το παρακάτω σχήμα περιγράφει τις διαφορετικές δυνατότητες απόρριψης της αντίστροφης όσμωσης και άλλων μεθόδων διαχωρισμού όπως η υπερδιήθηση και συμβατική διήθηση.



Εικόνα 7. Διάγραμμα εκλεκτικότητας μεμβρανών

Μειονεκτήματα:

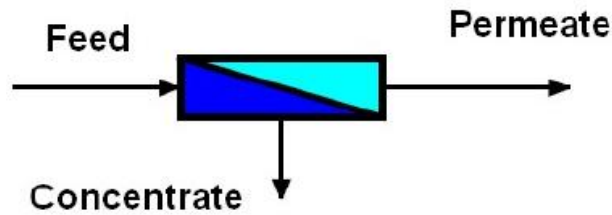
Η αντλία απαιτεί ένα σημαντικό ποσό ενέργειας. Η αντίστροφη όσμωση, επίσης, απορρίπτει ένα ορισμένο ποσοστό του ύδατος τροφοδοσίας σαν συμπυκνωμένο απόβλητο. Οι απορριπτόμενες ποσότητες τυπικά ποικίλουν από 15% έως 40% του νερού επεξεργασίας. Αυτό το ποσοστό μπορεί να είναι μεγαλύτερο σε σχέση με αυτό που μπορεί ένα σύστημα εναλλαγής να αναγεννήσει, ανάλογα με το σύστημα. Γενικά, όσο υψηλότερη είναι η περιεχόμενη στερεά ποσότητα του ύδατος τροφοδοσίας τόσο πιο συμφέρουσα η αντίστροφη όσμωση είναι.

Σχεδιασμός συστήματος αντίστροφης όσμωσης

Ισοζύγιο μάζας

Το σύστημα αντίστροφης όσμωσης περιλαμβάνει ένα σύνολο μεμβρανών αντίστροφης όσμωσης που βρίσκονται σε δοχεία πίεσης. Μια αντλία υψηλής πίεσης χρησιμοποιείται συνήθως για την τροφοδοσία των δοχείων αυτών. Το σύστημα αντίστροφης όσμωσης λειτουργεί κατά αντιρροή, λόγω της οσμωτικής πίεσης των απορριφθέντων διαλυμένης ουσίας (Lewabrane, 2012).

Το σύστημα αντίστροφης όσμωσης είναι συνήθως σχεδιασμένο για συνεχή λειτουργία και οι συνθήκες λειτουργίας είναι σταθερές με το χρόνο. Στο παρακάτω σχήμα απεικονίζεται το ισοζύγιο μάζας ενός τυπικού συστήματος αντίστροφης όσμωσης. Η ροή της τροφοδοσίας χωρίζεται σε δύο διαφορετικές ροές (permeate, concentrate) (Lewabrane, 2012).

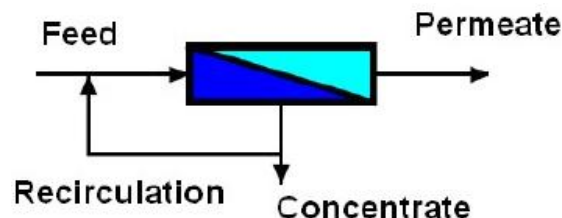


Εικόνα 8. Αντίστροφη όσμωση σε ένα στάδιο

Σύστημα ενιαίας μονάδας (Single –Module)

Η διάταξη του συστήματος αντίστροφης όσμωσης μπορεί να είναι σε μορφή μονού ή διπλού περάσματος με την ειδική γεωμετρία της διάταξης δοχείου πίεσης που περιγράφεται σε στάδια και με δοχεία πίεσης μέσα σε ένα στάδιο διατεταγμένα σε συστοιχία (Lewabrane, 2012). Το συμπύκνωμα του πρώτου στοιχείου γίνεται η τροφοδοσία στο δεύτερο και ούτω καθεξής. Οι σωλήνες ύδατος του προϊόντος όλων των στοιχείων συνδυάζονται, και συνδέονται στο ρεύμα εξόδου permeate. Σε ένα σύστημα αντίστροφης όσμωσης single -module το ποσοστό ανάκτησης του συστήματος είναι περίπου 50 % (Lewabrane, 2012)

Για να επιτευχθεί ποσοστό ανάκτησης πάνω από 50 % πραγματοποιείται ανακυκλοφορία του συμπυκνώματος. Μέρος του συμπυκνώματος ανακυκλώνεται και προστίθεται στην αντλία υψηλής πίεσης, αυξάνοντας έτσι το ρυθμό ροής τροφοδοσίας (Εικόνα 4). Υψηλό κλάσμα του συμπυκνώματος που ανακυκλώνεται βοηθά στη μείωση ανάκτησης μεμονωμένου στοιχείου και ως εκ τούτου του συμβάλλει στην μείωση κινδύνου ρύπανσης ή κλιμάκωσης. Από την άλλη πλευρά, έχει ζητήματα σχεδιασμού που πρέπει να αναλυθούν : μεγαλύτερη αντλία υψηλής πίεσης, μεγαλύτερη ενεργειακή κατανάλωση και μείωση της ποιότητας του permeate (Lewabrane, 2012).



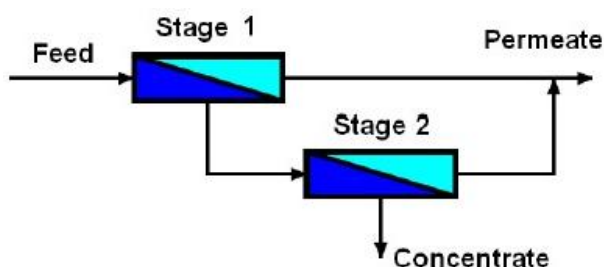
Εικόνα 9. Αντίστροφη όσμωση με ανακύκλωση

Σύστημα σε ένα στάδιο

Σε ένα σύστημα ενός σταδίου, δύο δοχεία μπορούν να παραταχθούν σε παράλληλη διάταξη. Τα δύο εξερχόμενα ρεύματα της διεργασίας συνδέονται με το συλλέκτη. Το σύστημα είναι σε αυτή την περίπτωση ίδιο με ένα σύστημα ενιαίας μονάδας. Σύστημα ενός σταδίου χρησιμοποιείται συνήθως όταν το ποσοστό ανάκτησης είναι μικρότερο από 50%, π.χ., στην αφαλάτωση θαλασσινού νερού (Lewabrane, 2012).

Σύστημα πολλών σταδίων

Συστήματα με περισσότερα από ένα στάδια χρησιμοποιούνται όταν απαιτούνται υψηλότερα ποσοστά ανάκτησης. Συνήθως δύο στάδια θα πρέπει να εφαρμόζονται για ποσοστό ανάκτησης έως και 75-80%. Για να αντισταθμίσει το ποσοστό ροής που αφαιρείται και να διατηρηθεί ένας ομοιόμορφος ρυθμός ροής σε κάθε στάδιο, ο αριθμός των δοχείων πίεσης ανά στάδιο μειώνεται κατά τη διεύθυνση της ροής. Σε ένα τυπικό σύστημα δύο σταδίων (Εικόνα 5), η αναλογία του αριθμού δοχείων είναι 2:1 (ροής που ανέρχεται: ροή που κατέρχεται) (Lewabrane, 2012).



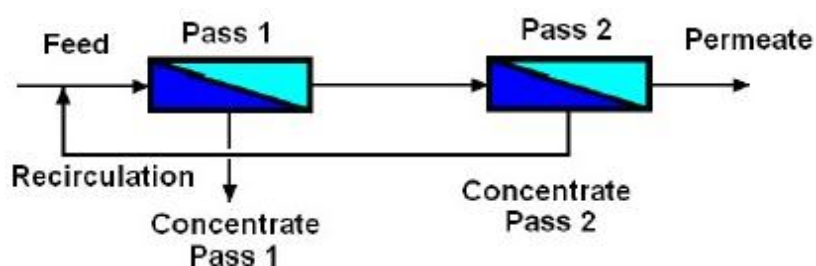
Εικόνα 10. Αντίστροφη όσμωση σε δύο στάδια

Η σχέση μεταξύ του ρυθμού ανάκτησης και του αριθμού των σταδίων έχει ως εξής:

- 1 στάδιο: <50%
- 2 στάδια: <75-80%
- 3 στάδια: <85-90%

Σύστημα δύο περασμάτων (2 pass system)

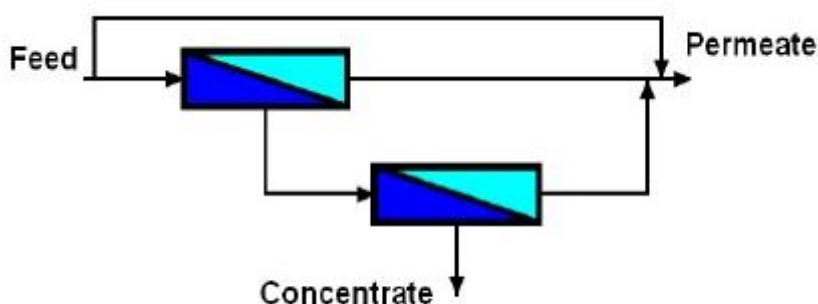
Ένα σύστημα αντίστροφης όσμωσης δύο περασμάτων χρησιμοποιείται εάν απαιτείται πολύ υψηλή ποιότητα διηθήματος. Σε αυτήν την διαμόρφωση του συστήματος, το διήθημα που προκύπτει από το πρώτο σύστημα είναι η τροφοδοσία στο δεύτερο. Το Σχήμα δείχνει ένα σχηματικό διάγραμμα ροής του συστήματος αντίστροφης όσμωσης με δύο περάσματα. Το συμπύκνωμα του δεύτερου ανακυκλώνεται στην τροφοδοσία του πρώτου γιατί η ποιότητά του είναι συνήθως καλύτερη από το νερό τροφοδοσίας του συστήματος και επειδή η τροφοδοσία του δεύτερου είναι υψηλής ποιότητας, η ανάκτηση της μετά από το δεύτερο πέρασμα της αντίστροφης όσμωσης μπορεί να είναι πολύ υψηλή (90-95%) (Lewabrane, 2012).



Εικόνα 11. Σύστημα δύο περασμάτων

Ανάμιξη του διηθήματος με το νερό τροφοδοσίας

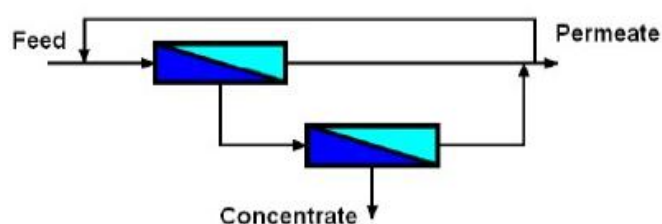
Η ανάμιξη του διηθήματος υιοθετείται όταν ζητείται μια ορισμένη αλατότητα του διηθήματος π.χ. πόσιμο νερό. Σε αυτήν την περίπτωση, κάποιο επιπλέον νερό τροφοδοσίας του συστήματος (ανάμειξη ροής) λαμβάνεται και προστίθεται στο διήθημα (που φαίνεται στο Σχήμα). Με την υιοθέτηση αυτού του συστήματος, ο αριθμός των στοιχείων της αντίστροφης όσμωσης μπορεί να μειωθεί (Lewabrane, 2012).



Εικόνα 12. Ανάμιξη διηθήματος με το νερό τροφοδοσίας

Ανάμιξη του διηθήματος

Στην περίπτωση κατά την οποία η θερμοκρασία τροφοδοσίας διαφέρει σημαντικά (π.χ. το καλοκαίρι - χειμώνα), η πίεση τροφοδοσίας πρέπει να αλλάξει για να διατηρείται σταθερό το διήθημα σταθερά. Αυτή η αλλαγή στην πίεση τροφοδοσίας μπορεί να προκαλέσει προβλήματα αστάθειας στην ποιότητα του διηθήματος. Να Για να αποτραπεί αυτή η πιθανή αστάθεια, ένα μέρος του διηθήματος ανακυκλώνεται και προστίθεται στην αντλία υψηλής πίεσης (φαίνεται στο Σχήμα), όταν η ροή του διηθήματος είναι μεγαλύτερη από την εκτιμώμενη τιμή. Κρατώντας σταθερή την πίεση τροφοδοσίας, η ποιότητα του διηθήματος διατηρείται σταθερή (Lewabrane, 2012).



Εικόνα 13. Ανάμιξη διηθήματος

Αντικείμενα της Ανάλυσης Νερού

Οι βασικοί τύποι του νερού που αντιμετωπίζονται με μεμβράνη αντίστροφης όσμωσης είναι : θαλασσινό νερό , υφάλμυρο νερό , λύματα , νερό από αστικά λύματα και το διήθημα αντίστροφης όσμωσης. Επιπλέον, αυτοί οι τύποι νερού ταξινομούνται σύμφωνα με τον τύπο απαιτούμενης προκατεργασίας (φυσική ή τεχνητή). Όσον αφορά την συγκέντρωση συνολικών διαλυμένων στερεών (TDS), 35000 mg/l θεωρείται το σύνθητες όριο (Lewabrane, 2012). Ωστόσο, η πραγματική συγκέντρωση TDS μπορεί να ποικίλλει από 7.000 mg/l έως 45.000 mg/l. Η σύσταση μπορεί να εκτιμηθεί αναλογικά με τον πρότυπο σύνθεσης του θαλασσινού νερού (που δείχνεται στον Πίνακα) (Lewabrane, 2012).

Πίνακας 1: Συγκεντρώσεις στο θαλασσινό νερό

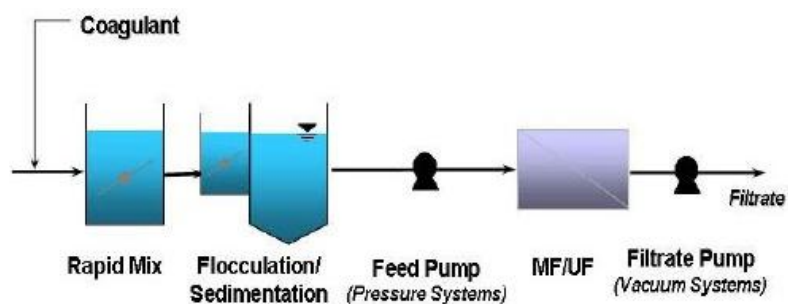
Ion	Concentration (mg/l)
Calcium	420
Magnesium	1,320
Sodium	10,880
Potassium	400
Barium	0.03
Strontium	10
Iron	< 0.02
Manganese	< 0.01
Silica	2.0
Chloride	19,800
Sulfate	2,660
Fluoride	1.3
Bromide	65
Nitrate	< 0.7
Bicarbonate	150
Boron	4-5
TDS (Total Dissolved Solid)	35,000
pH	8.1 – 8.2 (-)

2.2.2. Μικροδιήθηση και υπερδιήθηση (microfiltration and ultrafiltration)

Η μικροδιήθηση και η υπερδιήθηση είναι οι δύο διαδικασίες που είναι πιο συχνά συνδεδεμένες με τον όρο "Διήθηση μέσω μεμβράνης". Η μικροδιήθηση και η υπερδιήθηση χαρακτηρίζονται από την ικανότητά τους να απομακρύνουν καθιζάμενα ή κolloειδή σωματίδια μέσω ενός μηχανισμού κοσκινίσματος με βάση το μέγεθος των πόρων της μεμβράνης σε σχέση με εκείνο των σωματιδίων του υλικού. Ωστόσο, όλες οι μεμβράνες έχουν μία κατανομή στο μέγεθος των πόρων, και αυτή η διανομή ποικίλλει ανάλογα με το υλικό της μεμβράνης και τη διαδικασία κατασκευής της. Οι μεμβράνες μικροδιήθησης γενικά θεωρείται ότι έχουν ένα εύρος μεγέθους πόρων από 0.1 - 0.2 μm (ονομαστικά (μέσο μέγεθος πόρου) 0,1 μm), αν και υπάρχουν εξαιρέσεις, όπως οι μεμβράνες μικροδιήθησης με πόρους μεγέθους έως 10 μm είναι διαθέσιμες. Για τις μεμβράνες υπερδιήθησης, τα μεγέθη πόρων γενικά κυμαίνονται 0,01 έως 0,05 μm (ονομαστικά 0,01 μm) ή λιγότερο, μέχρι το σημείο που η έννοια "πόρος" γίνεται ακατάλληλη αλλά τα μακρομόρια μπορούν να παρακρατηθούν από το υλικό της μεμβράνης. Ο μικρότερος πόρος που μπορεί να παρατηρηθεί από μία μεμβράνη υπερδιήθησης είναι περίπου 0.005 μm (EPA, 2005).

Επειδή μερικές μεμβράνες υπερδιήθησης έχουν την ικανότητα να διατηρούν μεγαλύτερα οργανικά μακρομόρια, έχουν ιστορικά χαρακτηριστεί από ένα μοριακό βάρος αποκοπής (MWCO: molecular weight cut off) και όχι από ένα συγκεκριμένο μέγεθος πόρου. Η έννοια του MWCO (εκφραζόμενη σε Daltons) είναι ένα μέτρο απομάκρυνση που επιτυγχάνεται από τη μεμβράνη από την άποψη του ατομικού βάρους (ή μάζας) και όχι του μεγέθους.

Έτσι, οι μεμβράνες υπερδιήθησης με συγκεκριμένο MWCO έχουν ένα όριο για τις ενώσεις ή τα μόρια με ένα μοριακό βάρος που υπερβαίνει το MWCO. Επειδή τέτοια οργανικά μακρομόρια είναι μορφολογικά δύσκολο να οριστούν και βρίσκονται συνήθως σε διάλυμα και όχι ως αιωρούμενα στερεά, μπορεί να είναι βολικό από εννοιολογική άποψη να χρησιμοποιηθεί ένα MWCO αντί για ένα συγκεκριμένο μέγεθος πόρου να καθορίσει τις UF μεμβράνες, όταν συζητιέται για τέτοιους τύπους ενώσεων. Τυπικά επίπεδα MWCO για UF μεμβράνες κυμαίνονται από 10.000 έως 500.000 Daltons, με τις περισσότερες μεμβράνες που χρησιμοποιούνται για την επεξεργασία του νερού να είναι περίπου 100.000 MWCO. Ωστόσο, οι UF μεμβράνες που χρησιμοποιούνται για την απομάκρυνση ρυπαντών έχουν ως κριτήριο το μέγεθος και όχι το βάρος ή τη μάζα του ρυπαντή. Έτσι, UF μεμβράνες που χρησιμοποιούνται για την επεξεργασία πόσιμου νερού χαρακτηρίζονται σύμφωνα με το μέγεθος του πόρου που μπορούν να απομακρύνουν μικροβιακής ή σωματιδιακής φύσης (EPA, 2005).



Εικόνα 14. Διάγραμμα ροής της μικροδιήθησης και υπερδιήθησης

Η κύρια διαφορά μεταξύ MF και UF είναι το μέγεθος των πόρων των μεμβρανών. Και οι δύο τύποι μεμβρανών χρησιμοποιούνται κυρίως για την αφαίρεση σωματιδίων και μικροβιολογικών ρυπαντών. Σωματίδια απομάκρυνσης είναι αιωρούμενα στερεά, μερικά κολλοειδή, βακτήρια, πρωτόζωα, και ιούς (μόνο η UF έχει αποδειχθεί μπορεί να αφαιρεί ιούς σε σημαντικό βαθμό). Ανόργανα χημικά (π.χ., φώσφορο, σκληρότητα και μέταλλα) μπορούν να αφαιρεθούν με κατάλληλη προεπεξεργασία. Περιορισμένη απομάκρυνση διαλυμένων οργανικών μπορεί επίσης να συμβεί με οποιαδήποτε από αυτές τις διεργασίες (EPA, 2005).

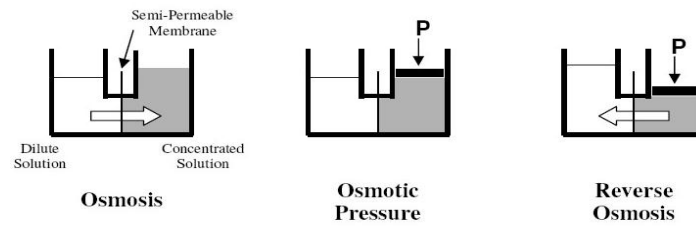
Τα MF και UF συστήματα μεμβρανών συχνά απαιτούν κάποιο είδος πηγής νερού για την προεπεξεργασία του ρεύματος και για την πρόληψη της ρύπανσης της μεμβράνης. Ο τύπος της προκατεργασίας που απαιτείται εξαρτάται από την ποιότητα του νερού τροφοδοσίας και από τον τύπο της μεμβράνης. Σε γενικές γραμμές, τα επιφανειακά ύδατα απαιτούν μεγαλύτερη προεπεξεργασία από τα υπόγεια ύδατα λόγω της υψηλότερης περιεκτικότητας

τους σε αιωρούμενα στερεά. Η θερμοκρασία του νερού έχει σημαντική επίπτωση στην πυκνότητα και στο ιξώδες του νερού, η οποία έχει με τη σειρά της επιπτώσεις στην απόδοση των μεμβρανών MF και UF. Καθώς το ιξώδες και η πυκνότητα αυξάνονται, η διαμεμβρανική πίεση που απαιτείται για να περάσει το νερό διαμέσου της μεμβράνης αυξάνει επίσης (EPA, 2005).

Υπολείμματα που προέρχονται από τα συστήματα MF και UF περιλαμβάνουν τα διαλύματα καθαρισμού και έκπλυσης που έχουν δαπανηθεί κατά τη διάρκεια της διεργασίας. Το ρεύμα έκπλυσης μπορεί να ανακυκλωθεί στη διαδικασία για την αύξηση ανάκτησης του συστήματος, περιορισμό των χημικών δόσεων των στοιχείων, και βελτίωση της συνολικής απόδοσης της διαχείρισης. Σε αντίθετη περίπτωση, η απόρριψη του ρεύματος έκπλυσης επιτυγχάνεται με την αποβολή του σε χώρο υγειονομικής ταφής ή αντιμετωπίζεται με χρήση φίλτρου. Τα χρησιμοποιημένα διαλύματα καθαρισμού είναι γενικά όξινα και απαιτούν εξουδετέρωση πριν τη διάθεσή τους (EPA, 2005).

2.2.3. Νανοφιλτράρισμα

Το νανοφιλτράρισμα είναι η διαδικασία στην οποία χρησιμοποιούνται πιο συχνά μεμβράνες σε εφαρμογές που απαιτούν την αφαίρεση των διαλυμένων ρυπαντών. Το τυπικό εύρος των επιπέδων MWCO είναι μικρότερη από 100 Daltons για RO μεμβρανών, και μεταξύ 200 και 1000 Daltons για NF μεμβράνες. Οι μεμβράνες νανοφιλτραρίσματος μερικές φορές αναφέρονται και ως «φίλτρα» διαλυμένων στερεών, χρησιμοποιούνται ημι-διαπερατές μεμβράνες που δεν έχουν συγκεκριμένους πόρους. Η διεργασία αυτή επιτυγχάνεται με την απομάκρυνση των διαλυμένων ρυπαντών μέσω της διαδικασίας της αντίστροφης όσμωσης. Ωστόσο, αυτή η διεργασία μεμβράνης αποτελεί επίσης εμπόδιο για τη σωματιδιακή ύλη και ως εκ τούτου θεωρείται διήθηση με μεμβράνη. (EPA, 2005) Ένας κατά προσέγγιση κανόνας για την οσμωτική πίεση του γλυκού ή υφάλμυρου νερού είναι περίπου 1 psi για κάθε διαφορά 100 mg/L στα συνολικά διαλυμένα στερεά (TDS) συγκέντρωσης στις αντίθετες πλευρές της μεμβράνης (EPA, 2005).



Εικόνα 15. Οσμωτική πίεση

Τόσο το νανοφιλτράρισμα (NF) όσο και η αντίστροφη όσμωση (RO) είναι διεργασίες διαχωρισμού υπό πίεση που χρησιμοποιούν ημι-διαπερατές μεμβράνες. Η NF διαφέρει από την RO μόνο από την άποψη της χαμηλότερης αποτελεσματικότητάς της στην αφαίρεση των διαλυμένων ουσιών, ιδιαίτερα όσον αφορά τα μονοσθενή ιόντα. Αυτό οδηγεί σε μοναδικές εφαρμογές της NF, όπως η απομάκρυνση των ιόντων σκληρότητας σε χαμηλότερες πιέσεις από ότι θα ήταν δυνατό με τη χρήση RO. Κατά συνέπεια, NF καλείται συχνά 'membrane softening'. Οι διαφορές μεταξύ των NF και RO είναι άσχετες με την απομάκρυνση της σωματιδιακής ύλης (EPA, 2005).

Επειδή οι ημιπερατές NF και RO μεμβράνες δεν είναι πορώδεις, έχουν την ικανότητα για τη διαλογή μικροοργανισμών και αιωρούμενων σωματιδίων στο νερό τροφοδοσίας. Οι NF και RO μεμβράνες έχουν σχεδιαστεί ειδικά για την αφαίρεση των TDS και όχι των αιωρούμενων σωματιδίων, και έτσι η εξάλειψη όλων των μικρών διαρροών που έχουν μικρή μόνο επίπτωση στην απόρριψη αλατιού δεν είναι ο πρωταρχικός στόχος της διαδικασίας κατασκευής. Κατά συνέπεια, οι NF και RO δεν προορίζονται να είναι φίλτρα αποστείρωσης και κάποια δίοδος των σωματιδίων μπορεί να συμβεί, παρά την απουσία πόρων στην μεμβράνη, η οποία μπορεί να αποδοθεί σε μικρές ατέλειες κατασκευής (EPA, 2005).

2.3. Διεργασίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων

Παρακάτω παρατίθενται τέσσερις διεργασίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: η αποτέφρωση, η καύση, η αεριοποίηση, η ανθρακοποίηση (torrefaction) και η πυρόλυση (γρήγορη και αργή).

2.3.1. Αποτέφρωση

Η αποτέφρωση χρησιμοποιείται ως μέθοδος επεξεργασίας για ένα πολύ ευρύ φάσμα των αποβλήτων. Η ίδια η αποτέφρωση είναι συνήθως μόνο ένα μέρος ενός πολύπλοκου συστήματος επεξεργασίας αποβλήτων το οποίο συνολικά, παρέχει μια συνολική διαχείριση ενός ευρέους φάσματος αποβλήτων (European Commission, 2006).

Ο τομέας της αποτέφρωσης έχει υποστεί ταχεία τεχνολογική ανάπτυξη κατά την τελευταία 10-15 χρόνια. Μεγάλο μέρος αυτής της αλλαγής έχει οδηγηθεί από τη νομοθεσία και αφορά τη μείωση των εκπομπών στον αέρα από επιμέρους εγκαταστάσεις. Συνεχής διαδικασία ανάπτυξης βρίσκεται σε εξέλιξη με στόχο την εύρεση νέων τεχνικών που περιορίζουν τις δαπάνες, ενώ παράλληλα διατηρούνται και βελτιώνονται οι περιβαλλοντικές αποδόσεις (European Commission, 2006).

Η αποτέφρωση των αποβλήτων είναι η οξείδωση των καύσιμων υλικών που περιέχονται στο απόβλητο. Το απόβλητο είναι γενικά ένα πολύ ετερογενές υλικό, που αποτελείται ουσιαστικά από οργανικά ουσίες, ορυκτά, μέταλλα και νερό. Κατά τη διάρκεια της αποτέφρωσης τα καυσαέρια της μονάδας που δημιουργούνται θα περιέχουν την πλειοψηφία της διαθέσιμης ενέργειας καυσίμου με τη μορφή θερμότητας. Οι οργανικές ουσίες των αποβλήτων θα καούν όταν έχουν φθάσει στην αναγκαία θερμοκρασία ανάφλεξης και θα έρθουν σε επαφή με το οξυγόνο. Η πραγματική διαδικασία καύσης λαμβάνει χώρα στην αέρια φάση σε κλάσματα του δευτερολέπτου και ταυτόχρονα απελευθερώνει ενέργεια. Όταν η θερμοδική αξία της παροχής αποβλήτων και οξυγόνου είναι επαρκής, αυτό μπορεί να οδηγήσει σε μια αλυσιδωτή θερμική αντίδραση όπου δεν θα υπάρχει ανάγκη για την προσθήκη των άλλων καυσίμων (European Commission, 2006).

Αν και οι προσεγγίσεις ποικίλλουν σε μεγάλο βαθμό, ο τομέας της αποτέφρωσης μπορεί κατά προσέγγιση να χωριστεί στους ακόλουθους τομείς:

- i. Μικτή καύση αστικών αποβλήτων - διαχειρίζεται συνήθως αναμεμιγμένα και σε μεγάλο βαθμό μη επεξεργασμένα λύματα νοικοκυριών, αλλά μπορεί μερικές

φορές, να συμπεριλαμβάνονται και ορισμένα βιομηχανικά και εμπορικά απόβλητα (βιομηχανικά και εμπορικά απόβλητα καίγονται σε διαφορετικές βιομηχανικές ή εμπορικές εγκαταστάσεις αποτέφρωσης μη επικίνδυνων αποβλήτων) .

- ii. Προκατεργασμένα αστικά ή άλλα προκατεργασμένα απόβλητα σε εγκαταστάσεις αποτέφρωσης που διαχειρίζονται απόβλητα που έχουν συλλεχθεί επιλεκτικά , έχουν προκατεργασθεί ή έχουν προετοιμαστεί με κάποιον τρόπο, έτσι ώστε τα χαρακτηριστικά των αποβλήτων να διαφέρουν από ανάμικτα απόβλητα.
- iii. Αποτέφρωση των επικίνδυνων αποβλήτων - περιλαμβάνει καύση σε βιομηχανικές εγκαταστάσεις και αποτέφρωση σε εγκαταστάσεις που συνήθως λαμβάνουν μια πολύ μεγάλη ποικιλία αποβλήτων
- iv. Αποτέφρωση λασπωδών λυμάτων - Σε ορισμένες περιοχές τα λασπώδη λύματα αποτεφρώνονται χωριστά από τα άλλα απόβλητα σε ειδικές εγκαταστάσεις, ενώ σε άλλες τα εν λόγω απόβλητα συνδυάζονται με άλλα απόβλητα (π.χ. αστικά απόβλητα) για την καύση τους
- v. Κλινική αποτέφρωση των αποβλήτων - συγκεκριμένες εγκαταστάσεις είναι αφιερωμένες στην επεξεργασία των κλινικών αποβλήτων, συνήθως εκείνων που προκύπτουν από νοσοκομεία και άλλα ιδρύματα υγειονομικής περίθαλψης, υπάρχουν ως κεντρικές εγκαταστάσεις ή στην τοποθεσία μεμονωμένων νοσοκομείων, κ.λπ. Σε ορισμένες περιπτώσεις, ορισμένα κλινικά απόβλητα αντιμετωπίζονται σε άλλες εγκαταστάσεις , για παράδειγμα, με ανάμικτα αστικά ή επικίνδυνα απόβλητα.

(European Commission, 2006)

Επέκταση του τομέα της αποτέφρωσης αναμένεται στην Ευρώπη στα επόμενα 10 έως 15 χρόνια, καθώς οι εναλλακτικές λύσεις που αναζητούνται για τη διαχείριση των αποβλήτων που απορρίπτονται από την υγειονομική ταφή σύμφωνα με την οδηγία για την Υγειονομική ταφή, άρα τόσο τα υφιστάμενα όσο και τα νέα κράτη μέλη της Ευρωπαϊκής Ένωσης να εξετάσουν και να εφαρμόσουν στρατηγικές διαχείρισης των αποβλήτων τους, υπό το πρίσμα της εν λόγω νομοθεσίας (European Commission, 2006).

Τα απόβλητα και η διαχείρισή τους είναι ένα σημαντικό περιβαλλοντικό ζήτημα . Η θερμική επεξεργασία των αποβλήτων μπορεί να θεωρηθεί και ως απάντηση στις περιβαλλοντικές απειλές που προέρχονται από την κακή ή απλά μη διαχείριση των αποβλήτων. Ο στόχος της θερμικής επεξεργασίας είναι να παρέχει για μια συνολική μείωση των περιβαλλοντικών επιπτώσεων που θα μπορούσαν διαφορετικά να προκύψουν από τα απόβλητα. Ωστόσο, κατά τη διάρκεια της λειτουργίας των εγκαταστάσεων αποτέφρωσης εκπομπές και

καταναλώσεις προκύπτουν, των οποίων η ύπαρξη ή το μέγεθος επηρεάζεται από τον σχεδιασμό της εγκατάστασης και τη λειτουργία του (European Commission, 2006).

Οι πιθανές επιπτώσεις των ίδιων των εγκαταστάσεων αποτέφρωσης αποβλήτων εμπίπτουν στις ακόλουθες κύριες κατηγορίες:

- εκπομπές στον αέρα και το νερό (συμπεριλαμβανομένων των οσμών)
- παραγωγή καταλοίπων της διαδικασίας
- θόρυβος της διαδικασίας και των δονήσεων
- κατανάλωση και παραγωγή ενέργειας
- πρώτες ύλες (αντιδραστήριο) κατανάλωσης
- ανεξέλεγκτες εκπομπές - κυρίως από την αποθήκευση των αποβλήτων
- μείωση των κινδύνων αποθήκευσης/ διακίνησης/ επεξεργασία επικίνδυνων αποβλήτων.
- μεταφορά των εισερχόμενων και εξερχόμενων καταλοίπων των αποβλήτων
- εκτεταμένη προεπεξεργασία των αποβλήτων (π.χ. προετοιμασία των αποβλήτων που παράγονται από πετρέλαιο).

(European Commission, 2006)

Στην πλήρως οξειδωτική αποτέφρωση τα κύρια συστατικά των καπναερίων είναι: υδρατμοί, άζωτο, διοξείδιο του άνθρακα και το οξυγόνο. Ανάλογα με τη σύνθεση του υλικού που αποτεφρώνεται και με τις συνθήκες λειτουργίας, μικρότερες ποσότητες διοξειδίου του άνθρακα, HCl, HF, HBr, HI, NOX, SO₂, πτητικές οργανικές ενώσεις, PCDD/F, PCB και ενώσεις βαρέων μετάλλων (μεταξύ άλλων) μπορεί να σχηματιστούν. Ανάλογα με τις θερμοκρασίες καύσης στα κυριότερα στάδια της αποτέφρωσης, πτητικά βαρέα μέταλλα και ανόργανες ενώσεις (π.χ. άλατα), εξ ολοκλήρου ή εν μέρει εξατμίζονται. Αυτές οι ουσίες μεταφέρονται από τα απόβλητα εισόδου είτε στα καπναέρια είτε στην ιπτάμενη τέφρα. Μια ιπτάμενη τέφρα ορυκτού υπολείμματος και μια τέφρα με βαρύτερα στερεά (στάχτη πυθμένα) δημιουργούνται. Σε αποτεφρωτήρες αστικών αποβλήτων η τέφρα πυθμένα είναι περίπου 10 % κατ'όγκο και περίπου 20 έως 30 % κατά βάρος των στερεών αποβλήτων εισόδου. Οι ποσότητες ιπτάμενης τέφρας είναι πολύ χαμηλότερες, γενικά μόνο ένα μικρό ποσοστό των εισροών. Οι αναλογίες στερεού υπολείμματος ποικίλλουν σε μεγάλο βαθμό ανάλογα με τον τύπο των αποβλήτων και το σχεδιασμό της λεπτομερούς διαδικασίας (European Commission, 2006).

Το στάδιο της αποτέφρωσης είναι μόνο ένα στάδιο της συνολικής εγκατάστασης. Οι αποτεφρωτήρες περιλαμβάνουν συνήθως ένα περίπλοκο σύνολο αλληλεπιδρώντων τεχνικών στοιχείων οι οποίοι, συνήθως θεωρούνται ως μια μονάδα με αποτέλεσμα μια συνολική επεξεργασία των αποβλήτων. Κάθε ένα από αυτά τα συστατικά έχει ένα ελαφρώς διαφορετικό κύριο σκοπό, όπως περιγράφεται στον Πίνακα παρακάτω:

Πίνακας 2. Διαφορετικοί τύποι αποτεφρωτήρων με τον αντίστοιχο σκοπό τους

Objective	Responsibility of
<ul style="list-style-type: none"> • destruction of organic substances • evaporation of water • evaporation of volatile heavy metals and inorganic salts • production of potentially exploitable slag • volume reduction of residues 	Furnace
<ul style="list-style-type: none"> • recovery of useable energy 	Energy recovery system
<ul style="list-style-type: none"> • removal and concentration of volatile heavy metals and inorganic matter into solid residues e.g. flue-gas cleaning residues, sludge from waste water treatment • minimising emissions to all media 	Flue-gas cleaning

(European Commission, 2006)

Εκπομπές της διεργασίας στον αέρα και το νερό

Οι εκπομπές στον αέρα αποτελούν το επίκεντρο της προσοχής για τις μονάδες αποτέφρωσης αποβλήτων. Σημαντική πρόοδος στον τομέα των τεχνολογιών για τον καθαρισμό της καπνοδόχου των αερίων ειδικότερα, έχουν οδηγήσει σε σημαντικές μειώσεις στις εκπομπές στον αέρα. Ωστόσο, ο έλεγχος των εκπομπών στην ατμόσφαιρα παραμένει σημαντικό ζήτημα για τον κλάδο, καθώς η διαδικασία της αποτέφρωσης είναι συνήθως κάτω από ελαφρώς αρνητική πίεση (European Commission, 2006).

Μια περίληψη των κύριων εκπομπών στον αέρα:

- σωματίδια, σωματιδιακή ύλη - διάφορα μεγέθη σωματιδίων
- οξέα και άλλα αέρια, συμπεριλαμβανομένων-HCl, HF, HBr, HI, SO₂, NO_X, NH₃, μεταξύ άλλων,
- βαρέα μέταλλα, συμπεριλαμβανομένων-Hg, Cd, Tl, As, Ni, Pb, μεταξύ άλλων,
- δείγμα άνθρακα. (μη-GHG),-συμπεριλαμβανομένων, CO, υδρογονάνθρακες (VOCs), PCDD / F, PCB μεταξύ άλλων

Άλλα ανακινωθέντα στοιχεία στον αέρα μπορεί να είναι, εάν δεν υπάρχει κανένα μέτρο για τη μείωσή τους:

- οσμή,-από το χειρισμό και την αποθήκευση των μη επεξεργασμένων αποβλήτων
- αέρια θερμοκηπίου (GHG) από την αποσύνθεση των αποθηκευμένων αποβλήτων, π.χ. μεθάνιο, το CO₂
- σκόνες,-από τις ξηρές περιοχές χειρισμού αντιδραστηρίων και την αποθήκευση των αποβλήτων.

(European Commission, 2006)

Οι κύριες πηγές των εκλύσεων στο νερό (διαδικασία που εξαρτάται) είναι:

- λύματα από τις συσκευές ελέγχου της ατμοσφαιρικής ρύπανσης, π.χ. άλατα, βαρέα μέταλλα (οριζόντια μέτρα)
- τελικές απορρίψεις εκροής από την επεξεργασία λυμάτων, π.χ. άλατα, βαρέα μέταλλα
- νερό του λέβητα, π.χ. άλατα
- νερό ψύξης - από τα υγρά συστήματα ψύξης, π.χ. άλατα, τα βιοκτόνα
- εισερχόμενα αποθηκευμένα απόβλητα, από την επεξεργασία τους και τη μεταφορά τους στους τομείς, π.χ. αραιωμένο εισερχόμενα απόβλητα
- χώροι αποθήκευσης των πρώτων υλών, π.χ. χημικά προϊόντα για επεξεργασία
- διαχείριση καταλοίπων, επεξεργασία και αποθήκευση , π.χ. άλατα, οργανικά.

(European Commission, 2006)

Το νερό αποβλήτων που παράγεται στην εγκατάσταση μπορεί να περιέχει ένα ευρύ φάσμα δυνητικά ρυπογόνων ουσιών, ανάλογα με την πραγματική πηγή του. Η πραγματική απελευθέρωση που πραγματοποιείται εξαρτάται σε μεγάλο βαθμό από τα συστήματα επεξεργασίας και ελέγχου που εφαρμόζονται (European Commission, 2006).

Παραγόμενα κατάλοιπα της εγκατάστασης

Η φύση και η ποσότητα των παραγόμενων καταλοίπων είναι ένα βασικό ζήτημα για τον κλάδο. Αυτό είναι επειδή παρέχουν: (1) ένα μέτρο της πληρότητας της διαδικασίας αποτέφρωσης, και (2) αντιπροσωπεύουν γενικά το μεγαλύτερο δυναμικό των αποβλήτων που προκύπτουν κατά την εγκατάσταση. Αν και οι τύποι και οι ποσότητες των

υπολειμμάτων που προκύπτουν ποικίλλει σημαντικά ανάλογα με το σχεδιασμό της εγκατάστασης, της λειτουργίας της και την είσοδο των αποβλήτων, οι ακόλουθες κύριες κατηγορίες αποβλήτων συνήθως παράγονται κατά τη διαδικασία αποτέφρωσης:

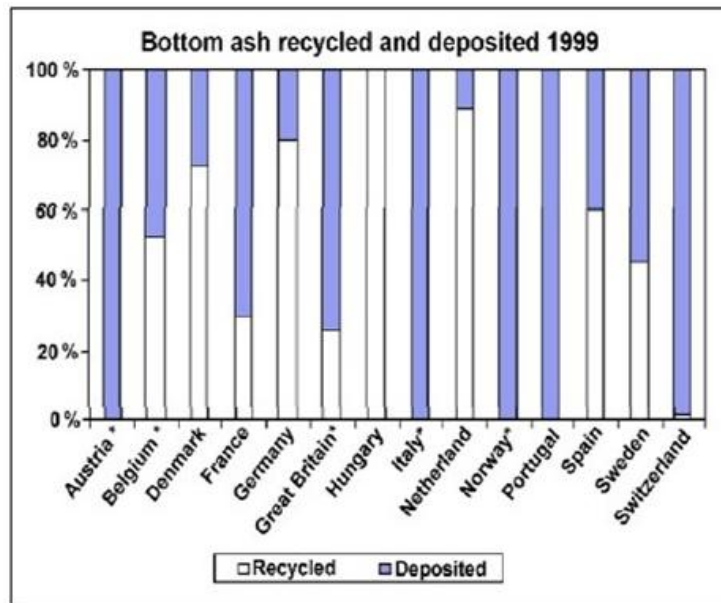
- στάχτες ή / και σκωρία
- στάχτες του λέβητα
- σκόνη φίλτρου
- άλλα υπολείμματα από τον καθαρισμό των καυσαερίων (π.χ. ασβέστιο ή χλωριούχο νάτριο)
- ιλύς από την επεξεργασία των λυμάτων.

(European Commission, 2006)

Σε ορισμένες περιπτώσεις, τα ανωτέρω ρεύματα αποβλήτων είτε διαχωρίζονται είτε συνδυάζονται εντός ή εκτός της διαδικασίας. Ορισμένα υπολείμματα θερμικής κατεργασίας (συνηθέστερα υαλοποιημένη σκωρία από πολύ διεργασίες υψηλής θερμοκρασίας) μπορεί να χρησιμοποιηθεί άμεσα χωρίς διαχείριση. Ουσίες οι οποίες μπορεί να ληφθούν μετά την επεξεργασία της στάχτης του πυθμένα είναι:

- υλικά κατασκευής
- σιδηρούχα μέταλλα
- μη σιδηρούχα μέταλλα.

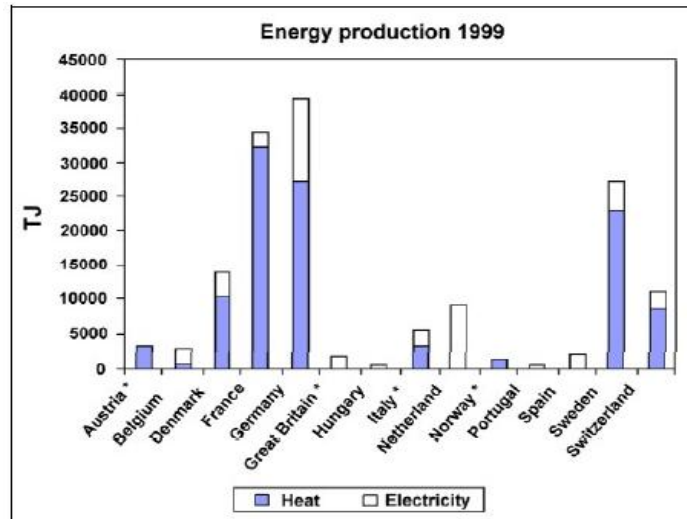
Από αυτές τις εξόδους, αν και εξαρτάται σε μεγάλο βαθμό από τον τύπο των αποβλήτων, η τέφρα πυθμένα γενικά παράγεται σε μεγαλύτερες ποσότητες. Σε πολλές περιοχές, συχνά, ανάλογα με την τοπική νομοθεσία και πρακτική, η τέφρα πυθμένα υπόκειται σε τεχνικές διαχείρισης. Υπολείμματα που παράγονται από τον καθαρισμό των καυσαερίων είναι μια σημαντική πηγή της παραγωγής αποβλήτων. Η ποσότητα και η φύση τους ποικίλλει, κυρίως ανάλογα με το είδος των αποβλήτων που αποτεφρώνονται και την τεχνολογία που χρησιμοποιείται (European Commission, 2006).



Διάγραμμα 1. Ποσοστά ανακύκλωσης και αποβολής στάχτης σε διάφορες χώρες

Παραγωγή και κατανάλωση ενέργειας

Οι αποτεφρωτήρες αποβλήτων παράγουν αλλά και καταναλώνουν ενέργεια. Στην μεγάλη πλειονότητα των περιπτώσεων η ενεργειακή αξία των αποβλήτων υπερβαίνει τις απαιτήσεις της διαδικασίας. Αυτό μπορεί να έχει ως αποτέλεσμα την καθαρή εξαγωγή της ενέργειας. Αυτό συμβαίνει συχνά με μονάδες αποτέφρωσης αστικών αποβλήτων. Λαμβάνοντας υπόψη τις συνολικές ποσότητες των αποβλήτων που προκύπτουν η αποτέφρωση των αποβλήτων μπορεί να θεωρηθεί ότι παρέχει μια σημαντική δυνητική πηγή ενέργειας. Το Σχήμα δείχνει την παραγωγή θερμότητας και ηλεκτρικής ενέργειας από εγκαταστάσεις καύσης αστικών αποβλήτων για διάφορες χώρες το 1999:



Διάγραμμα 2. Παραγόμενη Ενέργεια σε διάφορες χώρες (European Commission, 2006)

Τα περισσότερα απόβλητα περιέχουν βιομάζα. Σε τέτοιες περιπτώσεις, η ενέργεια που προέρχεται από το κλάσμα βιομάζας μπορεί να θεωρηθεί υποκατάστατο των ορυκτών καυσίμων και ως εκ τούτου, η ανάκτηση ενέργειας από αυτό το κλάσμα να θεωρηθεί ότι συμβάλλει στη μείωση των συνολικών εκπομπών διοξειδίου του άνθρακα από την παραγωγή ενέργειας (European Commission, 2006).

Ενεργειακές εισροές στη διαδικασία αποτέφρωσης μπορεί να περιλαμβάνουν:

- απόβλητα
- καύσιμα στήριξης, (π.χ. πετρέλαιο, φυσικό αέριο):

_ Για την εκκίνηση και τον τερματισμό

_ Να διατηρήσει απαιτούμενες θερμοκρασίες

_ Για την αναθέρμανση καυσαερίων πριν από την επεξεργασία ή την απελευθέρωση

- εισαγόμενη ηλεκτρική ενέργεια:

_ Για την εκκίνηση και τον τερματισμό φάσεις όταν όλες οι γραμμές σταμάτησαν και για τα έργα χωρίς την παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας.

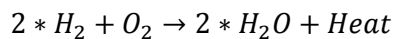
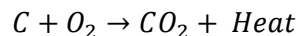
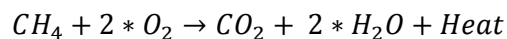
Η παραγωγή ενέργειας, αυτο-κατανάλωση και εξαγωγή μπορεί να περιλαμβάνουν:

- ηλεκτρική ενέργεια
- θερμότητας (όπως με ατμό ή ζεστό νερό)
- συνθετικό φυσικού αερίου (syngas) - για την πυρόλυση και αεριοποίηση έργων που δεν καίνε του αερίου σύνθεσης στο πεδίο.

Η αποτελεσματική ανάκτηση του ενεργειακού περιεχομένου των αποβλήτων γενικά θεωρείται βασική για τη βιομηχανία (European Commission, 2006).

2.3.2. Καύση

Καύση λαμβάνει χώρα όταν το καύσιμο, συνήθως ένα ορυκτό καύσιμο, αντιδρά με το οξυγόνο στον αέρα για να παράγει θερμότητα. Η θερμότητα που δημιουργείται από την καύση των ορυκτών καυσίμων χρησιμοποιείται στη λειτουργία του εξοπλισμού, όπως λέβητες, κλίβανοι, κλίβανοι, και οι μηχανές. Μαζί με τη θερμότητα, CO₂ (διοξείδιο του άνθρακα) και H₂O (νερό) δημιουργούνται ως παραπροϊόντα της εξώθερμης αντίδρασης (Biarnes, 2013).



Με την παρακολούθηση και τη ρύθμιση ορισμένων από τα αέρια στην καπνοδόχο ή από τα καυσαέρια, είναι εύκολο να βελτιωθεί η αποτελεσματικότητα της καύσης, η οποία εξοικονομεί την κατανάλωση καυσίμων και μειώνει τα έξοδα. Αποδοτικότητα καύσης είναι ο υπολογισμός του πόσο αποτελεσματικά λειτουργεί η διαδικασία της καύσης. Για να επιτύχει τα υψηλότερα επίπεδα της απόδοσης καύσης, πλήρη καύση θα πρέπει να λάβει χώρα. Πλήρης καύση θα συμβεί όταν οι κατάλληλες ποσότητες καυσίμου και αέρα (αναλογία καυσίμου / αέρα) αναμειγνύονται για το σωστό χρονικό διάστημα κάτω από τις κατάλληλες συνθήκες αναταραχής και της θερμοκρασίας. Αν και θεωρητικά στοιχειομετρική καύση παρέχει την τέλεια αναλογία καυσίμου αέρα, η οποία ως εκ τούτου μειώνει τις απώλειες και εξάγει το σύνολο της ενέργειας από το καύσιμο, η πραγματοποίηση της στοιχειομετρικής καύσης είναι ανέφικτη και οφείλεται σε πολλούς παράγοντες. Οι απώλειες θερμότητας είναι αναπόφευκτες καθιστώντας έτσι την 100% απόδοση αδύνατη. Στην πράξη, προκειμένου να επιτευχθεί πλήρης καύση, είναι απαραίτητο να αυξηθούν οι ποσότητες αέρα για τη διαδικασία καύσης για να εξασφαλιστεί

η καύση όλου του καυσίμου. Η ποσότητα του αέρα που πρέπει να προστεθεί είναι γνωστή ως περίσσεια αέρος (Biarnes, 2013).

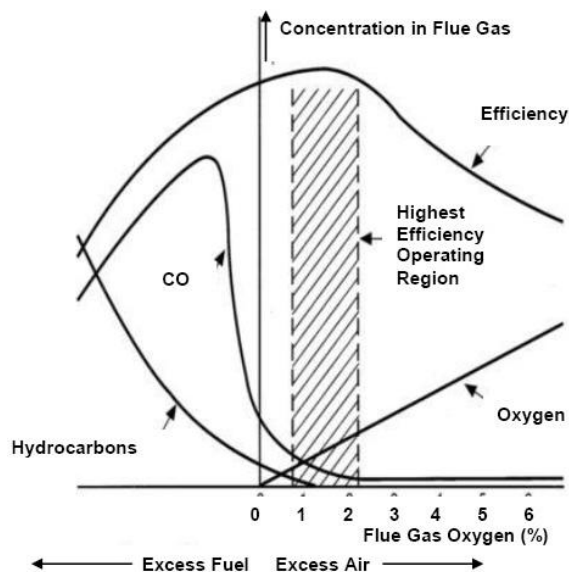
Στις περισσότερες διεργασίες καύσης, ορισμένες πρόσθετες χημικές ουσίες σχηματίζονται κατά τη διάρκεια των αντιδράσεων καύσης. Μερικά από τα προϊόντα που δημιουργούνται όπως CO (μονοξείδιο του άνθρακα), NO (νιτρικό οξείδιο), NO₂ (διοξείδιο αζώτου), SO₂ (διοξείδιο του θείου), αιθάλη, και τέφρα πρέπει να ελαχιστοποιούνται. Η EPA έχει ορίσει συγκεκριμένα πρότυπα και τους κανονισμούς για τις εκπομπές ορισμένων από τα προϊόντα αυτά, δεδομένου ότι είναι επιζήμια για το περιβάλλον. Η ανάλυση καύσης είναι ένα σημαντικό βήμα για να λειτουργήσει και να ελέγξει οποιαδήποτε διαδικασία καύσης, προκειμένου να επιτύχει την υψηλότερη απόδοση καύσης με τις χαμηλότερες εκπομπές ρύπων (Biarnes, 2013).

Αποδοτικότητα καύσης

Απώλειες θερμότητας

Είναι ζωτικής σημασίας να περιοριστούν οι απώλειες θερμότητας στο ελάχιστο, ώστε να μεγιστοποιείται η αποτελεσματικότητα και περισσότερη ενέργεια να διατηρείται. Οι απώλεια θερμότητας είναι αναπόφευκτη, ιδίως μέσω της καπνοδόχου, αλλά μεγάλες ποσότητες των απωλειών μπορούν να προληφθούν με τις κατάλληλες διαδικασίες μέτρησης και ελέγχου. Οι συνολικές απώλειες θερμότητας συνήθως συμπίπτουν με την προσθήκη των απωλειών καπνοδόχου, τις απώλειες του κελύφους, και τις απώλειες που οφείλονται στη μη καιόμενα καύσιμα σε χοάνες συλλογής τέφρας (Biarnes, 2013).

Οι απώλειες καπνοδόχου συνδυάζουν τις απώλειες θερμότητας και τις λανθάνουσες απώλειες θερμότητας. Αισθητές απώλειες θερμότητας σχετίζονται με τη θερμότητα που χρησιμοποιείται για τη θέρμανση των αερίων καύσης που εξέρχονται την καπνοδόχο. Όσο υψηλότερη είναι η ένταση και η θερμοκρασία των καπναερίων τόσο μεγαλύτερες είναι οι απώλειες θερμότητας αερίου. Λανθάνουσες απώλειες θερμότητας οφείλονται στους υδρατμούς των καυσαερίων. Απώλειες κελύφους, που είναι οι απώλειες που οφείλονται στην ακτινοβολία από τα τοιχώματα του λέβητα μπορούν να ελαχιστοποιηθούν με την κατάλληλη μόνωση και σε γενικές γραμμές είναι σχετικά μικρές (Biarnes, 2013).



Διάγραμμα 3. Συγκέντρωση Flue Gas συναρτήσει Flue Gas Oxygen

Εκπομπές

Οξειδία του Αζώτου (κυρίως NO και NO₂), ή το NO_x, είναι ο γενικός όρος για μια ομάδα ιδιαίτερα δραστικών αερίων, τα οποία περιέχουν άζωτο και οξυγόνο σε διάφορες ποσότητες και χημικές συνθέσεις. Τα περισσότερα από τα οξειδία του αζώτου είναι άχρωμα και άοσμα. Ωστόσο, ένας πολύ κοινός ρύπος, το διοξείδιο του αζώτου (NO₂), μαζί με άλλα σωματίδια στον αέρα μπορεί συχνά να θεωρηθεί ως ένα κοκκινωπό-καφέ στρώμα του νέφους πάνω από πολλές πόλεις ή πυκνοκατοικημένες περιοχές (Biarnes, 2013).

Οξειδία αζώτου σχηματίζονται όταν καίγονται τα καύσιμα σε υψηλές θερμοκρασίες, όπως σε μια διαδικασία καύσης. Πρωτογενείς πηγές NO_x αποτελούν τα αυτοκίνητα, ηλεκτρικές επιχειρήσεις κοινής ωφέλειας, καθώς και άλλες βιομηχανικές, εμπορικές και οικιακές πηγές, όπως οι λέβητες των σπιτιών που καίνε καύσιμα (Biarnes, 2013).

Το CO είναι άχρωμο, άοσμο, και εξαιρετικά επιβλαβές για το αναπνευστικό σύστημα. Η υπερβολική έκθεση σε μονοξείδιο του άνθρακα μπορεί να προκαλέσει πονοκέφαλο, ζάλη, και μερικές φορές το θάνατο. Κατά τη διάρκεια της καύσης το μεγαλύτερο μέρος του άνθρακα καίγεται και αντιδρά για να σχηματίσει διοξείδιο του άνθρακα, όμως μέρος του άνθρακα παραμένει στο ενδιάμεσο στάδιο, όπως το μονοξείδιο του άνθρακα. Η CO μπορεί να δημιουργηθεί λόγω της ατελούς καύσης, κακού σχεδιασμού του καυστήρα, κακών συνθηκών όπτησης, ή διαρροών στο φούρνο (Biarnes, 2013).

Εκπομπές ενώσεων θείου

το διοξείδιο του θείου, SO_2 , αποτελεί περίπου το 95% όλων των οξειδίων του θείου που απελευθερώνονται κατά την καύση. Πηγές του SO_2 είναι μια κύρια αιτία της όξινης βροχής, όταν αντιδρά με υδρατμό. Η EPA ρυθμίζει τις εκπομπές διοξειδίου του θείου από όξινη βροχή. Η μεγαλύτερη ποσότητα διοξειδίου του θείου παράγεται μέσω της παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας και μέσω βιομηχανικών διαδικασιών (Biarnes, 2013).

Το τριοξειδίου του θείου SO_3 , δεν είναι άφθονο σε καύση, αλλά είναι προβληματικό δεδομένου ότι είναι μια πηγή της διάβρωσης σε κρύες περιοχές των λεβήτων. Στις περισσότερες διαδικασίες, η μέτρηση των εκπομπών SO_3 δεν απαιτείται, αλλά το SO_3 πρέπει να εξαλειφθεί για να αποφευχθεί η υποβάθμιση των πεδίων (Biarnes, 2013).

Το υδρόθειο, H_2S , είναι ένα άχρωμο, εύφλεκτο και τοξικό αέριο που μπορεί να σχηματιστεί στην καύση. Ορισμένα αέρια, όπως το φυσικό αέριο, μπορεί να περιέχει έως 28% H_2S . Το H_2S μπορεί να διαμορφωθεί μέσα από πολλές διαδικασίες, όπως η υδροαποθείωση (Biarnes, 2013).

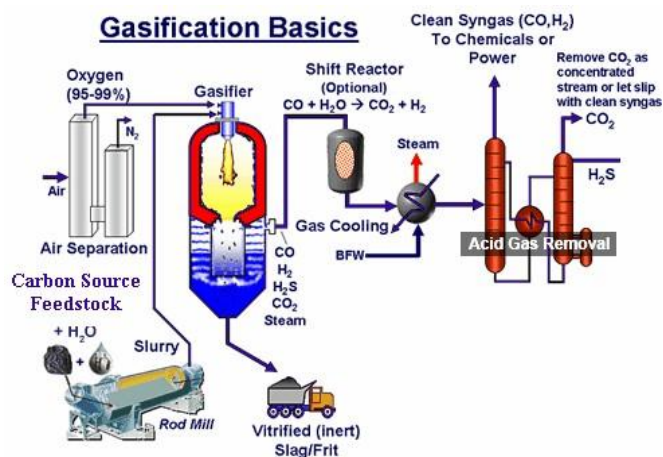
Διοξείδιο του άνθρακα

Διοξείδιο του άνθρακα, CO_2 , είναι πάντα ένα παραπροϊόν της καύσης. Το επίπεδο του διοξειδίου του άνθρακα που απελευθερώνεται εξαρτάται από τον τύπο του χρησιμοποιούμενου καυσίμου και την διαδικασία της καύσης. Όταν παράγεται φυσικά μέσω της αναπνοής και άλλων οργανικών διεργασιών, το διοξείδιο του άνθρακα είναι ένα πράσινο αέριο (Biarnes, 2013).

2.3.3. Αεριοποίηση

Αεριοποίηση ή 'έμμεση καύση' είναι η μετατροπή των στερεών αποβλήτων σε καύσιμα ή σύνθεση αερίων μέσω αντιδράσεων που μπορεί να οριστεί ως μια μερική οξείδωση των αποβλήτων με την παρουσία μιας ποσότητας οξειδωτικού μικρότερη από την απαιτούμενη για τη στοιχειομετρική τους καύση. Βασικά, ένα μέρος του καυσίμου καίγεται για να παρέχει τη θερμότητα που απαιτείται για την αεριοποίηση του υπόλοιπου (αυτοθερμική αεριοποίηση), η θερμική ενέργεια παρέχεται από μία εξωτερική τροφοδοσία (αλλοθερμική αεριοποίηση). Το αποτέλεσμα δεν είναι ένα καυτό αέριο, όπως στην συμβατική άμεση καύση των αποβλήτων, αλλά ένα καυτό καύσιμο αέριο (syngas), που περιέχει μεγάλες ποσότητες προϊόντων μη οξειδωμένων που έχουν θερμιδική αξία η οποία μπορεί να χρησιμοποιηθεί σε ένα ξεχωριστό εξοπλισμό της διαδικασίας. Το οργανικό περιεχόμενο

των αποβλήτων μετατρέπεται κυρίως σε μονοξείδιο του άνθρακα, υδρογόνο και κατώτερο ποσότητες μεθανίου, μολονότι το syngas έχει μολυνθεί από ανεπιθύμητα προϊόντα όπως σωματίδια, αλκαλικά μέταλλα, χλωρίδιο και θειούχου. Η συρρίκνωση του όγκου υγειονομικής ταφής και το υψηλό κόστος που συνδέεται με τις παραδοσιακές τεχνολογίες καύσης αυξάνει το ενδιαφέρον για την εφαρμογή της αεριοποίησης (Aрена, 2012).



Εικόνα 16. Εικονική απεικόνιση Αεριοποίησης

Η αεριοποίηση έχει αρκετά πλεονεκτήματα έναντι των παραδοσιακών τεχνικών καύσης των στερεών αποβλήτων που σχετίζονται κυρίως με τη δυνατότητα συνδυασμού της και τις συνθήκες για να αποκτηθεί ένα αέριο σύνθεσης κατάλληλο για χρήση σε διαφορετικές εφαρμογές. Μπορεί να χρησιμοποιηθεί ως καύσιμο αέριο που μπορεί να καίγεται σε συμβατικό καυστήρα συνδεδεμένο με ένα λέβητα και ένα ατμοστρόβιλο ή σε μια πιο αποτελεσματική συσκευή μετατροπής ενέργειας, όπως τις παλινδρομικές μηχανές αερίου ή τους αεριοστρόβιλους. Τα κύρια συστατικά του, μονοξείδιο του άνθρακα και υδρογόνο, μπορούν επίσης να προσφέρουν τα βασικά δομικά στοιχεία για την παραγωγή πολύτιμων προϊόντων, όπως χημικά και καύσιμα (Aрена, 2012).

Τύποι διαδικασίας

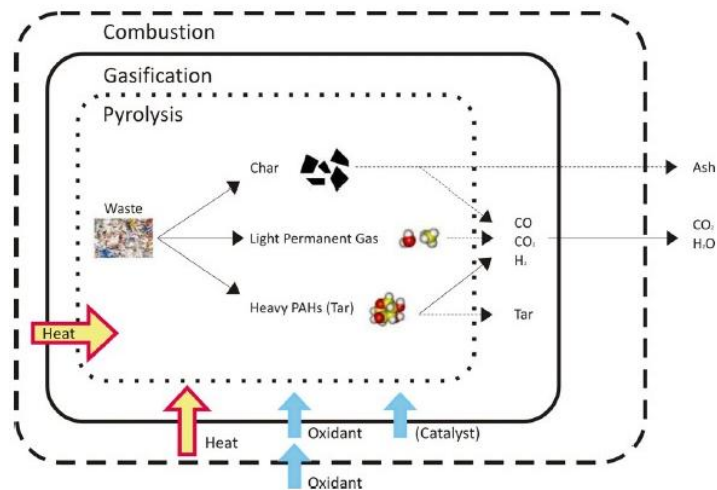
Η αεριοποίηση των στερεών αποβλήτων είναι μια πολύπλοκη διαδικασία που περιλαμβάνει έναν αριθμό φυσικών και χημικών αλληλεπιδράσεων που συμβαίνουν σε θερμοκρασίες γενικά υψηλότερες από 600 °C. Η ακριβής θερμοκρασία καθορίζεται από τον τύπο του αντιδραστήρα και τα χαρακτηριστικά των αποβλήτων. Οι διάφοροι τύποι των διεργασιών αεριοποίησης αποβλήτων γενικά ταξινομούνται βάσει του μέσου οξείδωσης: η διαδικασία μπορεί να διεξάγεται με μερική οξείδωση αέρα, αέρα εμπλουτισμένο σε

οξυγόνο ή καθαρό οξυγόνο, με αεριοποίηση με ατμό ή με αεριοποίηση πλάσματος (Arena, 2012).

Τα στάδια της μεθόδου

Η αεριοποίηση στερεών αποβλήτων περιλαμβάνει μια ακολουθία διαδοχικών, ενδόθερμων και εξώθερμων, βημάτων, που περιγράφονται σχηματικά με αναφορά στα κύρια αντιδρώντα και προϊόντα:

- Θέρμανση και ξήρανση, που λαμβάνει χώρα σε θερμοκρασίες μέχρι περίπου 160°C: περιλαμβάνει υγρό νερό, ατμό και πορώδη στερεά μέσω των οποίων μεταναστεύουν το υγρό και ο ατμός.
- Αποπτητικοποίηση (πυρόλυση ή θερμική αποσύνθεση) λαμβάνει χώρα σε θερμοκρασίες μέχρι περίπου 700 °C και περιλαμβάνει θερμικές αντιδράσεις πυρόλυσης μεταφορές θερμότητας και μάζας και για τον καθορισμό κάποια αέρια (όπως H₂, CO, CO₂, CH₄, H₂O, NH₃), πίσσα και τέφρα. Μέρος των παραγόμενων ατμών υφίσταται θερμική πυρόλυση σε αέριο και τέφρα. Για τα αστικά απόβλητα, οι πτητικές ουσίες αντιπροσωπεύουν ένα σημαντικό τμήμα των ανθρακούχων καύσιμων που παρέχει μια εύκολα αναφλέξιμη ατμόσφαιρα αερίων καυσίμων γύρω από τα στερεά απόβλητα καθώς και ως μέρος των παραγόμενων αερίων της διαδικασίας αεριοποίησης, όπως περιγράφεται σχηματικά παρακάτω. Η σύνθεση, οι ποσότητες και τα χαρακτηριστικά των χημικών ειδών που απελευθερώνονται από την απομάκρυνση των πτητικών (όχι απαραίτητα σε μια ενιαία φάση) εξαρτάται από διάφορους παράγοντες, κυρίως από την αρχική σύνθεση και τη δομή των αποβλήτων, τη θερμοκρασία, την πίεση και τη σύνθεση των αποβλήτων που αφορούν την ατμόσφαιρα και το ρυθμό θέρμανσης που επιβάλλονται από τον συγκεκριμένο τύπο αντιδραστήρα. Θα πρέπει να τονιστεί ότι η απομάκρυνση των πτητικών απελευθερώνει πολλά στοιχεία, και το υδρογόνο απαιτείται για τη μοριακή σύνδεση σε αρκετές από αυτές: τότε η αποπτητικοποίηση εξαντλεί το υδρογόνο από το αρχικό ανθρακούχο απόβλητο (Arena, 2012).



Εικόνα17. Συνολική απεικόνιση διεργασιών διαχείρισης στερεών αποβλήτων

- Ένας αριθμός χημικών αντιδράσεων συμβαίνει σε αναγωγικό περιβάλλον, δηλαδή με παρουσία οξυγόνου, σε σημαντικά χαμηλότερα ποσοστά (από 25 έως 50%) από αυτό που απαιτείται για τη στοιχειομετρική οξείδωση. Όπως υποδεικνύεται στον παρακάτω πίνακα, μια αυτόματη θερμική αεριοποίηση επεξεργάζεται την μερική οξείδωση του καύσιμου αερίου, ατμούς και τέφρα με μία ελεγχόμενη ποσότητα αέρα, οξυγόνο ή αέρα πλούσιο σε οξυγόνο παρέχει την απαραίτητη θερμότητα για τη θερμική πυρόλυση της τέφρας και των υδρογονανθράκων με την αεριοποίηση της τέφρας από ατμό ή διοξείδιο του άνθρακα. Κοιτάζοντας την ενθαλπία των αντιδράσεων No. 1, 2 και 3 του Πίνακα, μπορεί να συναχθεί ότι σε αυτόματη θερμική αεριοποίηση, περίπου το 28 % της αξίας της θέρμανσης του άνθρακα επενδύεται στην παραγωγή CO για να ληφθεί ότι το υπόλοιπο 72 % της τιμής θερμάνσεως του άνθρακα συντηρημένη στο αέριο. Το καύσιμο περιέχει επίσης κάποια υδρογόνο, το ποσοστό της θερμότητας του αρχικού καυσίμου, το οποίο γίνεται διαθέσιμο στο αέριο είναι μεταξύ 75 και 88 % : αν η τιμή αυτή ήταν μόνο το 50 % ή πιο κάτω, η αεριοποίηση δεν θα ήταν ενδιαφέρουσα διαδικασία για τον άνθρακα, τη βιομάζα και τα απόβλητα. Αντιθέτως, σε μια ετεροθερμική διαδικασία αεριοποίησης, η θερμότητα που απαιτείται από την ενδόθερμη διαδικασία παρέχεται από εξωτερικές πηγές, χρησιμοποιώντας θερμαινόμενα υλικά, από την καύση ορισμένων από τις τέφρες ή αερίων χωριστά ή με τη χρήση ενός φακού πλάσματος. Οι ειδικές αντιδράσεις αεριοποίησης είναι εκείνες που λαμβάνουν χώρα μεταξύ των στερεών αποβλήτων (τέφρα) και των αερίων εκτός από το οξυγόνο (Arena, 2012).

Πίνακας 3. Πίνακας κύριων αντιδράσεων αεριοποίησης

Main reactions in heterogeneous and homogeneous phase during the solid waste gasification process.

<i>Oxidation reactions</i>			
1	$C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$	-111 MJ/kmol	Carbon partial oxidation
2	$CO + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO_2$	-283 MJ/kmol	Carbon monoxide oxidation
3	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394 MJ/kmol	Carbon oxidation
4	$H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$	-242 MJ/kmol	Hydrogen oxidation
5	$C_n H_m + \frac{n}{2} O_2 \leftrightarrow nCO + \frac{m}{2} H_2$	Exothermic	$C_n H_m$ partial oxidation
<i>Gasification reactions involving steam</i>			
6	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	+131 MJ/kmol	Water-gas reaction
7	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41 MJ/kmol	Water-gas shift reaction
8	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3 H_2$	+206 MJ/kmol	Steam methane reforming
9	$C_n H_m + n H_2O \leftrightarrow nCO + (n + \frac{m}{2}) H_2$	Endothermic	Steam reforming
<i>Gasification reactions involving hydrogen</i>			
10	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-75 MJ/kmol	Hydrogasification
11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	-227 MJ/kmol	Methanation
<i>Gasification reactions involving carbon dioxide</i>			
12	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	+172 MJ/kmol	Boudouard reaction
13	$C_n H_m + nCO_2 \leftrightarrow 2nCO + \frac{m}{2} H_2$	Endothermic	Dry reforming
<i>Decomposition reactions of tars and hydrocarbons^a</i>			
14	$pC_x H_y \rightarrow qC_n H_m + rH_2$	Endothermic	Dehydrogenation
15	$C_n H_m \rightarrow nC + \frac{m}{2} H_2$	Endothermic	Carbonization

^a Note that $C_x H_y$ represents tars and, in general, the heavier fuel fragments produced by thermal cracking and $C_n H_m$ represents hydrocarbons with a smaller number of carbon atoms and/or a larger degree of unsaturation than $C_x H_y$.

2.3.4. Πυρόλυση

Πυρόλυση είναι η θερμική αποσύνθεση της πρώτης ύλης. Λαμβάνει χώρα σε ένα ευρύ φάσμα θερμοκρασιών και με απουσία οξυγόνου. Το τελικό προϊόν είναι ένα μίγμα στερεών (τέφρα), υγρών (οξυγονωμένα έλαια) και αερίου (syngas - που αποτελείται από CO₂, CO, CH₄, H₂). Τα πυρολυτικά έλαια και το syngas μπορούν να χρησιμοποιηθούν απευθείας ως καύσιμα λέβητα ή κατεργασμένα για υψηλότερης ποιότητας χρήσεις, όπως καύσιμα κινητήρων, χημικά προϊόντα, κόλλες, και άλλα προϊόντα. Το στερεό υπόλειμμα είναι ένας συνδυασμός από άκαυστα ανόργανα υλικά και άνθρακα (Stantec, 2011).

Η πυρόλυση απαιτεί θερμική ενέργεια που εφαρμόζεται συνήθως έμμεσα από τη θερμική αγωγιμότητα μέσω των τοιχωμάτων ενός αντιδραστήρα δεδομένου ότι ο αέρας ή το οξυγόνο δεν έχει προστεθεί σκοπίμως ή χρησιμοποιείται στην αντίδραση. Η μεταφορά της θερμότητας από τα τοιχώματα του αντιδραστήρα λαμβάνει χώρα κατά την πλήρωση του αντιδραστήρα με αδρανές αέριο το οποίο παρέχει επίσης ένα μέσο μεταφοράς για την απομάκρυνση των αερίων προϊόντων.

Η σύνθεση του προϊόντος πυρολύσεως μπορεί να τροποποιηθεί από τη θερμοκρασία, την ταχύτητα της διαδικασίας, και το ρυθμό μεταφοράς θερμότητας. Τα υγρά προϊόντα

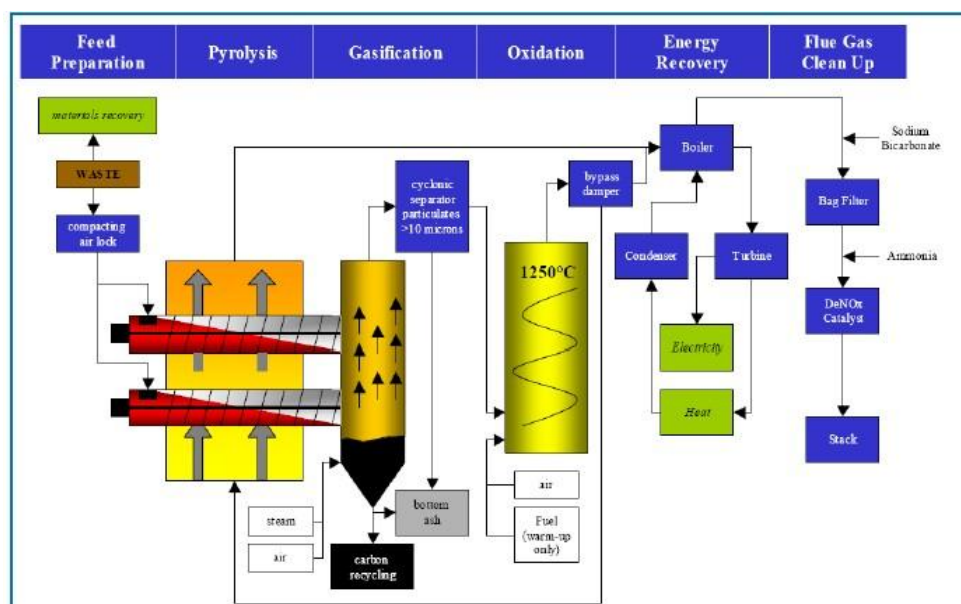
(πυρολυτικά έλαια) παράγονται σε χαμηλότερες θερμοκρασίες πυρόλυσεως ενώ το syngas παράγεται σε υψηλότερες θερμοκρασίες πυρόλυσης. Το syngas που παράγεται μπορεί να καεί σε έναν ξεχωριστό θάλαμο αντιδράσεως για την παραγωγή θερμικής ενέργειας η οποία μπορεί στη συνέχεια να χρησιμοποιηθεί για την παραγωγή ατμού ή για την παραγωγή ηλεκτρισμού (Stantec, 2011).

2.3.4.1. Θερμική τεχνολογία καταπόνησης (Fast πυρόλυση)

Αρχικά παράγεται βιοέλαιο και αέρια. Η βιομάζα θερμαίνεται γρήγορα (~1000-10,000 °C/s)μέχρι μια θερμοκρασίες περίπου 650°C-1,000°C ανάλογα με το επιθυμητό βιοέλαιο και τα αέρια. Τα παραγόμενα αέρια αποβάλλονται γρήγορα (t<2s) (Bezanson, 1999).

2.3.4.2. Αργή πυρόλυση

Αρχικά παράγεται τέφρα μέσω ανθρακοποίησης. Λαμβάνει χώρα σε χαμηλές θερμοκρασίες περίπου 400°C για μεγάλο χρονικό διάστημα για να σχηματίζεται μεγαλύτερη ποσότητα τέφρας. Αυτή είναι η παλαιότερη μέθοδος πυρόλυσης (Bezanson, 1999).



Εικόνα 18. Διάγραμμα ροής πυρόλυσης

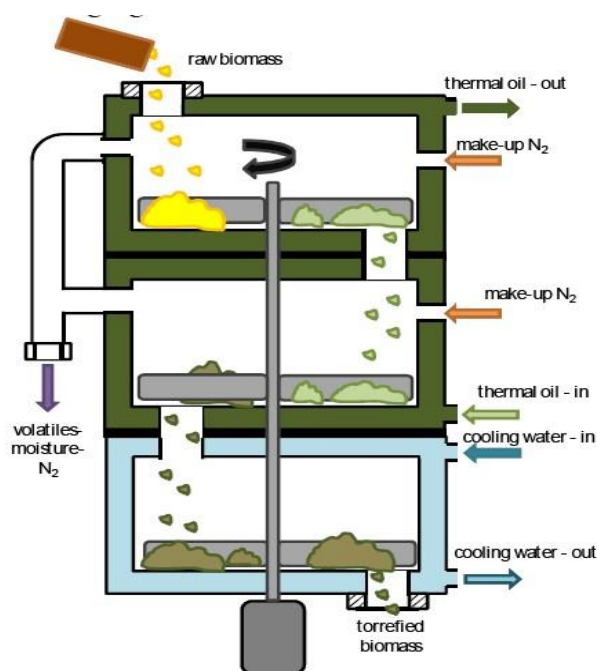
2.3.5. Απανθράκωση (Torrefaction)

Η καρβονοποίηση είναι μια ηπιότερη μορφή της πυρόλυσης και διεξάγεται σε θερμοκρασίες περίπου 200-300 ° C. Χρησιμοποιείται κυρίως ως στάδιο προ-επεξεργασίας της βιομάζας για να βελτιωθεί η ενεργειακή της πυκνότητα της μέσω ξηράνσεως. Κατά την καρβονοποίηση η βιομάζα ξηραίνεται και μερικώς αποβάλλονται κάποιες ουσίες της κατά τέτοιο τρόπο ώστε να υπάρχει μια σημαντική μείωση στο βάρος της βιομάζας, ενώ το ενεργειακό της περιεχόμενο διατηρείται. Επειδή η καρβονοποίηση κάνει τη βιομάζα εύθραυστη μειώνει το κόστος χειρισμού. Έτσι, επιτρέπει σε ένα ισχυρά ινώδες υλικό να γίνει εύθραυστο, όπως ο άνθρακας, έτσι ώστε να μπορεί να κονιοποιηθεί για να χρησιμοποιηθεί σε ένα λέβητα ή άλλο αντιδραστήρα (Bezanson, 1999).

Η καρβονοποίηση αλλάζει τη βιομάζα, αφού θα απορροφά λιγότερη υγρασία κατά την αποθήκευσή της σε σχέση με την αρχική βιομάζα, μειώνει το βάρος της στο 62 % -69 % της αρχικής της μάζας, αν και η ενεργειακή της πυκνότητα μπορεί να αυξηθεί κατά 29 % -33 % (Bezanson, 1999).

Πλεονεκτήματα

- Προσφέρει καθαρότερο καύσιμο με χαμηλή περιεκτικότητα σε οξύ στον καπνό .
- Απορροφά λιγότερη υγρασία όταν αποθηκεύεται
- Η υψηλότερη θερμιδική αξία μπορεί να επιτευχθεί
- Αυξάνει την ευκολία χειρισμού και επιτρέπει τη χρήση λεβήτων κονιοποιημένου άνθρακα



Εικόνα 19. Διάγραμμα ροής Torrefaction (Nikolopoulos et al., 2012)

Κεφάλαιο 3: Μαθηματικό μοντέλο

Στο παρακάτω κεφάλαιο παρατίθενται όλοι οι σχέσεις που χρησιμοποιήθηκαν για την μαθηματική μοντελοποίηση των τεχνολογιών. Επίσης, παρουσιάζονται λογικά διαγράμματα που αναπτύχθηκαν για το σχεδιασμό των τεχνολογιών καθώς παρουσιάζονται και οι πίνακες αποτελεσμάτων του μαθηματικού μοντέλου που προκύπτουν για τις εκάστοτε διεργασίες.

3.1. Αναγέννηση (Regeneration)

Σε όλες τις διεργασίες οι τύποι αφορούν: το ποσοστό ανάκτησης (που αναφέρεται στην ποσότητα καθαρού νερού που ανακτάται σε κάθε στάδιο της διεργασίας), κόστος (κόστος εγκατάστασης ή λειτουργικό κόστος ή κόστος χημικών ουσιών- όπου απαιτούνται) και ποσοστά απομάκρυνσης συγκεκριμένων παραμέτρων από το αρχικό ρεύμα (συνολική ποσότητα αιωρούμενων στερεών ή βιοχημικά απαιτούμενο οξυγόνο). Σε όλες τις σχέσεις θεωρήθηκε πως το $BOD_5=0,35 COD$, που είναι μια μέση τιμή και $BOD=BOD_5$ (Smith, 2005).

3.1.1. Χημική καθίζηση

Χημική πήξη των ακατέργαστων αποβλήτων υδάτων πριν από την καθίζηση προάγει την κροκύδωση λεπτότατων διαιρεμένων στερεών σε πιο εύκολα καθιζανόντων κροκιδομένων, ενισχύοντας έτσι την αποτελεσματικότητα των αιωρούμενων στερεών (TSS), το BOD_5 (βιοχημικό απαιτούμενο οξυγόνο) και την απομάκρυνση του φωσφόρου, σε σύγκριση με την απλή καθίζηση χωρίς πήξη (Πίνακας 2). Ο βαθμός καθαρισμού που λαμβάνεται εξαρτάται από την ποσότητα των χημικών ουσιών που χρησιμοποιούνται και την προσοχή με την οποία η διαδικασία είναι ελεγχόμενη (ESCWA, 2003).

Πίνακας 4. Προσδιορισμός ποσοστών απομάκρυνσης για τη χημική καθίζηση και τη χημική πήξη

Parameter	Percentage removal	
	Plain sedimentation	Chemical precipitation
Total suspended solids (TSS)	40-90	60-90
BOD_5	25-40	40-70
COD		30-60
Phosphorus	5-10	70-90
Bacteria loadings	50-60	80-90

Ποσοστά απομάκρυνσης (ESCWA, 2003):

$$\text{Total suspended solids} \left[\frac{kg}{day} \right] = 0,75 * \text{Total suspended solids}_{in} \left[\frac{kg}{day} \right]$$

$$BOD_5 \left[\frac{kg}{hr} \right] = 0,55 * BOD_{5in} \left[\frac{kg}{hr} \right]$$

$$COD \left[\frac{kg}{day} \right] = 0,45 * COD_{in} \left[\frac{kg}{day} \right]$$

Η συγκεκριμένη μέθοδος χρησιμοποιείται για την αναγέννηση καταλύτη. Έτσι, ανάλογα με την φόρτιση του καταλύτη επιλέγεται και διαφορετική χημική ουσία προς αντίδραση. Παρακάτω αναφέρεται το κόστος των χημικών ουσιών που επιλέχθηκαν.

Παρακάτω παρατίθεται το κόστος των επιλεγμένων χημικών που χρησιμοποιήθηκαν στην χημική καθίζηση (EPA, 2000):

Το κόστος του Θεικού σιδήρου (Ferrous Sulfate) δίνεται από την εξής σχέση:

$$\text{Operational Cost} \left[\frac{\text{million } \$ 2000}{\text{year}} \right] = 232,75 \left[\frac{\$}{t} \right] * \text{Flow of } FeSO_4 \left[\frac{t}{\text{year}} \right] * 10^{-6}$$

Το κόστος του Χλωριούχου σιδήρου (Ferric Chloride) δίνεται από την εξής σχέση:

$$\text{Operational Cost} \left[\frac{\text{million } \$ 2000}{\text{year}} \right] = 277,5 \left[\frac{\$}{t} \right] * \text{Flow of } FeCl_3 \left[\frac{t}{\text{year}} \right] * 10^{-6}$$

3.1.2. Ιοντική εναλλαγή (Ion exchange)

Αρχικά παρατίθεται ο παράγοντας αποτελεσματικότητας της αναγέννησης (Regeneration efficiency):

$$\text{Regeneration Efficiency} = 0,575$$

Η συνολική ροή του ανακτώμενου καταλύτη υπολογίζεται από:

$$\text{Total Flow of catalyst (regenerated)} \left[\frac{\text{kg}}{\text{day}} \right] = 0,575 * \text{Total Flow of catalyst}_{in} \left[\frac{\text{kg}}{\text{day}} \right]$$

Το κόστος κεφαλαίου (Capital cost) της διεργασίας Ιοντικής εναλλαγής δίνεται από την παρακάτω σχέση (Water Treatment Technology fact sheet):

$$\text{Capital cost} \left[\frac{\$2007}{y} \right] = 0,1 * \text{Total Flow} \left[\frac{\text{gal}}{\text{min}} \right]$$

Για να επιτευχθεί η ιοντική εναλλαγή χρησιμοποιούνται κατάλληλες χημικές ουσίες που εναλλάσσουν ιόντα με τις στοχευόμενες ουσίες. Τέλος για να γίνει ο καθαρισμός του προϊόντος χρησιμοποιούνται μεμβράνες οι οποίες πρέπει να αλλάζονται κάθε τρία χρόνια.

Το κόστος των επιλεγμένων χημικών ουσιών όπως και το κόστος της μεμβράνης παρουσιάζεται στους παρακάτω τύπους (US Department of Defence, 2008) .

Το κόστος του Υδροξειδίου του Νατρίου (Sodium Hydroxide) δίνεται από την εξής σχέση:

$$\text{Operational Cost} \left[\frac{\text{million } \$ 2007}{\text{year}} \right] = 0,05 \left[\frac{\$}{\text{lb}} \right] * \text{Flow of NaOH} \left[\frac{\text{lb}}{\text{year}} \right] * 10^{-6}$$

Το κόστος του Ανθρακικού Ασβεστίου (Calcite) δίνεται από την εξής σχέση:

$$\text{Operational Cost} \left[\frac{\text{million } \$ 2000}{\text{year}} \right] = 0,05 \left[\frac{\$}{t} \right] * \text{Flow of CaCO}_3 \left[\frac{t}{\text{year}} \right] * 10^{-6}$$

Το κόστος του Θεικού οξέος (Sulfic Acid) δίνεται από την εξής σχέση:

$$\text{Operational Cost} \left[\frac{\text{million } \$ 2007}{\text{year}} \right] = 0,05 \left[\frac{\$}{\text{lb}} \right] * \text{Flow of H}_2\text{SO}_4 \left[\frac{\text{lb}}{\text{year}} \right] * 10^{-6}$$

3.1.3. Παραδείγματα επεξεργασίας καταλυτών

Στην εξεταζόμενη περίπτωση υπάρχει ανάγκη για ανάκτηση τριών καταλυτών, το νικέλιο, το φορμικό και το μυρμηκικό οξύ. Παρακάτω παρατίθενται οι αντιδράσεις των καταλυτών με διάφορα αντιδραστήρια και ο υπολογισμός του κόστους για την εκάστοτε περίπτωση.

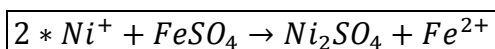
1. Νικέλιο (Ni^+)

Αρχικά, δίνεται η μαζική ροή του Νικελίου στο εξεταζόμενο ρεύμα:

$$Flow\ of\ Ni^+ = 83,5 \left[\frac{kg}{hr} \right]$$

A) Χημική καθίζηση

- I) Δίνεται η στοιχειομετρική εξίσωση του καταλύτη με τον θεικό σίδηρο (Ferrous Sulfate $FeSO_4$) και παρουσιάζεται αναλυτικά ο υπολογισμός των mol, της ροής και τέλος του κόστους του αντιδραστηρίου.



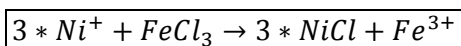
$$mol\ Ni^+ \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{Total\ Flow\ of\ Ni^+ \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{59 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

$$mol\ FeSO_4 \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{mol\ Ni^+ \left[\frac{mol}{hr} \right]}{2}$$

$$Total\ Flow\ of\ FeSO_4 \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{mol\ FeSO_4 \left[\frac{mol}{hr} \right] * 152 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}$$

$$Operational\ Cost \left[\frac{million\ \$\ 2000}{year} \right] = 232,75 \left[\frac{\$}{t} \right] * Flow\ of\ FeSO_4 \left[\frac{t}{year} \right] * 10^{-6}$$

- II) Δίνεται η στοιχειομετρική εξίσωση του καταλύτη με τον χλωριούχο σίδηρο (Ferric Chloride $FeCl_3$) και παρουσιάζεται αναλυτικά ο υπολογισμός των mol, της ροής και τέλος του κόστους του αντιδραστηρίου.



$$mol Ni^{+} \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{Total\ Flow\ of\ Ni^{+} \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{59 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

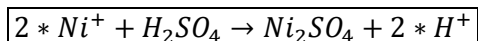
$$mol FeCl_3 \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{mol Ni^{+} \left[\frac{mol}{hr} \right]}{3}$$

$$Total\ Flow\ of\ FeCl_3 \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{mol FeCl_3 \left[\frac{mol}{hr} \right] * 162 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}$$

$$Operational\ Cost \left[\frac{million\ \$\ 2000}{year} \right] = 277 \left[\frac{\$}{t} \right] * Flow\ of\ FeCl_3 \left[\frac{t}{year} \right] * 10^{-6}$$

B) Ιοντική εναλλαγή

- 1) Δίνεται η στοιχειομετρική εξίσωση του καταλύτη με το Θεικό οξύ (Sulfic Acid H_2SO_4) και παρουσιάζεται αναλυτικά ο υπολογισμός των mol, της ροής και τέλος του κόστους του αντιδραστηρίου.



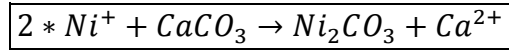
$$mol Ni^{+} \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{Total\ Flow\ of\ Ni^{+} \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{59 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

$$mol H_2SO_4 \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{mol Ni^{+} \left[\frac{mol}{hr} \right]}{2}$$

$$Total\ Flow\ of\ H_2SO_4 \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{mol H_2SO_4 \left[\frac{mol}{hr} \right] * 98 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}$$

$$Operational\ Cost \left[\frac{million\ \$\ 2007}{year} \right] = 0,05 \left[\frac{\$}{lb} \right] * Flow\ of\ H_2SO_4 \left[\frac{lb}{year} \right] * 10^{-6}$$

- II) Δίνεται η στοιχειομετρική εξίσωση του καταλύτη με το Ανθρακικό Ασβέστιο (Calcite $CaCO_3$) και παρουσιάζεται αναλυτικά ο υπολογισμός των mol, της ροής και τέλος του κόστους του αντιδραστήριου.



$$mol Ni^{+} \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{Total\ Flow\ of\ Ni^{+} \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{59 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

$$mol CaCO_3 \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{mol Ni^{+} \left[\frac{mol}{hr} \right]}{2}$$

$$Total\ Flow\ of\ CaCO_3 \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{mol CaCO_3 \left[\frac{mol}{hr} \right] * 100 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}$$

$$Operational\ Cost \left[\frac{million\ \$\ 2007}{year} \right] = 0,05 \left[\frac{\$}{t} \right] * Flow\ of\ CaCO_3 \left[\frac{t}{year} \right] * 10^{-6}$$

2. AACID, FACID (Μυρμηκικό οξύ και Φορμικό οξύ)

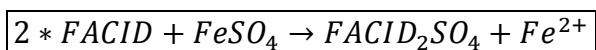
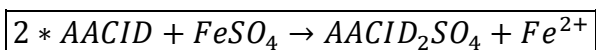
Παρακάτω δίνονται οι μαζικές ροές του μυρμηκικού και φορμικού οξέος αντίστοιχα:

$$Flow\ of\ AACID = 33,37 \left[\frac{kg}{hr} \right]$$

$$Flow\ of\ FACID = 17,93 \left[\frac{kg}{hr} \right]$$

A) Χημική καθίζηση

- l) Δίνεται η στοιχειομετρική εξίσωση των εκάστοτε καταλύτη (AACID, FACID) με τον θεικό σίδηρο (Ferrous Sulfate $FeSO_4$) και παρουσιάζεται αναλυτικά ο υπολογισμός των mol, της ροής και τέλος του κόστους του αντιδραστηρίου για τις δύο περιπτώσεις.



Για AACID:

$$mol AACID \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{Total Flow of AACID \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{60,05 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

$$mol FeSO_4 \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{mol AACID \left[\frac{mol}{hr} \right]}{2}, \text{για AACID}$$

$$Total Flow of FeSO_4 \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{mol FeSO_4 \left[\frac{mol}{hr} \right] * 152 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}, \text{για AACID}$$

$$Total Flow of FeSO_4 \left[\frac{t}{hr} \right] = Total Flow of FeSO_4 \left[\frac{kg}{hr} \right] * 10^{-3} \left[\frac{kg}{t} \right], \text{για AACID (1)}$$

Για FACID:

$$mol FACID \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{Total Flow of FACID \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{46,03 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

$$mol FeSO_4 \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{mol FACID \left[\frac{mol}{hr} \right]}{2}, \text{για FACID}$$

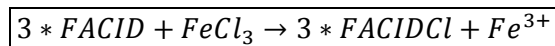
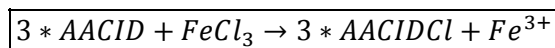
$$Total\ Flow\ of\ FeSO_4 \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{mol\ FeSO_4 \left[\frac{mol}{hr} \right] * 152 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}, \text{για FACID}$$

$$Total\ Flow\ of\ FeSO_4 \left[\frac{t}{hr} \right] = Total\ Flow\ of\ FeSO_4 \left[\frac{kg}{hr} \right] * 10^{-3} \left[\frac{kg}{t} \right], \text{για FACID(2)}$$

Προσθέτοντας τις σχέσεις (1) και (2) προκύπτει η συνολικά απαιτούμενη ροή του αντιδραστήριου $FeSO_4$, για την ανάκτηση και των δύο οξέων. Έτσι, χρησιμοποιώντας την αθροιστική ροή υπολογίζεται το λειτουργικό κόστος.

$$Operational\ Cost \left[\frac{million\ \$\ 2000}{year} \right] = 232,75 \left[\frac{\$}{t} \right] * Flow\ of\ FeSO_4 \left[\frac{kg}{year} \right] * 10^{-6}$$

- II) Δίνεται η στοιχειομετρική εξίσωση των εκάστοτε καταλύτη (AACID, FACID) καταλύτη με τον θειικό σίδηρο (Ferric Chloride $FeCl_3$) και παρουσιάζεται αναλυτικά ο υπολογισμός των mol, της ροής και τέλος του κόστους του αντιδραστήριου για τις δύο περιπτώσεις.



Για AACID:

$$mol\ AACID \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{Total\ Flow\ of\ AACID \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{60,05 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

$$mol\ FeCl_3 \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{mol\ AACID \left[\frac{mol}{hr} \right]}{3}, \text{για AACID}$$

$$Total\ Flow\ of\ FeCl_3 \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{mol\ FeCl_3 \left[\frac{mol}{hr} \right] * 162 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}, \text{για AACID}$$

$$\text{Total Flow of FeCl}_3 \left[\frac{t}{hr} \right] = \text{Total Flow of FeCl}_3 \left[\frac{kg}{hr} \right] * 10^{-3} \left[\frac{kg}{t} \right], \text{για AACID (1)}$$

Για FACID:

$$\text{mol FACID} \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right] = \frac{\text{Total Flow of FACID} \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{46,03 \left[\frac{g}{\text{mol}} \right]}$$

$$\text{mol FeCl}_3 \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right] = \frac{\text{mol FACID} \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right]}{3}, \text{για FACID}$$

$$\text{Total Flow of FeCl}_3 \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{\text{mol FeCl}_3 \left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}} \right] * 162 \left[\frac{g}{\text{mol}} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}, \text{για FACID}$$

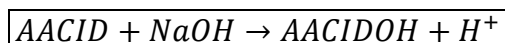
$$\text{Total Flow of FeCl}_3 \left[\frac{t}{hr} \right] = \text{Total Flow of FeCl}_3 \left[\frac{kg}{hr} \right] * 10^{-3} \left[\frac{kg}{t} \right], \text{για FACID(2)}$$

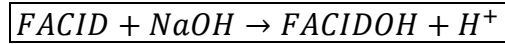
Προσθέτοντας τις σχέσεις (1) και (2) προκύπτει η συνολικά απαιτούμενη ροή του αντιδραστηρίου FeCl_3 , για την ανάκτηση και των δύο οξέων. Έτσι, χρησιμοποιώντας την αθροιστική ροή υπολογίζεται το λειτουργικό κόστος.

$$\text{Operational Cost} \left[\frac{\text{million \$ 2000}}{\text{year}} \right] = 277 \left[\frac{\$}{t} \right] * \text{Flow of FeCl}_3 \left[\frac{t}{\text{year}} \right] * 10^{-6}$$

B) Ιοντική εναλλαγή

- 1) Δίνεται η στοιχειομετρική εξίσωση των εκάστοτε καταλύτη (AACID, FACID) με το υδροξείδιο του νατρίου (Sodium Hydroxide NaOH) και παρουσιάζεται αναλυτικά ο υπολογισμός των mol, της ροής και τέλος του κόστους του αντιδραστηρίου για τις δύο περιπτώσεις.





Για AACID:

$$mol\ AACID \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{Total\ Flow\ of\ AACID \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{60,05 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

$$mol\ NaOH \left[\frac{mol}{hr} \right] = mol\ AACID \left[\frac{mol}{hr} \right], \gamma_{\alpha}\ AACID$$

$$Total\ Flow\ of\ NaOH \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{mol\ AACID \left[\frac{mol}{hr} \right] * 40 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}, \gamma_{\alpha}\ AACID$$

$$\boxed{Total\ Flow\ of\ NaOH \left[\frac{lb}{hr} \right] = \frac{Total\ Flow\ of\ NaOH \left[\frac{kg}{hr} \right]}{0,45 \left[\frac{kg}{lb} \right]}, \gamma_{\alpha}\ AACID\ (1)}$$

Για FACID:

$$mol\ FACID \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{Total\ Flow\ of\ FACID \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{46,03 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

$$mol\ NaOH \left[\frac{mol}{hr} \right] = mol\ FACID \left[\frac{mol}{hr} \right], \gamma_{\alpha}\ FACID$$

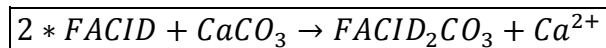
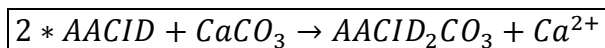
$$Total\ Flow\ of\ NaOH \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{mol\ FACID \left[\frac{mol}{hr} \right] * 40 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}, \gamma_{\alpha}\ FACID$$

$$Total\ Flow\ of\ NaOH\ \left[\frac{lb}{hr}\right] = \frac{Total\ Flow\ of\ NaOH\ \left[\frac{kg}{hr}\right]}{0,45\ \left[\frac{kg}{lb}\right]}, \text{για FACID (2)}$$

Προσθέτοντας τις σχέσεις (1) και (2) προκύπτει η συνολικά απαιτούμενη ροή του αντιδραστηρίου $NaOH$, για την ανάκτηση και των δύο οξέων. Έτσι, χρησιμοποιώντας την αθροιστική ροή υπολογίζεται το λειτουργικό κόστος.

$$Operational\ Cost\ \left[\frac{million\ \$\ 2007}{year}\right] = 0,05\ \left[\frac{\$}{lb}\right] * Flow\ of\ H_2SO_4\ \left[\frac{lb}{year}\right] * 10^{-6}$$

- II) Δίνεται η στοιχειομετρική εξίσωση των εκάστοτε καταλύτη (AACID, FACID) με το ανθρακικό ασβέστιο ($CaCO_3$) και παρουσιάζεται αναλυτικά ο υπολογισμός των mol, της ροής και τέλος του κόστους του αντιδραστηρίου για τις δύο περιπτώσεις.



Για AACID:

$$mol\ AACID\ \left[\frac{mol}{hr}\right] = \frac{Total\ Flow\ of\ AACID\ \left[\frac{kg}{hr}\right] * 1000\ \left[\frac{g}{kg}\right]}{60,05\ \left[\frac{g}{mol}\right]}$$

$$mol\ CaCO_3\ \left[\frac{mol}{hr}\right] = \frac{mol\ AACID\ \left[\frac{mol}{hr}\right]}{2}, \text{για AACID}$$

$$Total\ Flow\ of\ CaCO_3\ \left[\frac{kg}{hr}\right] = \frac{mol\ CaCO_3\ \left[\frac{mol}{hr}\right] * 100\ \left[\frac{g}{mol}\right]}{1000\ \left[\frac{g}{kg}\right]}, \text{για AACID}$$

$$\text{Total Flow of CaCO}_3 \left[\frac{t}{hr} \right] = \text{Total Flow of CaCO}_3 \left[\frac{kg}{hr} \right] * 10^{-3} \left[\frac{kg}{t} \right], \text{για AACID (1)}$$

Για FACID:

$$\text{mol FACID} \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{\text{Total Flow of FACID} \left[\frac{kg}{hr} \right] * 1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}{46,03 \left[\frac{g}{mol} \right]}$$

$$\text{mol CaCO}_3 \left[\frac{mol}{hr} \right] = \frac{\text{mol FACID} \left[\frac{mol}{hr} \right]}{2}, \text{για FACID}$$

$$\text{Total Flow of CaCO}_3 \left[\frac{kg}{hr} \right] = \frac{\text{mol CaCO}_3 \left[\frac{mol}{hr} \right] * 100 \left[\frac{g}{mol} \right]}{1000 \left[\frac{g}{kg} \right]}, \text{για FACID}$$

$$\text{Total Flow of CaCO}_3 \left[\frac{t}{hr} \right] = \text{Total Flow of CaCO}_3 \left[\frac{kg}{hr} \right] * 10^{-3} \left[\frac{kg}{t} \right], \text{για FACID (2)}$$

Προσθέτοντας τις σχέσεις (1) και (2) προκύπτει η συνολικά απαιτούμενη ροή του αντιδραστηρίου CaCO_3 , για την ανάκτηση και των δύο οξέων. Έτσι, χρησιμοποιώντας την αθροιστική ροή υπολογίζεται το λειτουργικό κόστος.

$$\text{Operational Cost} \left[\frac{\text{million \$ 2007}}{\text{year}} \right] = 0,05 \left[\frac{\$}{t} \right] * \text{Flow of CaCO}_3 \left[\frac{t}{\text{year}} \right] * 10^{-6}$$

3.2. Διεργασίες επαναχρησιμοποίησης

Παρακάτω δίνονται οι τύποι στους οποίους στηρίζεται ο σχεδιασμός των διεργασιών αντίστροφης όσμωσης και μικροφίλτρων. Οι διεργασίες αυτές έχουν ως στόχο την παραγωγή νερού με πολύ υψηλή καθαρότητα (~100%).

3.2.1. Αντίστροφη όσμωση

Η διεργασία της αντίστροφης όσμωσης πραγματοποιείται σε τρία στάδια όπου το καθένα έχει διαφορετική απόδοση. Επίσης, παρατίθενται κάποιοι περιορισμοί για το ποσοστό συγκέντρωσης (των ουσιών που θα απομακρυνθούν από το νερό), την ροή του ρεύματος και το ποσοστό περιεχόμενων αλάτων.

Παρακάτω δίνονται κάποια όρια για τις τιμές του ποσοστού συγκέντρωσης των επιμέρους ουσιών που θα απομακρυνθούν από το διάλυμα, την τιμή ροής που μπορεί να έχει το μη αξιοποιούμενο υγρό προς επεξεργασία και της τιμής αλάτων που μπορούν να περιέχονται μέσα στο υγρό. Θεωρείται πως το μη αξιοποιούμενο υγρό είναι δευτερεύον απόβλητο, αφού προκύπτει από βιοδιυλιστήριο δεύτερης γενιάς. Secondary waste media filtration (boundaries) and Recovery rate (Lewabrane, 2012):

$$\text{Concentrate flow rate} < 3,6$$

$$\text{Feed flow rate} < 12$$

$$\text{Salt passage increase} > 15$$

Δίνονται τα ποσοστά ανάκτησης ανά στάδιο στη διεργασία αντίστροφης όσμωσης. Θεωρείται πως ο μέγιστος αριθμός σταδίων είναι τρία, γιατί η ανάκτηση είναι αρκετά μεγάλη (Lewabrane, 2012):

$$1st\ stage = 0,5 * Total\ flow \left[\frac{kg}{hr} \right]$$

$$2nd\ stage = 0,75 * Total\ flow \left[\frac{kg}{hr} \right]$$

$$3rd\ stage = 0,875 * Total\ flow \left[\frac{kg}{hr} \right]$$

Το κόστος της αντίστροφης όσμωσης εξαρτάται από την συνολική ροή εισόδου, και από το λειτουργικό κόστος, που αναφέρεται στη χρήση μεμβρανών (που πρέπει να αλλάζονται κάθε τρία χρόνια).

Το κόστος κεφαλαίου δίνεται από τον παρακάτω τύπο(Yeo, 2010):

$$\text{Capital cost} \left[\frac{\$}{d} \right] = 0,048 * \text{Total flow} \left[\frac{\text{gal}}{\text{day}} \right]$$

Ο τύπος υπολογισμού του κόστους της μεμβράνης δίνεται συναρτήσει της επιφάνειας της μεμβράνης και κάποιου συντελεστή. Έτσι, στην παρακάτω σχέση δίνεται ο τύπος υπολογισμού της επιφάνειας της μεμβράνης (Membrane Separation, 2014):

$$\text{Membrane surface} [ft^2] = \frac{\text{Total flow} \left[\frac{\text{gal}}{h} \right]}{1100 \left[\frac{\text{gal}}{h * ft^2} \right]}$$

Το κόστος της μεμβράνης εξαρτάται τόσο από την επιφάνειά της αλλά και από τους πόρους τους οποίους διαθέτει. Όσο πιο μικροί είναι οι πόροι τόσο πιο ακριβής γίνεται ο διαχωρισμός αλλά ακριβαίνει και η μεμβράνη. Σε αυτό το σημείο αξίζει να σημειωθεί πως για το μοντέλο των υπερδομών χρησιμοποιήθηκε ένα μόνο κόστος μεμβράνης, το οποίο προέκυψε ως μέσος όρος των υπολοίπων (δηλαδή μέσος όρος των συντελεστών κόστους) (Membrane Separation, 2014).

Membrane cost[\$] (Membrane Separation, 2014):

½'' tube

$$\text{Membrane cost} [\$] = 40 * \text{Membrane surface} [ft^2]$$

Hollow fiber (5'')

$$\text{Membrane cost} [\$] = 32 * \text{Membrane surface} [ft^2]$$

Spiral (4'')

$$\text{Membrane cost} [\$] = 24 * \text{Membrane surface} [ft^2]$$

Spiral (8'')

$$\text{Membrane cost} [\$] = 14 * \text{Membrane surface} [ft^2]$$

3.2.2. Μικροφιλτράρισμα

Αρχικά, παρατίθεται το ποσοστό ανάκτησης που μπορεί να επιτευχθεί από την τεχνολογία του μικροφιλτραρίσματος (EPA, 2005):

$$\text{Percentage of recovery} = 0,85 * \text{Total Flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Το κόστος της τεχνολογίας μικροφιλτραρίσματος εξαρτάται από την συνολική ροή εισόδου, και από το λειτουργικό κόστος, που αναφέρεται στη χρήση μεμβρανών (πρέπει να αλλάζονται κάθε τρία χρόνια).

Το κόστος κεφαλαίου, το λειτουργικό αλλά και το κόστος συντήρησης δίνεται από τις παρακάτω σχέσεις (Microfiltration/ Ultrafiltration):

$$\text{Capital cost} \left[\frac{\text{million \$}}{\text{year}} \right] = 4,3 * \text{Total flow} \left[\frac{mg}{\text{day}} \right]$$

$$\text{Annual Operating and maintenance cost} \left[\frac{\text{million \$}}{\text{year}} \right] = 1,1 \left[\frac{\$}{\text{gal}} \right] * \text{Total flow} \left[\frac{\text{gal}}{\text{year}} \right]$$

Το κόστος των μεμβρανών εξαρτάται από την επιφάνεια της μεμβράνης και δίνεται από την παρακάτω σχέση (Membrane Separation, 2014):

$$\text{Membrane surface} [ft^2] = \frac{\text{Total flow} \left[\frac{gal}{h} \right]}{1100 \left[\frac{gal}{h * ft^2} \right]}$$

Membrane cost[\$](Membrane Separation, 2014):

1" tube

$$\text{Membrane cost} [\$] = 40 * \text{Membrane surface} [ft^2]$$

3.3. Επεξεργασίες στερεών ρευμάτων (Solid processes)

Για κάθε διεργασία επεξεργασίας παρατίθενται τύποι που αφορούν το κόστος (κόστος εγκατάστασης, λειτουργικό κόστος), ενέργεια (παραγόμενη ή καταναλισκόμενη) και τη σύσταση των εξερχόμενων ρευμάτων.

3.3.1. Καύση

Η εξερχόμενη μάζα που προκύπτει από την καύση δίνεται στην παρακάτω σχέση (Wikipedia, 2013):

$$\text{Εξερχόμενη μάζα} \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,15 * \text{Total flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Στις παρακάτω σχέσεις παρουσιάζεται ο τρόπος υπολογισμού του κόστους κεφαλαίου, του κόστους εργασίας (ανοιγμένο στο χρόνο) και το λειτουργικό κόστος.

Το κόστος κεφαλαίου δίνεται συναρτήσει του αριθμού κλιβάνων που χρειάζονται στην διεργασία. Ο αριθμός κλιβάνων υπολογίζεται από την συνολική μαζική παροχή του ρεύματος διαιρεμένη με τη μέγιστη μαζική παροχή που μπορεί να δεχτεί ένας κλίβανος (Mukhtar,2007).

$$\text{Number of incinerators} = \frac{\text{Total flow} \left[\frac{kg}{h} \right]}{81 \left[\frac{kg}{h} \right]}$$

$$\text{Capital Cost}[\$] = 18000[\$] * \text{Number of incinerators}$$

Το λειτουργικό κόστος προκύπτει από το άθροισμα του κόστους συντήρησης και του κόστους εργασίας και είναι ανηγμένα στο χρόνο. Θεωρώντας πως η διάρκεια ζωής κάθε κλιβάνου είναι περίπου επτά χρόνια υπολογίζεται και το λειτουργικό κόστος στα επτά χρόνια. Ο υπολογισμός γίνεται χρησιμοποιώντας τις παρακάτω σχέσεις (Mukhtar, 2007):

$$\text{Annual Labor Cost} \left[\frac{\$}{\text{year}} \right] = \frac{\text{Total flow} \left[\frac{kg}{\text{year}} \right]}{408} * 0,5 * 10$$

$$\text{Annual maintenance cost} \left[\frac{\$}{\text{year}} \right] = 300 \left[\frac{\$}{\text{year}} \right]$$

$$\text{Annual operating cost} \left[\frac{\$}{\text{year}} \right] = \left(\text{Annual labor cost} \left[\frac{\$}{\text{y}} \right] + \text{Annual maintenance cost} \left[\frac{\$}{\text{y}} \right] \right) * (1 + 0,07)$$

$$\text{Operating cost for 7 years (incinerators' life)}[\$] = 7[\text{y}] * \text{Annual operating cost} \left[\frac{\$}{\text{y}} \right]$$

Η κατανάλωση ενέργειας στην καύση είναι μηδενική. Από την καύση παράγεται ηλεκτρική και θερμική ενέργεια είτε από συμβατές γεννήτριες είτε από σύγχρονες μονάδες. Σε αυτό το σημείο αξίζει να σημειωθεί πως στο μοντέλο των υπερδομών χρησιμοποιήθηκαν μόνο οι σχέσεις που αφορούν τις συμβατικές γεννήτριες (Appels, 2008):

Συμβατικές γεννήτριες:

$$\text{Παραγόμενη ηλεκτρική ενέργεια}[kWh] = (-1) * 0,35 * LHV \left[\frac{kWh}{kg} \right] * \text{Total flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$\text{Παραγόμενη θερμική ενέργεια}[kWh] = 3 * \text{Παραγόμενη ηλεκτρική ενέργεια} [kWh]$$

Σύγχρονες μονάδες:

$$\text{Παραγόμενη ηλεκτρική ενέργεια}[kWh] = (-1) * 0,5 * LHV \left[\frac{kWh}{kg} \right] * \text{Total flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$\text{Παραγόμενη θερμική ενέργεια}[kWh] = 3 * \text{Παραγόμενη ηλεκτρική ενέργεια} [kWh]$$

3.3.2. Αποτέφρωση

Αρχικά, παρατίθενται τα ποσοστά εξερχόμενων ρευμάτων από τη διεργασία της αποτέφρωσης. Αυτά είναι διοξείδιο του άνθρακα, αζωτούχες ενώσεις, νερό και στάχτη (Wikipedia, 2013):

$$CO_2 \left[\frac{kg}{h} \right] = \%C \text{ (ρεύματος)} * Total \text{ flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$NO_x \left[\frac{kg}{h} \right] = \%N \text{ (ρεύματος)} * Total \text{ flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$H_2O \left[\frac{kg}{h} \right] = H_2O \left[\frac{kg}{h} \right] \text{ (που εισάγεται στο ρεύμα)}$$

$$Total \text{ ash} \left[\frac{kg}{h} \right] = 17,5\% * Total \text{ flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$Fly \text{ ash} \left[\frac{kg}{h} \right] = 15\% * Total \text{ ash} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Η ποσότητα οξυγόνου και αέρα που απαιτούνται για την καύση δίνεται από τις παρακάτω σχέσεις (Wikipedia, 2013):

$$Oxygen \text{ required} \left[\frac{kg}{h} \right] = 12 * CO_2 \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$Air \text{ required} \left[\frac{kg}{h} \right] = \frac{Oxygen \text{ required} \left[\frac{kg}{h} \right] * 100}{21}$$

(ποσοστό οξυγόνου στον αέρα)

Κατά την αποτέφρωση δεν γίνεται κατανάλωση ενέργειας. Η ηλεκτρική ενέργεια που παράγεται είναι ανά τόνο TSS 2 MWh. Η θερμική ενέργεια ισούται με την ηλεκτρική. Η παραγωγή ενέργειας δίνεται από τις παρακάτω σχέσεις (Wikipedia, 2013):

$$\text{Energy produced (electrical)}[kWh] = TSS \left[\frac{t}{h} \right] * \left[(2 * 1000) - H_2O \left[\frac{kg}{h} \right] * \text{Latent heat } H_2O \left[\frac{kWh}{kg} \right] \right]$$

$$\text{Heat produced}[KWh] = \text{Energy produced (electrical)}[kWh]$$

Το κύριο κόστος της διεργασίας είναι συναρτήσει της μαζικής ροής και δίνεται από τον παρακάτω τύπο (Waste of Energy, 2011):

$$\text{Capital cost} = 200.000 * \text{Total flow} \left[\frac{t}{day} \right]$$

Για να επιτευχθεί το κατάλληλο ποσοστό υγρασίας του ρεύματος πρέπει να προστεθεί ξηραντήρας. Το κόστος του ξηραντήρα δίνεται από τις παρακάτω σχέσεις (Κροκίδα, 2003):

Οι εξισώσεις του κόστους της ξήρανσης είναι:

$$Q = A \cdot U \cdot \Delta T_m$$

Όπου, A : η επιφάνεια του ξηραντήρα (m²)

Q : το θερμικό φορτίο (kW)

ΔT_m : η λογαριθμική μέση θερμοκρασιακή διαφορά (°C)

U : ο συνολικός συντελεστής μεταφοράς θερμότητας ($\frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C}$)

$$\Delta T_m = \frac{(T_s - T_1) - (T_s - T_2)}{\ln \left(\frac{T_s - T_1}{T_s - T_2} \right)}$$

Όπου, T_s : η θερμοκρασία συμπύκνωσης του ατμού θέρμανσης. Υποθέσαμε ότι T_s = 130 °C, και T₁ T₂ οι θερμοκρασίες αντίστοιχα εισόδου και εξόδου του ρεύματος.

Ο συνολικός συντελεστής μεταφοράς θεωρείται: U=0,5 $\frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C}$, για ρευστοσυμπιεσμένο ατμό και σχεδιαστική μεταβλητή.

Και έχοντας τέλος το θερμικό φορτίο, που στην περίπτωση μας είναι η θερμική ενέργεια που παράγεται από την αποτέφρωση, υπολογίζεται η συνολική επιφάνεια του ξηραντήρα. Έπειτα, θεωρώντας πως ο τύπος του ξηραντήρα είναι Rotary hot air heated, ο τύπος κόστους είναι (Walas, 1990):

Rotary hot air heated:

$$C[\$]=2,38*(1+fg+fm)*(A[\text{sqft}])^{0,63}$$

Όπου fg=0, για hot air και fm=0,25 για Lined with stainless 304-20%

3.3.3. Αεριοποίηση

Στις παρακάτω σχέσεις δίνονται τα ποσοστά εξερχόμενων ρευμάτων από την αεριοποίηση. Αυτά είναι αέρια (μονοξείδιο του άνθρακα, μεθάνιο, υδρογόνο διοξείδιο του άνθρακα και άζωτο), τέφρα και υγρά (Wikipedia, 2013):

$$Gas \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,85 * Total\ flow \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$Char \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,1 * Total\ flow \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$Liquid \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,05 * Total\ flow \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$CO \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,2 * Gas \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$CH_4 \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,05 * Gas \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$H_2 \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,2 * Gas \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$CO_2 \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,12 * Gas \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$N_2 \left[\frac{kg}{h} \right] = Gas \left[\frac{kg}{h} \right] - Sum(CO \left[\frac{kg}{h} \right] + CH_4 \left[\frac{kg}{h} \right] + H_2 \left[\frac{kg}{h} \right] + CO_2 \left[\frac{kg}{h} \right])$$

Η καταναλισκόμενη ενέργεια εξαρτάται από τη μαζική παροχή της διεργασίας, και δίνεται από τον εξής τύπο (Dasappa, 2007):

$$Energy[kWh] = \frac{Total\ flow\ \left[\frac{kg}{h}\right]}{1,4}$$

Από την αεριοποίηση παράγεται θερμική ενέργεια η οποία δίνεται από την εξής σχέση(Dasappa, 2007):

$$Thermal\ Energy\ produced[kW] = 3500 * Total\ flow\ \left[\frac{t}{h}\right] - \left[H_2O\ \left[\frac{kg}{h}\right] * Latent\ heat\ H_2O\ \left[\frac{kWh}{kg}\right] \right]$$

Το κύριο κόστος της αεριοποίησης εξερτάται από το ποσό θερμικής ενέργειας που παράγεται και δίνεται από τον παρακάτω τύπο (NREL, 1996):

$$Capital\ Cost[\$] = 1371\ \left[\frac{\$}{kW}\right] * Thermal\ Energy\ produced[kW]$$

3.3.4. Απανθράκωση

Κατά τη διάρκεια της απανθράκωσης η εισερχόμενη ροή ξηραίνεται, και αποβάλλονται πολλά συστατικά της, έτσι το βάρος της μειώνεται σε μεγάλο ποσοστό (65,5%), ενώ το ενεργειακό της περιεχόμενο (LHV) αυξάνεται. Τα δύο αυτά χαρακτηριστικά της απανθράκωσης παρουσιάζονται στις δύο επόμενες σχέσεις(Bezanson):

$$Total\ Flow\ of\ Biomass\ \left[\frac{kg}{h}\right] = Total\ flow\ \left[\frac{kg}{h}\right] - 65,5\% * Total\ flow\ \left[\frac{kg}{h}\right]$$

Increase of energy density (LHV) (Bezanson):

$$LHV\ \left[\frac{MJ}{kg}\right] = LHV\ \left[\frac{MJ}{kg}\right] + 0,33 * LHV\ \left[\frac{MJ}{kg}\right]$$

Η απαιτούμενη ενέργεια υπολογίζεται συναρτήσει της μαζικής ροής, για την ακρίβεια για την επεξεργασία 1ς τόνου βιομάζας υπολογίζεται πως χρειάζονται 40 kWh. Σε αυτό το σημείο αξίζει να σημειωθεί επίσης πως κατά την απανθράκωση δεν παράγεται καμία μορφή ενέργειας. Ο υπολογισμός ενέργειας δίνεται από τον παρακάτω τύπο (Bridgwater, 2009):

$$\text{Energy required [kWh]} = \text{Total Flow} \left[\frac{t}{h} \right] * 40 \left[\frac{kWh}{t} \right]$$

Το κύριο κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της ξηρής μαζικής ροής της βιομάζας, θεωρώντας πως η εισερχόμενη μαζική ροή περιείχε αρχικά 30% υγρασία. Επίσης, το λειτουργικό κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της απαιτούμενης ενέργειας και της τιμής της kWh (η οποία θεωρήθηκε περίπου 0,035 \$ ανά kWh).

$$\text{Capital cost [\$]} = 4,5 * (\text{biomass feed rate dry} \left[\frac{t}{h} \right])^{0,67}$$

$$\text{Operating cost} \left[\frac{\text{million \$}}{y} \right] = (0,035 * \text{Energy required [kWh]} * 10^{-6})$$

3.3.5. Πυρόλυση

Η τεχνολογία της πυρόλυσης χωρίζεται σε δύο διαφορετικά είδη: τη γρήγορη και την αργή πυρόλυση. Η διαφορά μεταξύ των δύο αυτών ειδών, πέρα από την ταχύτητα και τη θερμοκρασία (όπως προαναφέρθηκε), εντοπίζεται στα ποσοστά εξερχόμενων ρευμάτων και στο κόστος κεφαλαίου. Πιο συγκεκριμένα παρατίθενται οι τύποι που περιγράφουν τις τεχνολογίες παρακάτω.

3.3.5.1. Γρήγορη πυρόλυση

Αρχικά, παρουσιάζονται οι σχέσεις που αφορούν τις εξερχόμενες μαζικές ροές της γρήγορης πυρόλυσης. Όπως, φαίνεται και από τους παρακάτω τύπους από τη γρήγορη πυρόλυση προέρχονται τρία διαφορετικά ρεύματα εξόδου: ένα υγρό (oil), ένα στερεό (Char), και ένα αέριο (Gas).

Στους παρακάτω τύπους δίνονται οι μαζικές ροές των εξερχόμενων ρευμάτων (Bridgwater, 2009):

$$Oil \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,5 * Total\ flow \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$Char \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,2 * Total\ flow \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$Gas \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,3 * Total\ flow \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Η απαιτούμενη ενέργεια υπολογίζεται συναρτήσει της μαζικής ροής, για την ακρίβεια για την επεξεργασία 1 τόνου βιομάζας υπολογίζεται πως χρειάζονται 40 kWh. Σε αυτό το σημείο αξίζει να σημειωθεί πως επίσης δεν παράγεται καμία μορφή ενέργειας. Ο υπολογισμός ενέργειας δίνεται από τον παρακάτω τύπο (Bridgwater, 2009):

$$Energy\ required\ [kWh] = Total\ Flow \left[\frac{t}{h} \right] * 40 \left[\frac{kWh}{t} \right]$$

Το κύριο κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της ξηρής μαζικής ροής της βιομάζας, θεωρώντας πως η εισερχόμενη μαζική ροή περιείχε αρχικά 30% υγρασία. Επίσης, το λειτουργικό κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της απαιτούμενης ενέργειας και της τιμής της kWh (η οποία θεωρήθηκε περίπου 0,035 \$ ανά kWh).

$$Capital\ cost\ [\$] = 4,5 * (biomass\ feed\ rate\ dry \left[\frac{t}{h} \right])^{0,67}$$

$$Operating\ cost \left[\frac{million\ \$}{y} \right] = (0,035 * Energy\ required\ [kWh] * 10^{-6})$$

3.3.5.2. Αργή Πυρόλυση

Αρχικά, παρουσιάζονται οι σχέσεις που αφορούν τις εξερχόμενες μαζικές ροές της αργής πυρόλυσης. Όπως, φαίνεται και από τους παρακάτω τύπους από τη γρήγορη πυρόλυση προέρχονται τρία διαφορετικά ρεύματα εξόδου: ένα υγρό (oil), ένα στερεό (Char), και ένα αέριο (Gas).

Στους παρακάτω τύπους δίνονται οι μαζικές ροές των εξερχόμενων ρευμάτων (Bridgwater, 2009):

$$\text{Oil} \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,3 * \text{Total flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$\text{Char} \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,35 * \text{Total flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

$$\text{Gas} \left[\frac{kg}{h} \right] = 0,35 * \text{Total flow} \left[\frac{kg}{h} \right]$$

Η απαιτούμενη ενέργεια υπολογίζεται συναρτήσει της μαζικής ροής, για την ακρίβεια για την επεξεργασία 1 τόνου βιομάζας υπολογίζεται πως χρειάζονται 40 kWh. Σε αυτό το σημείο αξίζει να σημειωθεί πως επίσης δεν παράγεται καμία μορφή ενέργειας. Ο υπολογισμός ενέργειας δίνεται από τον παρακάτω τύπο (Bridgwater, 2009):

$$\text{Energy required [kWh]} = \text{Total Flow} \left[\frac{t}{h} \right] * 40 \left[\frac{kWh}{t} \right]$$

Το κύριο κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της μαζικής ροής της βιομάζας. Δίνεται από τον παρακάτω τύπο (Lehmann, 2009):

$$\text{Capital cost [million \$]} = 0,5 * 23,7 * \text{Total flow} \left[\frac{t}{h} \right]$$

Το λειτουργικό κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της απαιτούμενης ενέργειας και της τιμής της kWh (η οποία θεωρήθηκε περίπου 0,035 \$ ανά kWh) (Bridgwater, 2009).

$$\text{Operating cost} \left[\frac{\text{million \$}}{y} \right] = (0,035 * \text{Energy required [kWh]} * 10^{-6})$$

3.4. Αποτελέσματα

Στο υποκεφάλαιο αυτό παρουσιάζονται τα λογικά διαγράμματα των τεχνολογιών, που αναπτύχθηκαν ώστε να γίνει ένα πρώτος διαχωρισμός των ρευμάτων. Στη συνέχεια παρατίθενται οι πίνακες αποτελεσμάτων που προέκυψαν από το μαθηματικό μοντέλο.

3.4.1. Λογικά διαγράμματα τεχνολογιών διαχείρισης

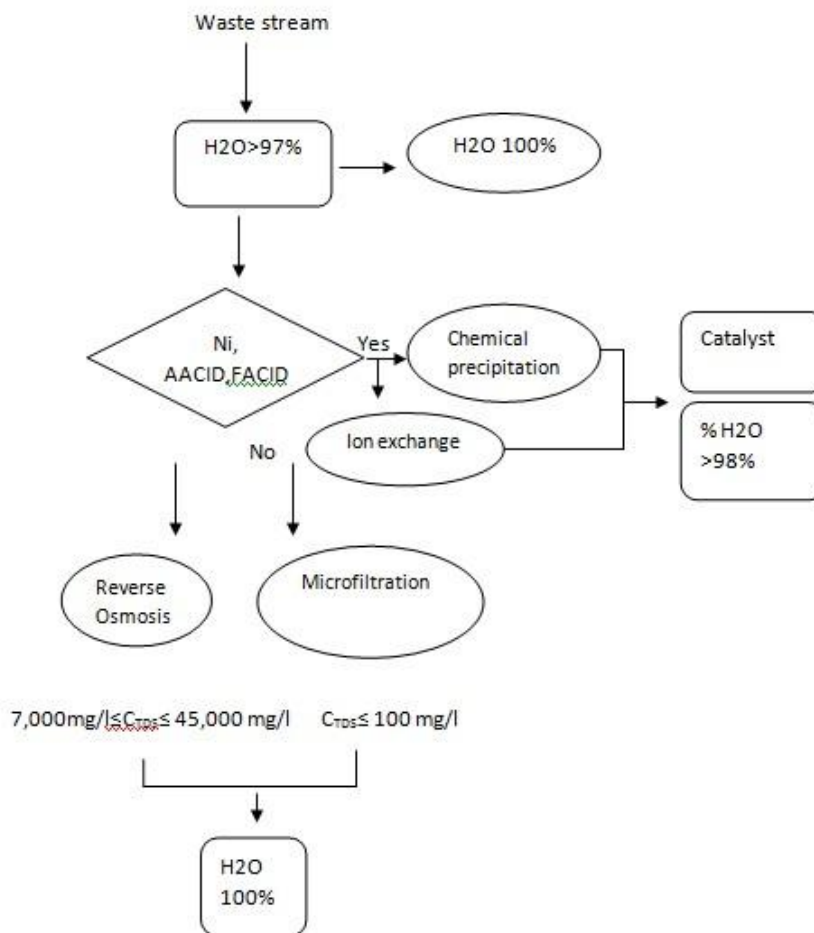
Στο παρακάτω λογικό διάγραμμα παρουσιάζονται οι τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης και αναγέννησης, γιατί και στις δύο κατηγορίες οδηγούνται ρεύματα με υψηλή περιεκτικότητα σε νερό (της τάξης του 97%), που αποτελεί και το πρώτο κριτήριο. Στο λογικό διάγραμμα, επίσης, παρουσιάζονται τα εξερχόμενα ρεύματα των εκάστοτε τεχνολογιών και παρουσιάζονται και τα ρεύματα 100% νερού τα οποία δεν εξετάζονται γιατί μπορούν να επαναχρησιμοποιηθούν άμεσα στο βιοδιυλιστήριο χωρίς καμία επεξεργασία.

Τα κριτήρια σύμφωνα με τα οποία γίνεται ο διαχωρισμός των τεχνολογιών είναι τα εξής:

- Αρχικά σε αυτές τις τεχνολογίες έχουμε μόνο ρεύματα με ποσοστό νερού μεγαλύτερο ή ίσο του 97%.
- Έπειτα, έχοντας προσδιορίσει του τρεις καταλύτες (Νικέλιο, μυρμηκικό και φορμικό οξύ), τους οποίους έχουν οι διεργασίες που ασχολούμαστε, οδηγούμε σε τεχνολογίες αναγέννησης (Χημική καθίζηση/ Ιοντική εναλλαγή) τα ρεύματα που είναι πλούσια σε αυτούς. Με την ολοκλήρωση των διεργασιών αυτών προκύπτουν δύο εξερχόμενα ρεύματα: ένα με τον αναγεννημένο καταλύτη και ένα ρεύμα υψηλής καθαρότητας νερού (98%)
- Σε περίπτωση που τα ρεύματα δεν περιέχουν αυτούς τους καταλύτες οδηγούνται σε τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης (Αντίστροφη όσμωση/ Μικροφιλτράρισμα), από όπου προκύπτει καθαρό νερό (100%).

Τέλος, αξίζει να σημειωθεί πως για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης έχουν παρατεθεί όρια στη συνολική συγκέντρωση διαλυμένων στερεών, που μπορεί να διαχειριστεί η κάθε τεχνολογία. Στις τεχνολογίες αναγέννησης δεν έχει συμβεί το ίδιο γιατί στηρίζονται σε χημικές αντιδράσεις και έτσι εξαρτώνται από την ποσότητα της στοχευόμενης ουσίας (ουσία που πρέπει να απομακρυνθεί).

Reuse/Regeneration



Εικόνα 20. Σχηματική απεικόνιση λογικού διαγράμματος ροής των τεχνολογιών επαναχρησιμοποίησης και αναγέννησης

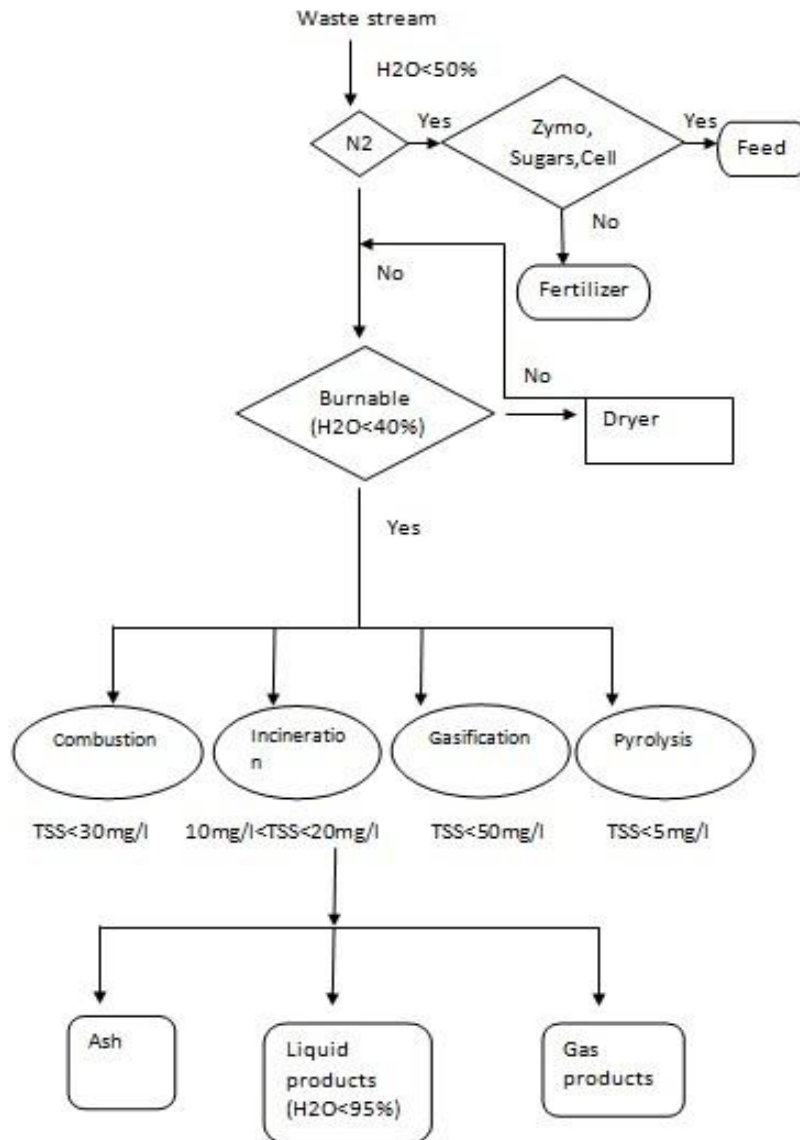
Στο παρακάτω λογικό διάγραμμα παρουσιάζονται οι τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων, στις οποίες οδηγούνται τα ρεύματα με ποσοστό νερού μικρότερο του 50%, που αποτελεί και το πρώτο κριτήριο. Στο λογικό αυτό διάγραμμα, επίσης, παρουσιάζονται τα εξερχόμενα ρεύματα των εκάστοτε τεχνολογιών, που είναι στερεά, υγρά (με ποσοστό νερού μικρότερο του 95%) και αέρια.

Τα κριτήρια σύμφωνα με τα οποία γίνεται ο διαχωρισμός των τεχνολογιών είναι τα εξής:

- Αρχικά σε αυτές τις τεχνολογίες έχουμε μόνο ρεύματα με ποσοστό νερού μικρότερο ή ίσο του 50%.
- Έπειτα, ελέγχεται αν το προς εξέταση ρεύμα περιλαμβάνει άζωτο. Σε περίπτωση που έχει άζωτο οδηγείται για παραγωγή ζωοτροφών και λιπάσματος. Με άλλα λόγια, σε περίπτωση που περιέχει το ρεύμα άζωτο, αλλά και κύτταρα (Cell), Σάκχαρα (Sugars) και Ζύμες (Zymo) οδηγείται στην παραγωγή ζωοτροφών, ενώ αν περιέχει μόνο άζωτο οδηγείται στην παραγωγή λιπάσματος.
- Ένας δεύτερος διαχωρισμός γίνεται με το αν το ρεύμα μπορεί να θεωρηθεί καύσιμο ή όχι, δηλαδή το ποσοστό νερού του είναι μικρότερο του 40%. Σε περίπτωση που το ποσοστό νερού είναι μεγαλύτερο του 40%, το ρεύμα οδηγείται σε ξήρανση για να απομακρυνθεί η πλεονάζουσα υγρασία.
- Τέλος, τα ρεύματα επεξεργασίας οδηγούνται στις τέσσερις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: Καύση, Αποτέφρωση, Αεριοποίηση και Πυρόλυση.

Αξίζει να σημειωθεί πως για τις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων έχουν παρατεθεί όρια σχετικά με τη συγκέντρωση συνολικών διαλυμένων στερεών (TSS) , που μπορεί να διαχειριστεί η κάθε τεχνολογία.

Solid Wastes



Εικόνα 211. Σχηματική απεικόνιση λογικού διαγράμματος ροής των τεχνολογιών διαχείρισης στερεών αποβλήτων

3.4.2. Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για τις τεχνολογίες διαχείρισης

Παρακάτω παρατίθενται οι πίνακες των αποτελεσμάτων του μαθηματικού μοντέλου για όλες τις τεχνολογίες διαχείρισης, για την εκάστοτε διεργασία. Τα χαρακτηριστικά των ρευμάτων που χρειάστηκαν για τους υπολογισμούς έχουν υπολογιστεί από γενικά ισοζύγια μάζας, για την εκάστοτε διεργασία (Mountraki et al., 2011).

Διεργασία CIMV:

Η διεργασία CIMV όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα υψηλής περιεκτικότητας σε οξέα (καταλύτης για τη CIMV) το οποίο οδηγείται στις δύο τεχνολογίες αναγέννησης, Χημική καθίζηση και Ιοντική Εναλλαγή. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζεται η μαζική παροχή του ρεύματος, το κύριο και λειτουργικό κόστος, οι χρηματικές χρονολογίες και η ποσότητα καταλύτη που αναγεννάται. Σε αυτό το σημείο αξίζει να σημειωθεί πως παρόλο που οι καταλύτες της διεργασίας είναι δύο (μυρμηκικό οξύ και φορμικό οξύ), για λόγους ευκολίας στον πίνακα παρατίθεται η συνολική μαζική ροή των οξέων που αναγεννάται.

Πίνακας 5. Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για την επεξεργασία πλούσιου ρεύματος σε οξέα (καταλύτης) στη διεργασία CIMV

<i>Regeneration Processes</i>		
	Chemical precipitation	Ion exchange
Total flow kg/day	1471,65	1471,65
CC million \$/year	0,00	0,03
O&M milion \$/yr (FeSO4)	0,15	
O&M milion \$/yr (FeCl3)	0,13	
O&M milion \$/yr (NaOH)		0,04
O&M milion \$/yr (CaCO3)		$2,03 \cdot 10^{-5}$
Total flow of catalyst (ACIDS) kg/day	1231,27	707,98
Χρηματικές χρονολογίες	2000	2007

Διεργασία Ζυλιτόλης καταλυτική:

Η διεργασία καταλυτικής ζυλιτόλης όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα με ποσοστό νερού μικρότερο του 50%, έτσι αυτό οδηγείται στις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: Καύση, Αποτέφρωση, Αεριοποίηση, Απανθράκωση, Αργή και Γρήγορη πυρόλυση. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται για την κάθε τεχνολογία τα εξής χαρακτηριστικά: η συνολική μαζική ροή του ρεύματος εισόδου, το LHV του ρεύματος, η

μαζική παροχή των αέριων, υγρών και στερεών που προκύπτουν, η θερμική και ηλεκτρική ενέργεια που παράγεται, το κύριο και λειτουργικό κόστος, αλλά και οι χρηματικές χρονολογίες.

Πίνακας 6. Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για την επεξεργασία στερεού αποβλήτου στη διεργασία παραγωγής ζυλιτόλης (καταλυτική)

<i>Solid Processes</i>						
	Combustion	Incineration	Gasification	Torrefaction	Slow Pyrolysis	Fast Pyrolysis
Total flow kg/day	10700,34	10700,34	10700,34	10700,34	10700,34	10700,34
LHV MJ/kg	-4,68					
Gas kg/day	0,00	6992,28	9095,29	0,00	3745,12	3210,10
% Gas	0%	65%	85%	0%	35%	30%
Liquid kg/day	0,00	0,00	535,02	0,00	3210,10	5350,17
% Liquid	0%	0%	5%	0%	30%	50%
Solid kg/day	1605,05	2153,44	1070,03	3691,62	3745,12	2140,07
% Solid	15%	20%	10%	35%	35%	20%
Energy consumed kWh/yr	0,00	0,00	2547701,14	142671,26	142671,26	142671,26
Thermal energy produced kWh/yr	4870400,71	3867163,84	11534966,00	0,00	0,00	0,00
Electric energy produced kWh/yr	1623466,90	3867163,84	0,00	0,00	0,00	0,00
CC million \$/year	0,11	2,14	1,98	1,26*	5,28	1,53*
O&M million \$/year	0,051	0,000	0,000	0,005	0,005	0,005
Χρηματικές χρονολογίες	2007	2011	1996	2008/2003	2007/2003	2008/2003

*Million Euros

Η διεργασία καταλυτικής ζυλιτόλης όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα υψηλής περιεκτικότητας σε Νικέλιο (καταλύτης για την καταλυτική ζυλιτόλη), το οποίο οδηγείται στις δύο τεχνολογίες αναγέννησης, Χημική καθίζηση και Ιοντική Εναλλαγή. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζεται η μαζική παροχή του ρεύματος, το κύριο και λειτουργικό κόστος, οι χρηματικές χρονολογίες και η ποσότητα καταλύτη που αναγεννάται.

Πίνακας 7. Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για την επεξεργασία ρεύματος πλούσιου σε Νικέλιο (καταλύτης) στη διεργασία καταλυτικής Ζυλιτόλης

<i>Regeneration Processes</i>		
	Chemical precipitation	Ion exchange
Total flow kg/day	77916,48	77916,48
CC million \$/year	0,00	1,32
O&M milion \$/yr (FeSO4)	0,22	
O&M milion \$/yr (FeCl3)	0,18	
O&M milion \$/yr (H2SO4)		0,07
O&M milion \$/yr (CaCO3)		3,04*10 ⁻⁵
Total flow of catalyst (Ni) kg/day	2004,00	1152,30
Χρηματικές χρονολογίες	2000	2007

Διεργασία Ζυλιτόλης Βιοτεχνολογική:

Η διεργασία βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα με ποσοστό νερού περίπου 50%. Το ρεύμα αυτό είναι δυαδικό και μπορεί να θεωρηθεί είτε υγρό είτε στερεό απόβλητο. Στην περίπτωση που θεωρείται στερεό οδηγείται στις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: Καύση, Αποτέφρωση, Αεριοποίηση, Απανθράκωση, Αργή και Γρήγορη πυρόλυση. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται για την κάθε τεχνολογία τα εξής χαρακτηριστικά: η συνολική μαζική ροή του ρεύματος εισόδου, το LHV του ρεύματος, η μαζική παροχή των αέριων, υγρών και στερεών που προκύπτουν, η θερμική και ηλεκτρική ενέργεια που παράγεται, το κύριο και λειτουργικό κόστος, αλλά και οι χρηματικές χρονολογίες.

Πίνακας 8. Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για την επεξεργασία στερεού αποβλήτου στη διεργασία βιοτεχνολογικής Ζυλιτόλης

<i>Solid Processes</i>						
	Combustion	Incineration	Gasification	Torrefaction	Slow Pyrolysis	Fast Pyrolysis
Total flow kg/day	9522,65	9522,65	9522,65	9522,65	9522,65	9522,65
LHV MJ/kg	-3,71					
Gas kg/day	0,00	6913,50	8094,25	0,00	3332,93	2856,80
% Gas	0%	73%	85%	0%	35%	30%
Liquid kg/day	0,00	0,00	476,13	0,00	2856,80	4761,33
% Liquid	0%	0%	5%	0%	30%	50%
Solid kg/day	1428,40	1916,43	952,27	3285,31	3332,93	1904,53
% Solid	15%	20%	10%	35%	35%	20%
Energy consumed kWh/yr	0,00	0,00	2267297,71	126968,67	126968,67	126968,67
Thermal energy produced kWh/yr	3433577,89	2695510,34	10024858,36	0,00	0,00	0,00
Electric energy produced kWh/yr	1144525,96	2695510,34	0,00	0,00	0,00	0,00
CC million \$/year	0,09	1,90	1,72	1,16*	4,70	1,41*
O&M million \$/year	0,045	0,000	0,000	0,004	0,004	0,004
Χρηματικές χρονολογίες	2007	2011	1996	2008/2003	2007/2003	2008/2003

*Million Euros

Διεργασία Ιτακονικού οξέος:

Η διεργασία παραγωγής Ιτακονικού οξέος, όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα με ποσοστό νερού μικρότερο του 50%, έτσι αυτό οδηγείται στις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: Καύση, Αποτέφρωση, Αεριοποίηση, Απανθράκωση, Αργή και Γρήγορη πυρόλυση. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται για την κάθε τεχνολογία τα εξής χαρακτηριστικά: η συνολική μαζική ροή του ρεύματος εισόδου, το LHV του ρεύματος, η μαζική παροχή των αέριων, υγρών και στερεών που προκύπτουν, η θερμική και ηλεκτρική ενέργεια που παράγεται, το κύριο και λειτουργικό κόστος, αλλά και οι χρηματικές χρονολογίες.

Πίνακας 9. Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για την επεξεργασία στερεού αποβλήτου στη διεργασία Ιτακονικού οξέος

Solid Processes						
	Combustion	Incineration	Gasification	Torrefaction	Slow Pyrolysis	Fast Pyrolysis
Total flow kg/day	128999,30	128999,30	128999,30	128999,30	128999,30	128999,30
LHV MJ/kg	-4,77					
Gas kg/day	0,00	86502,58	109649,41	0,00	45149,76	38699,79
% Gas	0%	67%	85%	0%	35%	30%
Liquid kg/day	0,00	0,00	6449,97	0,00	38699,79	64499,65
% Liquid	0%	0%	5%	0%	30%	50%
Solid kg/day	19349,90	25961,11	12899,93	44504,76	45149,76	25799,86
% Solid	15%	20%	10%	35%	35%	20%
Energy consumed kWh/yr	0,00	0,00	33017679,00	1719990,72	1719990,72	1719990,72
Thermal energy produced kWh/yr	59765687,86	16401550,41	30714120,00	0,00	0,00	0,00
Electric energy produced kWh/yr	19921895,95	16401550,41	139651469,24	0,00	0,00	0,00
CC million \$/year	1,21	25,80	23,93	6,66*	63,69	8,10*
O&M million \$/year	0,606	0,000	0,000	0,060	0,060	0,060
Χρηματικές χρονολογίες	2007	2011	1996	2008/2003	2003	2008/2003

*Million Euros

Διεργασία παραγωγής αιθυλενίου:

Η διεργασία παραγωγής αιθυλενίου, όπως προαναφέρθηκε στην περιγραφή των διεργασιών, έχει ένα ρεύμα μη αξιοποιούμενο. Το ρεύμα αυτό έχει υψηλή περιεκτικότητα νερού, της τάξης του 97%, και έτσι οδηγείται σε τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης με σκοπό την παραγωγή καθαρού νερού. Οι τεχνολογίες αυτές είναι: η Αντίστροφη όσμωση και το Μικροφιλτράρισμα. Στον παρακάτω πίνακα παρατίθενται τα εξής αποτελέσματα των τεχνολογιών αυτών: η συνολική μαζική παροχή του εισερχόμενου ρεύματος, το ανακτώμενο νερό και στις δύο περιπτώσεις, από όπου προκύπτει και το ποσοστό ανάκτησης, το κύριο και το λειτουργικό κόστος στις αντίστοιχες χρηματικές χρονολογίες.

Πίνακας 10. Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για την επεξεργασία ρεύματος ανακύκλωσης στη διεργασία αιθυλενίου

<i>Reuse Processes</i>		
	Reverse Osmosis	Microfiltration
Total Flow gal/year	242556,42	242556,42
Water gal/year	212236,87	206172,96
Recovery Rate	87,5%	85,0%
CC million \$	0,03	0,01
O&M million \$/year	0,00	0,00
Χρηματικές χρονολογίες	2010	2010

Διεργασία παραγωγής PVC:

Η διεργασία παραγωγής PVC, όπως προαναφέρθηκε έχει δύο ρεύματα με ποσοστό νερού μικρότερο του 50%, έτσι αυτό οδηγείται στις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: Καύση, Αποτέφρωση, Αεριοποίηση, Απανθράκωση, Αργή και Γρήγορη πυρόλυση. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται για την κάθε τεχνολογία τα εξής χαρακτηριστικά: η συνολική μαζική ροή του ρεύματος εισόδου(η οποία αποτελείται από το άθροισμα των μαζικών παροχών των δύο ρευμάτων), το LHV του ρεύματος (το οποίο υπολογίζεται με σταθμικό μέσο των δύο ρευμάτων), η μαζική παροχή των αέριων, υγρών και στερεών που προκύπτουν, η θερμική και ηλεκτρική ενέργεια που παράγεται, το κύριο και λειτουργικό κόστος, αλλά και οι χρηματικές χρονολογίες.

Πίνακας 11. Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για την επεξεργασία στερεού αποβλήτου στη διεργασία παραγωγής PVC

<i>Solid Processes</i>						
	Combustion	Incineration	Gasification	Torrefaction	Slow Pyrolysis	Fast Pyrolysis
LHV MJ/kg	-27,10					
Total flow kg/day	3709,98	3709,98	3709,98	3709,98	3709,98	3709,98
Gas kg/day	0,00	1005,61	3153,49	0,00	1298,49	1113,00
%Gas	0%	27%	85%	0%	35%	30%
Liquid kg/day	0,00	0,00	185,50	0,00	1113,00	1854,99
% Liquid	0%	0%	5%	0%	30%	50%
Solid Ash- Char kg/day	556,50	746,63	371,00	1279,94	1298,49	742,00
% Solid Ash- Char kg/day	15%	20%	10%	35%	35%	20%
Energy Consumed KWh/yr	0,00	0,00	883329,63	49466,46	49466,46	49466,46
Thermal Energy produced KWh/yr	9773067,62	2473322,96	4328315,18	0,00	0,00	0,00
Electric Energy produced KWh/yr	3257689,21	2473322,96	0,00	0,00	0,00	0,00
CC million \$/year	0,11	0,74	0,74	0,62*	1,83	0,75*
O&M million \$/year	0,016	0,000	0,000	0,002	0,002	0,002
Χρηματικές χρονολογίες	2007	2011	1996	2008/2003	2007/2003	2008/2003

*Million Euros

Η διεργασία παραγωγής PVC, όπως προαναφέρθηκε στην περιγραφή των διεργασιών, έχει ένα ρεύμα μη αξιοποιούμενο. Το ρεύμα αυτό έχει υψηλή περιεκτικότητα νερού, της τάξης του 98%, και έτσι οδηγείται σε τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης με σκοπό την παραγωγή καθαρού νερού. Οι τεχνολογίες αυτές είναι: η Αντίστροφη όσμωση και το Μικροφιλτράρισμα. Στον παρακάτω πίνακα παρατίθενται τα εξής αποτελέσματα των τεχνολογιών αυτών: η συνολική μαζική παροχή του εισερχόμενου ρεύματος, το ανακτώμενο νερό και στις δύο περιπτώσεις, από όπου προκύπτει και το ποσοστό ανάκτησης, το κύριο και το λειτουργικό κόστος στις αντίστοιχες χρηματικές χρονολογίες.

Πίνακας 12. Αποτελέσματα μαθηματικού μοντέλου για την επεξεργασία ρεύματος επαναχρησιμοποίησης στη διεργασία παραγωγής PVC

<i>Reuse Processes</i>		
	Reverse	Microfiltration
Total Flow gal/year	752467,42	752467,42
Water gal/year	658408,99	639597,30
Recovery Rate	87,50%	85,00%
CC million \$	0,09	0,02
O&M million \$/year	0,00	0,00
Χρηματικές	2010	2010

3.4.3. Συμπεράσματα αποτελεσμάτων μαθηματικού μοντέλου

Διεργασία CIMV:

Στη διεργασία αυτή από τους πίνακες αποτελεσμάτων εξάγεται πως η Ιοντική εναλλαγή έχει μεγάλο κύριο κόστος και μικρό λειτουργικό σε αντίθεση με τη Χημική καθίζηση που έχει μικρό κύριο, αλλά μεγάλο λειτουργικό. Συγκρίνοντας τις τιμές των διαφορετικών αντιδραστηρίων και για τις δύο τεχνολογίες διαχείρισης, προκύπτει πως ο θειούχος σίδηρος (στη Χημική καθίζηση) έχει το μεγαλύτερο κόστος και το ανθρακικό ασβέστιο (στην Ιοντική εναλλαγή) έχει το μικρότερο. Όμως, δεδομένου ότι τα κόστη και στις δύο περιπτώσεις είναι ανοιγμένα στο χρόνο, προκύπτει πως η Ιοντική εναλλαγή είναι πιο φθηνή τεχνολογία σε σχέση με τη Χημική καθίζηση. Επίσης, σημαντικό είναι να επισημανθεί πως η Ιοντική εναλλαγή αναγεννά μικρότερη ποσότητα καταλύτη σε σχέση με τη Χημική καθίζηση. Άρα, πιθανότατα για την αναγέννηση ίδιας ποσότητας καταλύτη η Χημική καθίζηση να θεωρείται περισσότερο φθηνή.

Διεργασία παραγωγής Ζυλιτόλης καταλυτικής:

Ρεύμα που οδηγείται σε τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων:

Στη διεργασία αυτή από τους πίνακες αποτελεσμάτων εξάγεται πως η Καύση έχει το χαμηλότερο κύριο κόστος και αρκετά χαμηλό λειτουργικό κόστος, ενώ η Αργή πυρόλυση έχει πολύ μεγάλο κύριο κόστος και χαμηλό λειτουργικό. Έτσι, εξάγεται πως η αργή πυρόλυση είναι η πιο ακριβή τεχνολογία διαχείρισης στερεών αποβλήτων. Επίσης, αξίζει να σημειωθεί πως η Αεριοποίηση έχει πολύ μεγάλη ενεργειακή κατανάλωση, γεγονός βέβαια που αντισταθμίζεται από την πολύ μεγάλη παραγωγή ενέργειας.

Ρεύμα που οδηγείται σε αναγέννηση:

Στη διεργασία αυτή από τους πίνακες αποτελεσμάτων εξάγεται πως η Ιοντική εναλλαγή έχει μεγάλο κύριο κόστος και μικρό λειτουργικό σε αντίθεση με τη Χημική καθίζηση που έχει μικρό κύριο, αλλά μεγάλο λειτουργικό. Συγκρίνοντας τις τιμές των διαφορετικών αντιδραστηρίων και για τις δύο τεχνολογίες διαχείρισης, προκύπτει πως ο θειούχος σίδηρος (στη Χημική καθίζηση) έχει το μεγαλύτερο κόστος και το ανθρακικό ασβέστιο (στην Ιοντική εναλλαγή) έχει το μικρότερο. Όμως, δεδομένου ότι τα κόστη και στις δύο περιπτώσεις είναι ανοιγμένα στο χρόνο, προκύπτει πως η Ιοντική εναλλαγή είναι πιο φθηνή τεχνολογία σε σχέση με τη Χημική καθίζηση. Επίσης, σημαντικό είναι να επισημανθεί πως η Ιοντική εναλλαγή αναγεννά μικρότερη ποσότητα καταλύτη σε σχέση με τη Χημική καθίζηση. Άρα, πιθανότατα για την αναγέννηση ίδιας ποσότητας καταλύτη η Χημική καθίζηση να θεωρείται περισσότερο φθηνή.

Διεργασία παραγωγής Ζυλιτόλη βιοτεχνολογική:

Στη διεργασία αυτή από τους πίνακες αποτελεσμάτων εξάγεται πως η Καύση έχει το χαμηλότερο κύριο κόστος και αρκετά χαμηλό λειτουργικό κόστος, ενώ η Αργή πυρόλυση έχει πολύ μεγάλο κύριο κόστος και χαμηλό λειτουργικό. Έτσι, εξάγεται πως η Αργή πυρόλυση είναι η πιο ακριβή τεχνολογία διαχείρισης στερεών αποβλήτων. Επίσης, αξίζει να σημειωθεί πως η Αεριοποίηση έχει πολύ μεγάλη ενεργειακή κατανάλωση, γεγονός βέβαια που αντισταθμίζεται από την πολύ μεγάλη παραγωγή ενέργειας.

Διεργασία παραγωγής Ιτακονικού οξέος:

Στη διεργασία αυτή από τους πίνακες αποτελεσμάτων εξάγεται πως η Καύση έχει το χαμηλότερο κύριο κόστος και αρκετά χαμηλό λειτουργικό κόστος, ενώ η Αργή πυρόλυση έχει πολύ μεγάλο κύριο κόστος και χαμηλό λειτουργικό. Έτσι, εξάγεται πως η Αργή πυρόλυση είναι η πιο ακριβή τεχνολογία διαχείρισης στερεών αποβλήτων. Επίσης, αξίζει να

σημειωθεί πως η Αεριοποίηση έχει πολύ μεγάλη ενεργειακή κατανάλωση, γεγονός βέβαια που αντισταθμίζεται από την πολύ μεγάλη παραγωγή ενέργειας.

Διεργασία παραγωγής αιθυλενίου:

Στη διεργασία αυτή από τους πίνακες αποτελεσμάτων εξάγεται πως η Αντίστροφη όσμωση έχει μεγαλύτερο κύριο κεφάλαιο σε σχέση με το Μικροφιλτράρισμα. Στο σημείο αυτό αξίζει να επισημανθεί πως η Αντίστροφη όσμωση παράγει μεγαλύτερη ποσότητα καθαρού νερού, γι' αυτό και έχει μεγαλύτερο ποσοστό ανάκτησης. Βέβαια, το ποσοστό ανάκτησης της Αντίστροφης όσμωσης δεν έχει πολύ μεγάλη διαφορά με αυτό του Μικροφιλτραρίσματος, άρα η Αντίστροφη όσμωση παραμένει η πιο ακριβή τεχνολογία επαναχρησιμοποίησης.

Διεργασία παραγωγής PVC:

Ρεύμα που οδηγείται σε τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων:

Στη διεργασία αυτή από τους πίνακες αποτελεσμάτων εξάγεται πως η Καύση έχει το χαμηλότερο κύριο κόστος και αρκετά χαμηλό λειτουργικό κόστος, ενώ η Αργή πυρόλυση έχει πολύ μεγάλο κύριο κόστος και χαμηλό λειτουργικό. Έτσι, εξάγεται πως η Αργή πυρόλυση είναι η πιο ακριβή τεχνολογία διαχείρισης στερεών αποβλήτων. Επίσης, αξίζει να σημειωθεί πως η Αεριοποίηση έχει πολύ μεγάλη ενεργειακή κατανάλωση, γεγονός βέβαια που αντισταθμίζεται από την πολύ μεγάλη παραγωγή ενέργειας.

Ρεύμα που οδηγείται σε τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης:

Στη διεργασία αυτή από τους πίνακες αποτελεσμάτων εξάγεται πως η Αντίστροφη όσμωση έχει μεγαλύτερο κύριο κεφάλαιο σε σχέση με το Μικροφιλτράρισμα. Στο σημείο αυτό αξίζει να επισημανθεί πως η Αντίστροφη όσμωση παράγει μεγαλύτερη ποσότητα καθαρού νερού, γι' αυτό και έχει μεγαλύτερο ποσοστό ανάκτησης. Βέβαια, το ποσοστό ανάκτησης της Αντίστροφης όσμωσης δεν έχει πολύ μεγάλη διαφορά με αυτό του Μικροφιλτραρίσματος, άρα η Αντίστροφη όσμωση παραμένει η πιο ακριβή τεχνολογία επαναχρησιμοποίησης.

Κεφάλαιο 4: Μοντέλο υπερδομών

Στο κεφάλαιο αυτό ορίζεται ο όρος των υπερδομών, περιγράφοντας τη δομή στην οποία στηρίζονται. Επίσης, παραθέτεται ο τρόπος με τον οποίο έγινε η υπερδομή που αφορά τις τεχνολογίες διαχείρισης που εξετάζονται, αντικειμενική συνάρτηση. Στο τέλος του κεφαλαίου ακολουθούν τα αποτελέσματα που εξήχθησαν από το μοντέλο των υπερδομών για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης, αναγέννησης και διαχείρισης στερεών αποβλήτων.

4.1. Γενικές πληροφορίες για τις υπερδομές

Το μοντέλο των υπερδομών αρχικά αναπτύχθηκε το 1990 από τους A.C. Kokossis και C.A. Floudas, οι οποίοι ασχολήθηκαν με το σχεδιασμό αντιδραστήρων. Έπειτα, εξελίχθηκε με σκοπό τον ολοκληρωμένο σχεδιασμό βιοδιυλιστηρίων (Tsakalova et al., 2011). Στην παρούσα εργασία, επεκτάθηκε για το σχεδιασμό των απόβλητων ρευμάτων που προκύπτουν από ένα βιοδιυλιστήριο, που χρησιμοποιεί ως πρώτη ύλη τη βιομάζα. Έτσι, στο τέλος του κεφαλαίου αυτού παρουσιάζονται τα αποτελέσματα του μοντέλου, για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης, αναγέννησης και διαχείρισης στερεών αποβλήτων.

4.2. Ανάλυση του μαθηματικού μοντέλου των υπερδομών

Η εκτεταμένη χρήση της βιομάζας απαιτεί την ταυτόχρονη εκτίμηση της διαθεσιμότητας της με την εφικτή ολοκλήρωση των υφιστάμενων εγκαταστάσεων διαχείρισής της. Η λεπτομερής εξέταση των οικονομικών και περιβαλλοντικών παραγόντων είναι απαραίτητη για τη βελτιστοποίηση της επιλογής των πρώτων υλών και των παραγόμενων προϊόντων, καθώς και για την επιλογή των κατάλληλων διαδρομών και τεχνολογιών επεξεργασίας.

Το τμήμα Περιβάλλοντος, Τροφίμων και Αγροτικού χώρου (Department of Environment, Food and Rural Area DEFRA) στο Ηνωμένο Βασίλειο πρότεινε την ανάπτυξη μια συστηματικής προσέγγισης όσον αφορά την επιλογή των πρώτων υλών βιομάζας και τις επιλογές σχεδιασμού. Η επιλογή αφορά τα Τμήματα Επεξεργασίας (Compartments of Processing Blocks CPB) που μπορεί να περιλαμβάνουν είτε μία μόνο διαδικασία είτε συνονθύλευμα αυτών. Για παράδειγμα, μπορεί να περιλαμβάνεται μια ολόκληρη διεργασία παραγωγής βιοντίζελ (από την πρώτη ύλη μέχρι το τελικό προϊόν) είτε ένα μόνο στάδιο αυτής.

Η μεθοδολογία που ακολουθείτε έχει τους εξής στόχους:

Στόχος είναι η αντιμετώπιση του προβλήματος σύνθεσης, δηλαδή ο συνδυασμός των CPBs για να γίνει διαχείριση διαφορετικών πρώτων υλών. Μια τυπική περιγραφή του προβλήματος λαμβάνει την εξής μορφή:

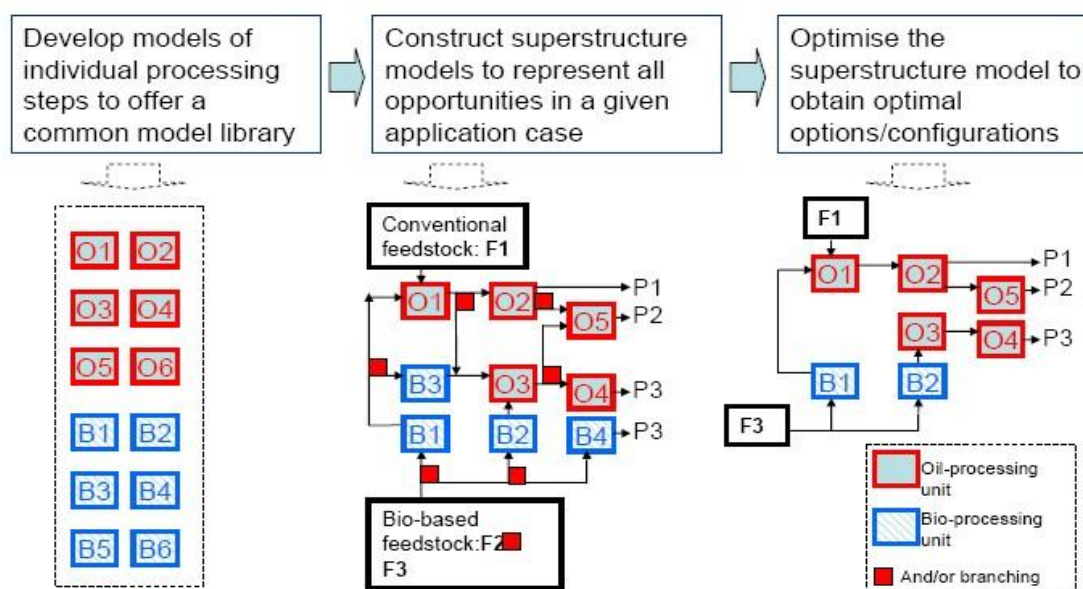
Δεδομένα:

1. Είδος, όγκος και διανομή των πρώτων υλών βιομάζας
2. Συνδυασμοί εφαρμόσιμων διαδρομών και τεχνολογιών επεξεργασίας
3. Προσδιορισμός των πιθανών προϊόντων
4. Οικονομικοί και Περιβαλλοντικοί περιορισμοί.

Η βελτιστοποίηση που γίνεται από το μοντέλο των υπερδομών καθορίζει τους εξής παράγοντες:

1. CPBs που απαιτούνται
2. Κατάλληλη πρώτη ύλη (είδος, όγκος) ή μίγμα πρώτων υλών
3. Παραγόμενα προϊόντα και κλίμακες παραγωγής

Η αντικειμενική συνάρτηση που χρησιμοποιεί το μοντέλο αφορά συνήθως οικονομικούς και περιβαλλοντικούς στόχους (π.χ. κόστος, κέρδος, καταναλισκόμενη ενέργεια, κατανάλωση μη ανανεώσιμων καυσίμων ή και εκπομπές αερίων).

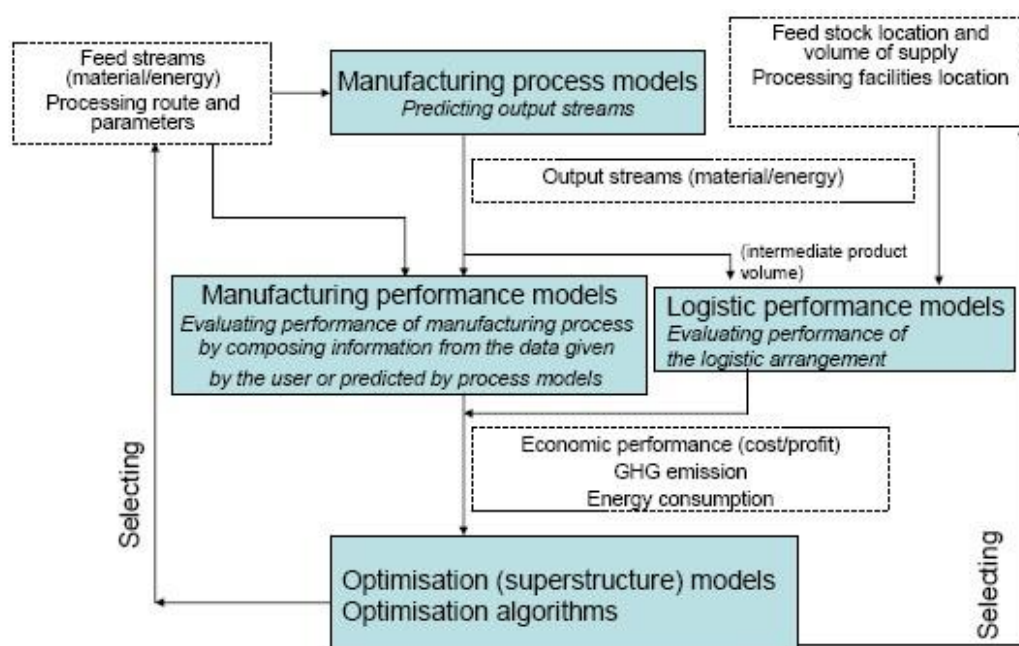


Εικόνα 22. Σχηματική απεικόνιση δημιουργίας μοντέλου

Η μεθοδολογία καθορίζει:

1. Τα υποσύνολα των διεργασιών που θα αντικαταστήσουν ή θα τροποποιήσουν τα CPBs
2. Τα μοντέλα εισόδου- εξόδου που χαρακτηρίζονται από τις μεταβλητές της διαδικασίας συσχετίζοντας την απόδοση και τις ενεργειακές ροές.

Οι εξισώσεις σύνθεσης περιλαμβάνουν τέσσερα βασικά στοιχεία που επισημαίνονται στην παρακάτω εικόνα:



Εικόνα 23. Σχηματική απεικόνιση των στοιχείων των εξισώσεων σύνθεσης

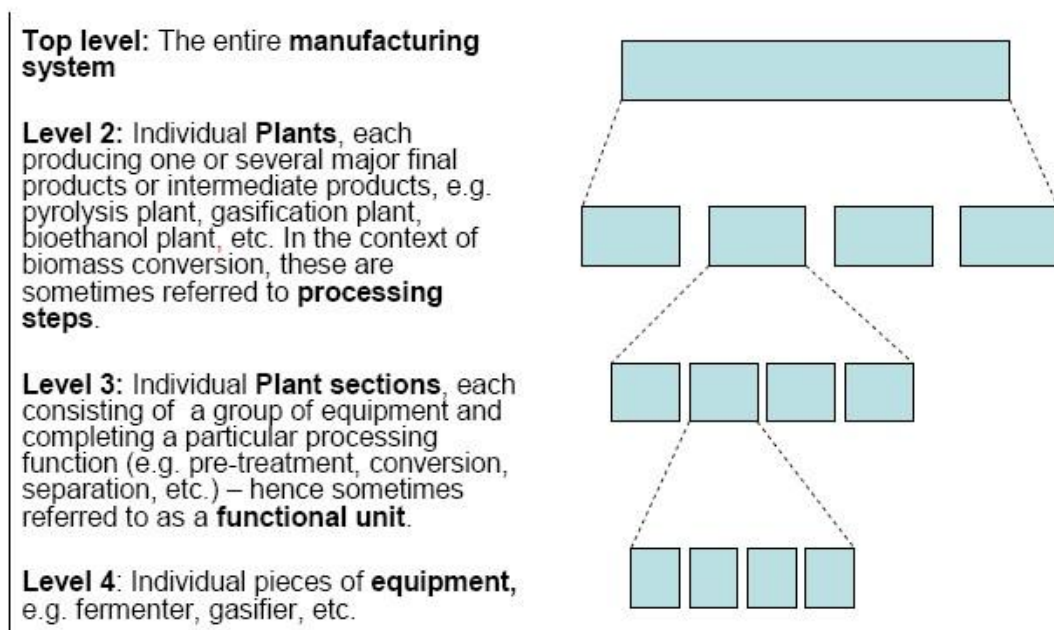
Μοντέλα κατασκευής διεργασιών (Manufacturing Process Models): συναρτήσει των πληροφοριών εισόδου, προβλέπουν την έξοδο κάθε CPBs.

Μοντέλα αξιολόγησης (Manufacturing Performance Models): αξιολόγηση δεδομένων εξόδου, ως προς την οικονομική απόδοση, την κατανάλωση ενέργειας και τις εκπομπές αερίων.

Μοντέλα Logistics: εξετάζουν την εφοδιαστική αλυσίδα.

Μοντέλο υπερδομής (Optimization Superstructure Model): αξιολογεί τις επιλογές του σχεδιασμού και βελτιστοποιεί τη μαθηματική μοντελοποίηση.

Η ανάπτυξη του βέλτιστου συστήματος ολοκλήρωσης μπορεί να γίνει σε πολλά στάδια. Στο πρώτο στάδιο υπάρχει όλο το σύστημα (στην περίπτωσή μας το βιοδιυλιστήριο), στο δεύτερο τα βήματα επεξεργασίας (οι ομάδες τεχνολογιών διαχείρισης, π.χ. τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων), στο τρίτο στάδιο οι μονάδες επεξεργασίας (η εκάστοτε τεχνολογία διαχείρισης, π.χ. Καύση) και στο τέταρτο και τελευταίο στάδιο ο εξοπλισμός (που αναφέρεται στις διάφορες εξισώσεις που προσδιορίζουν κάθε τεχνολογία). Σχηματική περιγραφή παρουσιάζεται στην Εικόνα 19:



Εικόνα 24. Διάφορα στάδια ανάλυσης στο μοντέλο των υπερδομών

Τα CPBs που συνθέτουν τη μονάδα ολοκλήρωσης της υπερδομής μπορεί να είναι από ολόκληρη τεχνολογία μέχρι μέρος του εξοπλισμού, ανάλογα το στάδιο ανάλυσης στο οποίο αναφέρεται ο σχεδιασμός. Οι πιθανοί συνδυασμοί CPBs οδηγούν στη δημιουργία των υπερδομών.

Το συνολικό μοντέλο βασίζεται στην εφαρμογή GAMS, η οποία περιλαμβάνει μια βιβλιοθήκη CPBs. Κάθε CPB δημιουργείται από ένα ξεχωριστό μοντέλο GAMS, με αυτόν τον τρόπο διαφορετικά CPBs μπορεί να επιλεγθούν και συνδυαστούν ανάλογα με τις ανάγκες του μοντέλου των υπερδομών. Σε αυτό το σημείο αξίζει να σημειωθεί πως μια υπερδομή παρουσιάζεται μέσω μιας γραφικής διεπαφής χρήστη (graphical user interface GUI) (Kokossis et al., 2010).

Με τη βελτιστοποίηση είναι δυνατός ο έλεγχος της κάθε παραγωγικής επεξεργασίας (διαδρομής) ξεχωριστά αλλά και των συνδυασμών τους. Μια προσέγγιση σύνθεσης δημιουργείται για την πιθανή ολοκλήρωση των διαφορετικών διαδρομών. Έτσι, δημιουργείται η υπερδομή που αναπαριστά όλες τις επιλογές πρώτης ύλης, παραγωγικών βημάτων και προϊόντων που αφορούν τη δεδομένη περίπτωση εξέτασης. Για μια συγκεκριμένη αντικειμενική συνάρτηση, η υπερδομή πρέπει να παρέχει τη βέλτιστη διαδρομή ή το βέλτιστο συνδυασμό διαδρομών (Tsakalova et al., 2011).

Η εξεταζόμενη περίπτωση αποτελείται από τις εξής παραμέτρους:

- Ως μεταβλητή του προβλήματος θεωρείται η μαζική ροή του εκάστοτε ρεύματος ή του ρεύματος που προκύπτει μετά από ανάμιξη.
- Η μαθηματική μοντελοποίηση στηρίζεται στο δυαδικό σύστημα όπου μία μεταβλητή y μπορεί να πάρει τιμές 0 ή 1. Έτσι, το κάθε ρεύμα χαρακτηρίζεται από δύο στοιχεία, τη μεταβλητή y και τη συνολική του μαζική παροχή.
- Τα CPBs που θεωρούνται στο πρόβλημά μας είναι οι τεχνολογίες

4.3. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για τις εξεταζόμενες διεργασίες του βιοδιωλιστηρίου

Παρακάτω παρατίθενται οι πίνακες των αποτελεσμάτων του μοντέλου των υπερδομών για όλες τις τεχνολογίες διαχείρισης, για την εκάστοτε διεργασία. Οι σχέσεις που χρησιμοποιήθηκαν είναι οι γραμμικοποιημένες του μαθηματικού μοντέλου. Επίσης, για τη μοντελοποίηση χρησιμοποιήθηκαν δύο αντικειμενικές συναρτήσεις:

$$\boxed{Total\ Cost = Annualized\ Capital + Operating + Energy}$$

$$\boxed{Economic\ Potential = Revenues - Total\ Cost}$$

Όπου, στην πρώτη υπολογίζεται το συνολικό κόστος της εκάστοτε τεχνολογίας, από το άθροισμα του κύριου κόστους, του λειτουργικού και της ενέργειας που καταναλώνεται. Στη δεύτερη περίπτωση υπολογίζεται το κέρδος της εκάστοτε τεχνολογίας, από την αφαίρεση του συνολικού κόστους από το κέρδος πώλησης των παραπροϊόντων. Ως παραπροϊόντα θεωρούνται, για τις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: η στάχτη, τα έλαια, η Ενέργεια που παράγεται (θερμική και ηλεκτρική), για τις τεχνολογίες αναγέννησης: η

ποσότητα καταλύτη που αναγεννάται και για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης το καθαρό νερό που προκύπτει με την ολοκλήρωσή τους.

Διεργασία CIMV:

Η διεργασία CIMV όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα υψηλής περιεκτικότητας σε οξέα (καταλύτης για τη CIMV) το οποίο οδηγείται στις δύο τεχνολογίες αναγέννησης, Χημική καθίζηση και Ιοντική Εναλλαγή. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών.

Πίνακας 13. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για την επεξεργασία μη αξιοποιήσιμου υγρού στη διεργασία CIMV

CIMV			
	Savings (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)	
Chemical Precipitation	0,00013360	0,00030348	FeSO4
Chemical Precipitation2	0,0001336	0,0002446	FeCl3
Ion Exchange	0,00007682	0,02887605	NaOH
Ion Exchange2	0,0000768	0,0287677	CaCO3

Διεργασία Ζυλιτόλης καταλυτική:

Η διεργασία καταλυτικής ζυλιτόλης όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα με ποσοστό νερού μικρότερο του 50%, έτσι αυτό οδηγείται στις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: Καύση, Αποτέφρωση, Αεριοποίηση, Απανθράκωση, Αργή και Γρήγορη Πυρόλυση. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για τις τεχνολογίες διαχείρισης.

Πίνακας 14. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για την επεξεργασία στερεού αποβλήτου στη διεργασία καταλυτικής Ζυλιτόλης

Xylitol_Cat_Waste		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	152,59	0,14
Incineration	3,52	2,14
Gasification	8,11	6,13
Torrefaction	-0,60	0,74
Slow Pyrolysis	-126,68	127,01
Fast Pyrolysis	-1,20	1,49

Η διεργασία καταλυτικής ζυλιτόλης όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα υψηλής περιεκτικότητας σε Νικέλιο (καταλύτης), το οποίο οδηγείται στις δύο τεχνολογίες αναγέννησης, Χημική καθίζηση και Ιοντική Εναλλαγή. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών.

Πίνακας 15. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για την επεξεργασία μη άμεσα αξιοποιούμενου υγρού στη διεργασία καταλυτικής Ζυλιτόλης

Xylitol_Cat_Waste			
	Savings (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)	
Chemical Precipitation1	0,0001336	0,0001223	FeSO4
Chemical Precipitation2	0,0001336	0,0000842	FeCl3
Ion Exchange1	0,0000768	0,5198040	NaOH
Ion Exchange2	0,0000768	0,5197256	CaCO3

Διεργασία Ζυλιτόλης Βιοτεχνολογική:

Η διεργασία βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα με ποσοστό νερού περίπου 50%. Το ρεύμα αυτό είναι δυαδικό και μπορεί να θεωρηθεί είτε υγρό είτε στερεό απόβλητο. Στην περίπτωση που θεωρείται στερεό οδηγείται στις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: Καύση, Αποτέφρωση, Αεριοποίηση, Απανθράκωση, Αργή και Γρήγορη πυρόλυση. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται τα αποτελέσματα που προέκυψαν από το μοντέλο των υπερδομών.

Πίνακας 16. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για την επεξεργασία στερεού αποβλήτου στη διεργασία βιοτεχνολογικής Ζυλιτόλης

Xylitol_Bio_Waste		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	105,58	0,13
Incineration	3,14	1,90
Gasification	5,45	1,77
Torrefaction	-0,57	0,69
Slow_Pyrolysis	-112,74	113,03
Fast_Pyrolysis	-1,11	1,37

Διεργασία Ιτακονικού οξέος:

Η διεργασία παραγωγής Ιτακονικού οξέος, όπως προαναφέρθηκε έχει ένα ρεύμα με ποσοστό νερού μικρότερο του 50%, έτσι αυτό οδηγείται στις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: Καύση, Αποτέφρωση, Αεριοποίηση, Απανθράκωση, Αργή και Γρήγορη πυρόλυση. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται τα αποτελέσματα από το μοντέλο των υπερδομών.

Πίνακας 17. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για την επεξεργασία στερεού αποβλήτου στη διεργασία Ιτακονικού οξέος

Itaconic Acid		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	1839,37	1,84
Incineration	42,51	25,80
Gasification	73,86	23,93
Torrefaction	-3,77	5,41
Slow_Pyrolysis	-1527,21	1531,16
Fast_Pyrolysis	-5,81	9,30

Διεργασία παραγωγής αιθυλενίου:

Η διεργασία παραγωγής αιθυλενίου, όπως προαναφέρθηκε στην περιγραφή των διεργασιών, έχει ένα ρεύμα μη αξιοποιούμενο. Το ρεύμα αυτό έχει υψηλή περιεκτικότητα νερού, της τάξης του 97%, και έτσι οδηγείται σε τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης με σκοπό την παραγωγή καθαρού νερού. Οι τεχνολογίες αυτές είναι: η Αντίστροφη όσμωση και το Μικροφιλτράρισμα. Στον παρακάτω πίνακα παρατίθενται τα αποτελέσματα των τεχνολογιών αυτών όπως προέκυψαν από το μοντέλο των υπερδομών.

Πίνακας 18. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για την επεξεργασία μη άμεσα αξιοποιούμενου υγρού στη διεργασία παραγωγής Αιθυλενίου

Ethanol to Ethylene		
	Savings (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Osmosis	0,5082	0,03
Microfiltration	0,5140	0,01

Διεργασία παραγωγής PVC:

Η διεργασία παραγωγής PVC, όπως προαναφέρθηκε έχει δύο ρεύματα με ποσοστό νερού μικρότερο του 50%, έτσι αυτό οδηγείται στις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων: Καύση, Αποτέφρωση, Αεριοποίηση, Απανθράκωση, Αργή και Γρήγορη πυρόλυση. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται τα αποτελέσματα που προέκυψαν από το μοντέλο των υπερδομών.

Πίνακας 19. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για τις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων της διεργασίας παραγωγής PVC

VCM TO PVC		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	138,86	0,10
Incineration	0,46	0,28
Gasification	0,80	0,26
Torrefaction	-0,35	0,37
Slow_Pyrolysis	-16,47	16,51
Fast_Pyrolysis	-0,32	0,35

Η διεργασία παραγωγής PVC, όπως προαναφέρθηκε στην περιγραφή των διεργασιών, έχει ένα ρεύμα μη αξιοποιούμενο υγρό. Το ρεύμα αυτό έχει υψηλή περιεκτικότητα νερού, της τάξης του 98%, και έτσι οδηγείται σε τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης με σκοπό την παραγωγή καθαρού νερού. Οι τεχνολογίες αυτές είναι: η Αντίστροφη όσμωση και το Μικροφιλτράρισμα. Στον παρακάτω πίνακα παρατίθενται τα αποτελέσματα των τεχνολογιών αυτών όπως προέκυψαν από το μοντέλο των υπερδομών.

Πίνακας 20. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης στη διεργασία παραγωγής PVC

VCM to PVC		
	Savings (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Osmosis	1,380	0,08
Microfiltration	1,395	0,02

4.4. Συμπεράσματα αποτελεσμάτων του μοντέλου των υπερδομών για τις εξεταζόμενες διεργασίες του βιοδιωλιστηρίου

Διεργασία CIMV:

Όπως παρατηρείται από τον παραπάνω πίνακα, μεγαλύτερο Συνολικό κόστος διαχείρισης έχει το υδροξείδιο του Νατρίου που χρησιμοποιείται ως καταλύτης στην Ιοντική Εναλλαγή, και μικρότερο ο χλωριούχος σίδηρος που χρησιμοποιείται στη Χημική καθίζηση. Από την άλλη, μεγαλύτερο Συνολικό κέρδος παρουσιάζει ο θειούχος σίδηρος και ο χλωριούχος, όμως λαμβάνοντας υπόψη και το Συνολικό κόστος επιλέγεται ως καλύτερο αντιδραστήριο ο χλωριούχος σίδηρος και ως τεχνολογία διαχείρισης η Χημική καθίζηση.

Διεργασία Ζυλιτόλης καταλυτική:

Ρεύμα στερεού αποβλήτου:

Όπως παρατηρείται από τον παραπάνω πίνακα, η τεχνολογία διαχείρισης που επιλέγεται είναι η Καύση, γιατί έχει το χαμηλότερο συνολικό κόστος διαχείρισης, αλλά και το πιο υψηλό κέρδος. Οι τιμές με αρνητικό πρόσημο κέρδους είναι αναμενόμενες, γιατί σε μερικές τεχνολογίες το συνολικό κόστος διαχείρισης είναι πολύ υψηλό.

Ρεύμα υγρού μη αξιοποιούμενου:

Όπως παρατηρείται από τον παραπάνω πίνακα, μεγαλύτερο Συνολικό κόστος διαχείρισης έχει το υδροξείδιο του Νατρίου που χρησιμοποιείται ως καταλύτης στην Ιοντική Εναλλαγή, και μικρότερο ο χλωριούχος σίδηρος που χρησιμοποιείται στη Χημική καθίζηση. Από την άλλη, μεγαλύτερο Συνολικό κέρδος παρουσιάζει ο θειούχος σίδηρος και ο χλωριούχος, όμως λαμβάνοντας υπόψη και το Συνολικό κόστος επιλέγεται ως καλύτερο αντιδραστήριο ο χλωριούχος σίδηρος και ως τεχνολογία διαχείρισης η Χημική καθίζηση.

Διεργασία Ζυλιτόλης Βιοτεχνολογική:

Όπως παρατηρείται από τον παραπάνω πίνακα, η τεχνολογία διαχείρισης που επιλέγεται είναι η Καύση, γιατί έχει το χαμηλότερο συνολικό κόστος διαχείρισης, αλλά και το πιο υψηλό κέρδος.

Διεργασία Ιτακονικού οξέος:

Όπως παρατηρείται από τον παραπάνω πίνακα, η τεχνολογία διαχείρισης που επιλέγεται είναι η Καύση, γιατί έχει το χαμηλότερο συνολικό κόστος διαχείρισης, αλλά και το πιο υψηλό κέρδος.

Διεργασία παραγωγής αιθυλενίου:

Όπως παρατηρείται από τον παραπάνω πίνακα η Αντίστροφη όσμωση έχει μεγαλύτερο συνολικό κόστος από το Μικροφιλτράρισμα, που με τη σειρά του προκύπτει πως είναι πιο κερδοφόρος τεχνολογία. Άρα, τελικά επιλέγεται το Μικροφιλτράρισμα.

Διεργασία παραγωγής PVC:

Ρεύμα στερεού αποβλήτου:

Όπως παρατηρείται από τον παραπάνω πίνακα, η τεχνολογία διαχείρισης που επιλέγεται είναι η Καύση, γιατί έχει το χαμηλότερο συνολικό κόστος διαχείρισης, αλλά και το πιο υψηλό κέρδος.

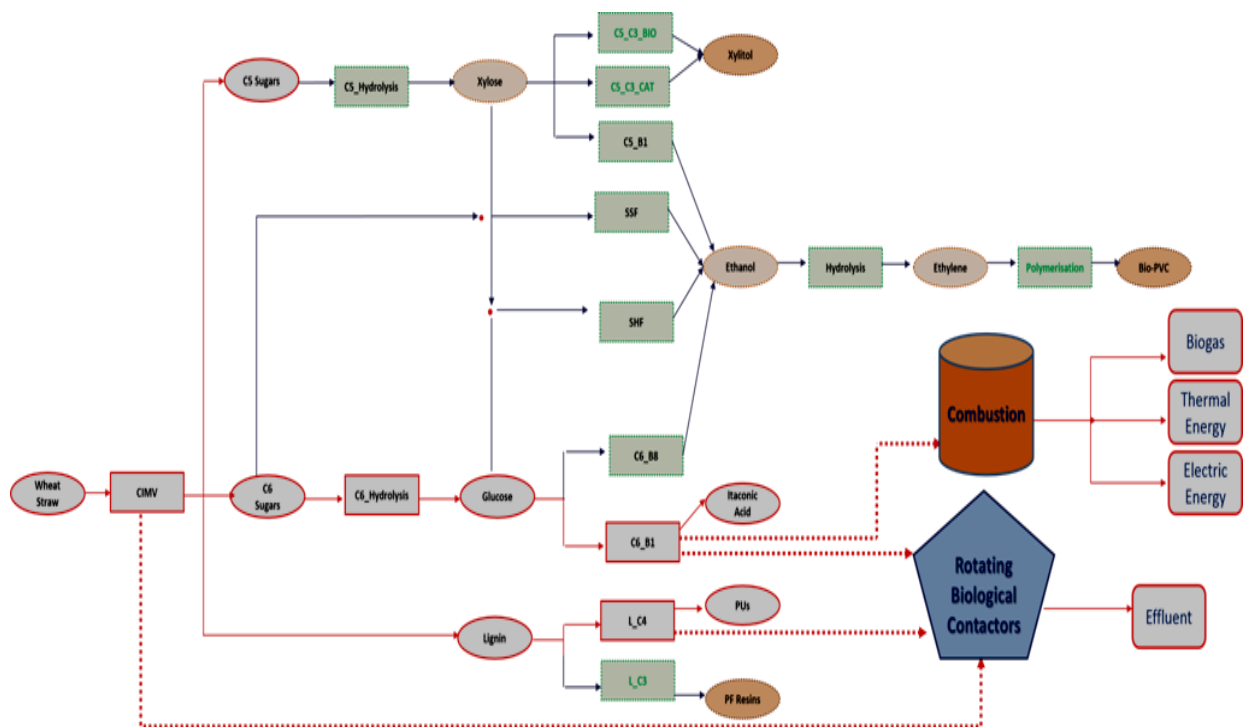
Ρεύμα υγρού που οδηγείται σε επαναχρησιμοποίηση:

Όπως παρατηρείται από τον παραπάνω πίνακα η Αντίστροφη όσμωση έχει μεγαλύτερο συνολικό κόστος από το Μικροφιλτράρισμα. Αλλά, η Αντίστροφη όσμωση έχει και το μεγαλύτερο κέρδος. Άρα, επιλέγεται η τεχνολογία της Αντίστροφης όσμωσης. Η διαφορά αυτή σε σχέση με την προηγούμενη περίπτωση του Αιθυλενίου έγκειται στο γεγονός ότι τα δύο αυτά ρεύματα διαχείρισης περιέχουν διαφορετικές ουσίες που απομακρύνονται, άρα ανάλογα με το μέγεθος τους διαφέρουν και οι αποδόσεις των δύο τεχνολογιών.

4.5. Σύγκριση Ελλάδας με Φιλανδία στην περίπτωση *centralized* και *de-centralized*

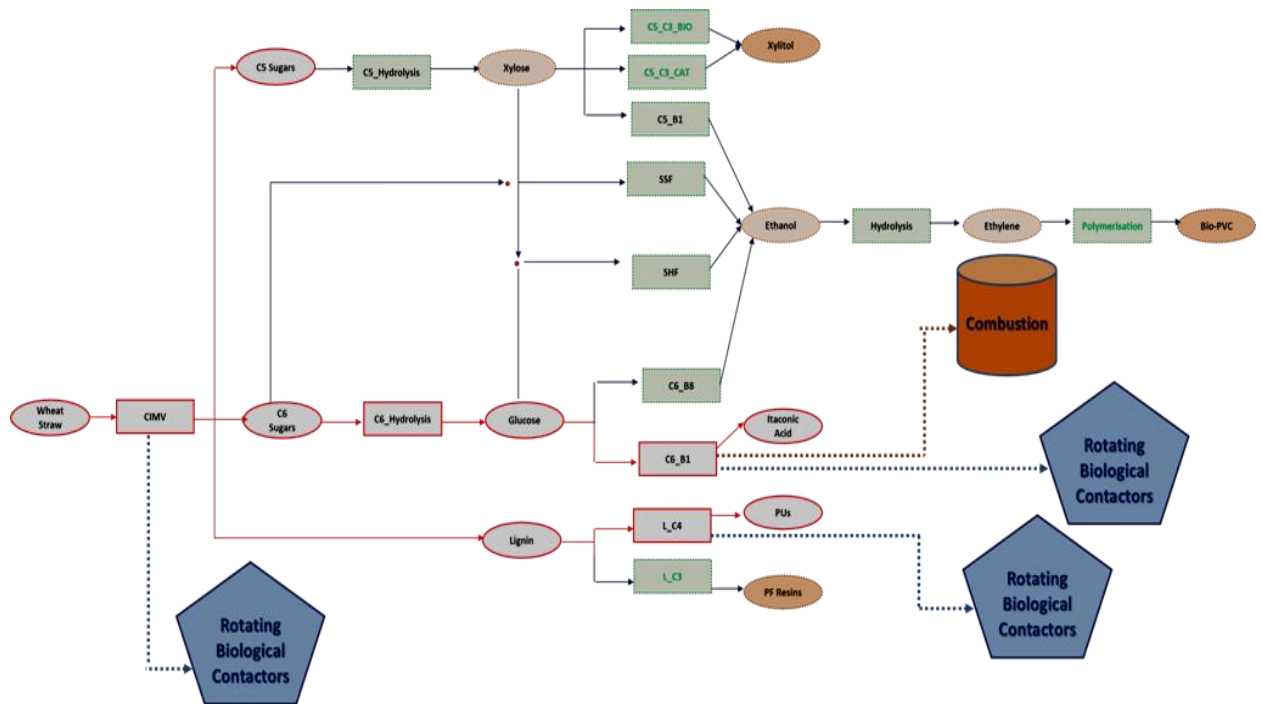
Στο παρακάτω υποκεφάλαιο γίνεται σύγκριση της διαχείρισης αποβλήτων στις δύο χώρες. Αρχικά, παρατίθενται οι πίνακες για *centralized* και *decentralized* σχεδιασμό στην Ελλάδα, έπειτα το ίδιο για τη Φιλανδία και τέλος ακολουθούν κάποια συμπεράσματα για τη συγκριτική μελέτη των δύο αυτών περιπτώσεων.

Σε ένα γενικό πλαίσιο, ο *centralized* σχεδιασμός για τη συνολική εικόνα του βιοδιυλιστηρίου μπορεί να απεικονιστεί στο παρακάτω σχήμα:



Εικόνα 25. Σχηματική απεικόνιση *centralized* σχεδιασμού

Αντίστοιχα, ο *de-centralized* σχεδιασμός για τη συνολική εικόνα του βιοδιυλιστηρίου μπορεί να απεικονιστεί από την εξής εικόνα:



Εικόνα 26. Σχηματική απεικόνιση de-centralized σχεδιασμού

4.5.1. Σχεδιασμός centralized και de-centralized για την Ελλάδα

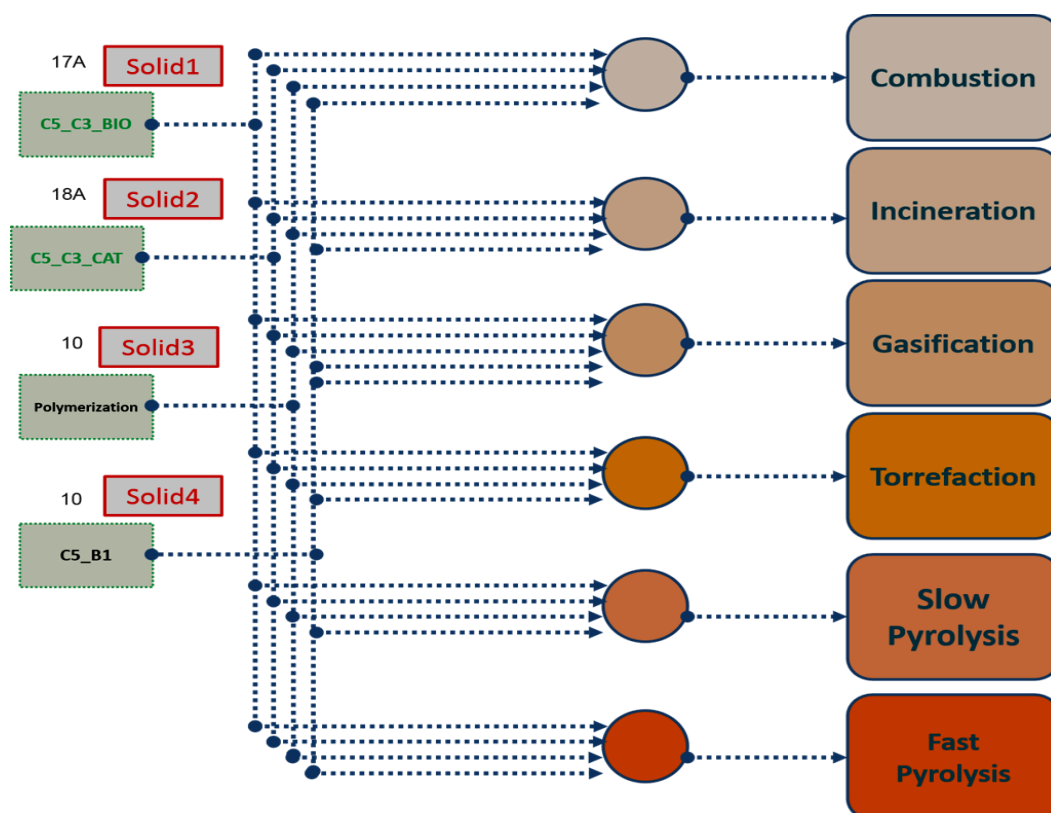
Αρχικά, πρέπει να σημειωθεί πως η αντικειμενική συνάρτηση του Συνολικού κόστους και ως αποτέλεσμα του Συνολικού κέρδους αλλάζει, γιατί προστίθεται ένας νέος όρος. Ο όρος αυτός ονομάζεται Κόστος Διαχείρισης (η τιμή αυτή θεωρήθηκε 53 ευρώ / τόνο) και αναφέρεται σε μια τιμή κατά μέσο όρο διαχείρισης στερεών αποβλήτων στην Ελλάδα. Το κόστος αυτό Διαχείρισης αφαιρείται από το Συνολικό κόστος, άρα προστίθεται στο Συνολικό κέρδος. Ο σχεδιασμός και στις δύο περιπτώσεις γίνεται θεωρώντας πως όλες οι διεργασίες υπάρχουν ταυτόχρονα (πράγμα το οποίο σημαίνει πως πρέπει να υπάρχουν διαφορετικές CIMV)

Έτσι, προκύπτει ο παρακάτω πίνακας ο οποίος αναφέρεται στο σχεδιασμό centralized. Αρχικά, όλα τα ρεύματα αναμιγνύονται σε ένα και το ρεύμα αυτό οδηγείται στις εκάστοτε τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων.

Πίνακας 21. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για το σχεδιασμό centralized στην Ελλάδα

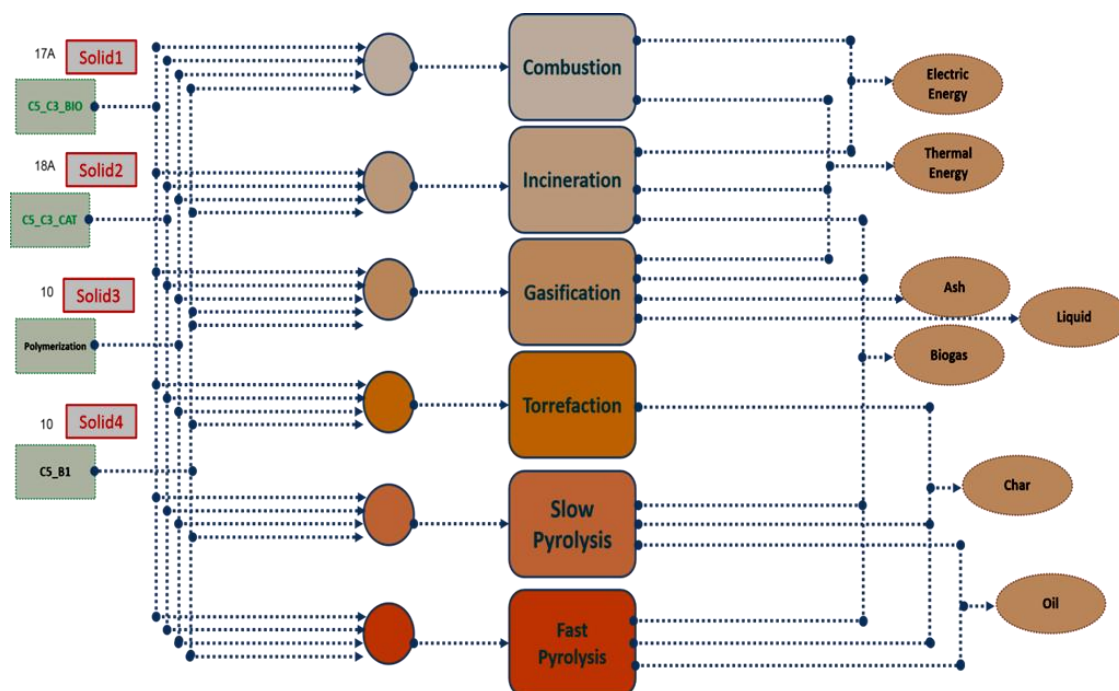
Centralized		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	2149,96	-0,26
Incineration	52,30	30,12
Gasification	88,90	25,27
Torrefaction	-1,68	3,60
Slow Pyrolysis	-1777,76	1785,04
Fast Pyrolysis	-1,06	7,80

Τα παραπάνω στοιχεία συγκεντρωμένου σχεδιασμού για τα στερεά απόβλητα ενός βιοδυλιστηρίου μπορούν να απεικονιστούν στο παρακάτω σχήμα, όπου φαίνονται όλες οι αναμίξεις που είναι απαραίτητες.



Εικόνα 27. Σχηματική απεικόνιση centralized σχεδιασμού για τα στερεά απόβλητα

Μια άλλη εικόνα συγκεντρωτικού σχεδιασμού στο οποίο παρουσιάζονται και τα παραπροϊόντα των τεχνολογιών διαχείρισης στερεών αποβλήτων είναι το παρακάτω.



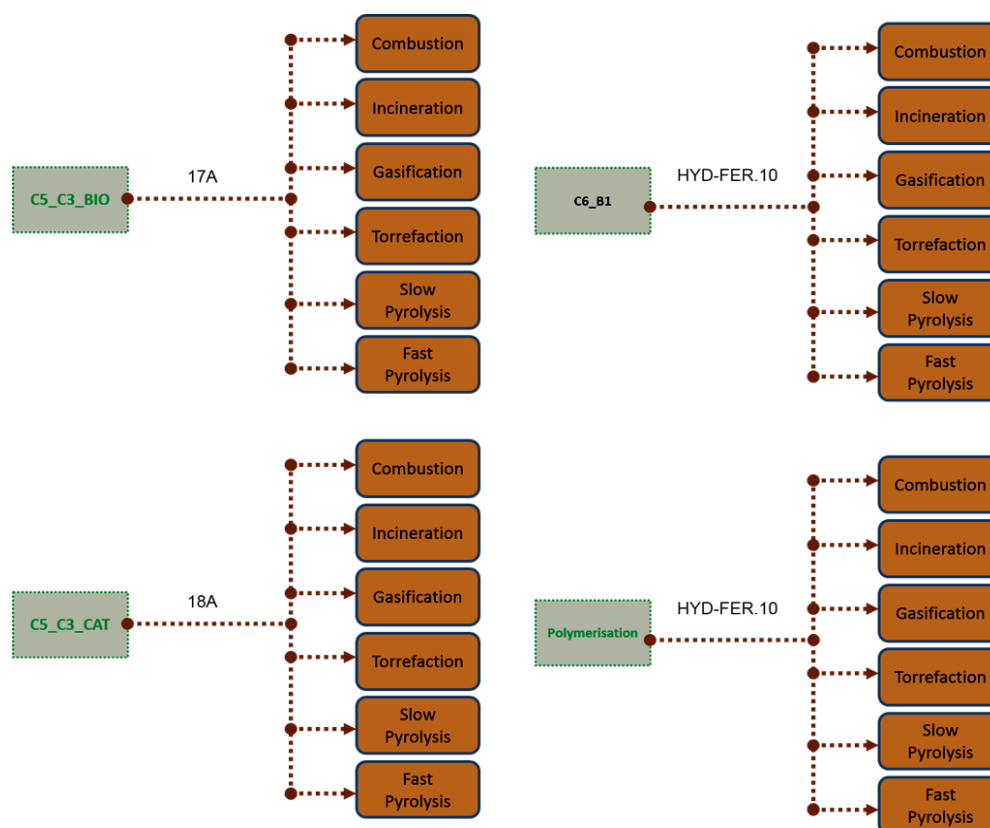
Εικόνα 28. Σχηματική παρουσίαση μοντέλου υπερδομών για τις διάφορες τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων, όπου παρουσιάζονται και τα διάφορα προκύπτοντα παραπροϊόντα

Στην περίπτωση του decentralized σχεδιασμού, όλες οι διεργασίες συνυπάρχουν ξανά, η κάθε μια ξεχωριστά οδηγείται προς την εκάστοτε τεχνολογία διαχείρισης (υπάρχει μια ξεχωριστή μονάδα διαχείρισης για την κάθε τεχνολογία, όπου οδηγείται ξεχωριστά το κάθε ρεύμα από κάθε διεργασία) και στο τέλος προστίθενται τα κόστη των εκάστοτε τεχνολογιών διαχείρισης για την καθεμία τεχνολογία. Έτσι, προκύπτει ο παρακάτω πίνακας:

Πίνακας 22. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για το σχεδιασμό de-centralized στην Ελλάδα

DE Centralized		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	2239,06	-0,45
Incineration	52,29	27,46
Gasification	90,89	29,79
Torrefaction	-2,63	4,55
Slow_Pyrolysis	-1783,09	1787,71
Fast_Pyrolysis	-8,44	12,52

Τα παραπάνω στοιχεία αποκεντρωμένου σχεδιασμού για τα στερεά απόβλητα ενός βιοδιυλιστηρίου μπορούν να απεικονιστούν στο παρακάτω σχήμα, όπου φαίνονται όλες οι απαραίτητες συνδέσεις.



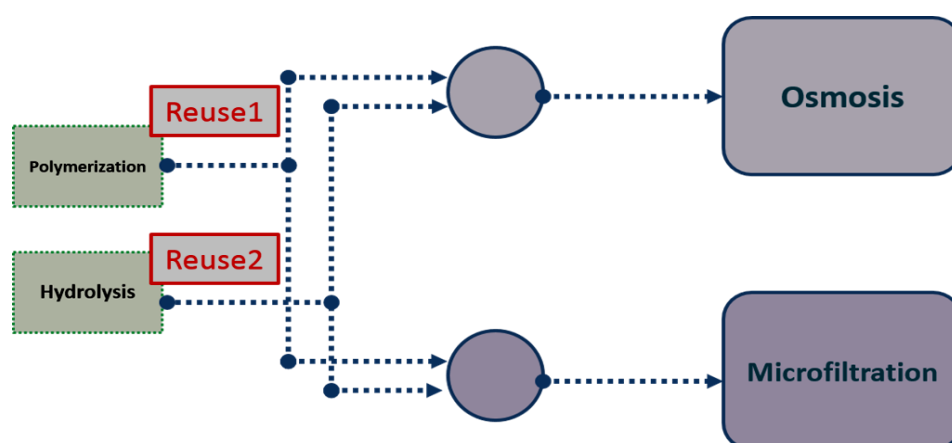
Εικόνα 29. Σχηματική απεικόνιση de-centralized σχεδιασμού για τα στερεά απόβλητα βιοδιυλιστηρίου

Επίσης, αξίζει να εξετασθεί τι παρατηρείται στις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης για τους δύο σχεδιασμούς, θεωρώντας ως προϊόν το καθαρό νερό που παράγεται. Έτσι, παρατίθενται παρακάτω δύο πίνακες, ένας για centralized σχεδιασμό και ένας για de-centralized, όπου παρουσιάζονται τα αποτελέσματα για το Συνολικό κόστος και για το Συνολικό κέρδος.

Πίνακας 23. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για centralized σχεδιασμό στις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης

Centralized		
	Savings (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Osmosis	1,89	0,11
Microfiltration	1,91	0,03

Τα παραπάνω στοιχεία συγκεντρικού σχεδιασμού για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης ενός βιοδιωλιστηρίου μπορούν να απεικονιστούν στο παρακάτω σχήμα, όπου φαίνονται όλες οι απαραίτητες αναμίξεις.



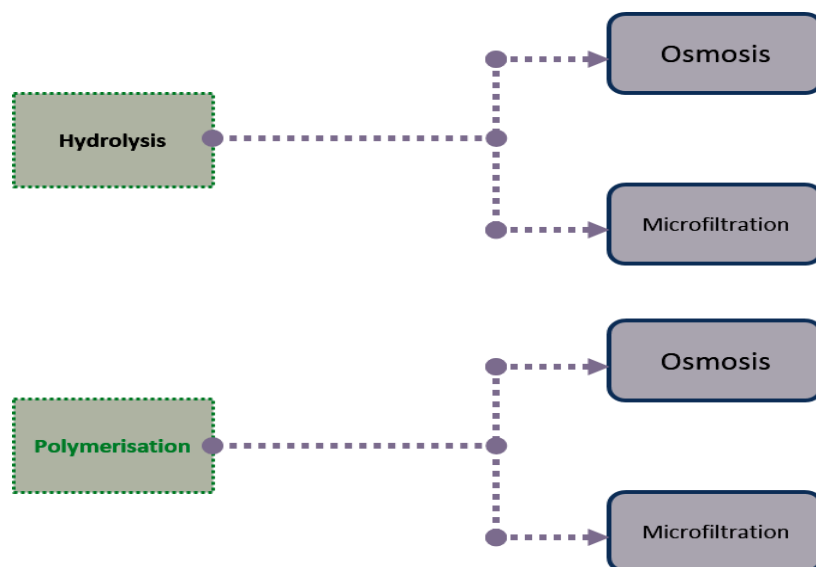
Εικόνα 30. Σχηματική απεικόνιση centralized σχεδιασμού για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης

Παρακάτω παρατίθεται ο πίνακας για σχεδιασμό de-centralized για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης:

Πίνακας 24. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για de-centralized σχεδιασμό στις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης

De-Centralized		
	Savings (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Osmosis	1,89	0,11
Microfiltration	1,91	0,03

Τα παραπάνω στοιχεία αποκεντρωμένου σχεδιασμού για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης ενός βιοδιυλιστηρίου μπορούν να απεικονιστούν στο παρακάτω σχήμα, όπου φαίνονται όλες οι απαραίτητες συνδέσεις.



Εικόνα 31. Σχηματική απεικόνιση de-centralized σχεδιασμού για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης

4.5.2. Σχεδιασμός centralized και de-centralized για τη Φιλανδία

Αρχικά, πρέπει να σημειωθεί πως η αντικειμενική συνάρτηση του Συνολικού κόστους και ως αποτέλεσμα του Συνολικού κέρδους αλλάζει, γιατί προστίθεται ένας νέος όρος. Ο όρος αυτός ονομάζεται Κόστος Διαχείρισης (η τιμή αυτή θεωρήθηκε 47 ευρώ / τόνο) και αναφέρεται σε μια τιμή κατά μέσο όρο διαχείρισης στερεών αποβλήτων στη Φιλανδία. Το κόστος αυτό Διαχείρισης αφαιρείται από το Συνολικό κόστος, άρα προστίθεται στο Συνολικό κέρδος. Ο σχεδιασμός και στις δύο περιπτώσεις γίνεται θεωρώντας πως όλες οι υπάρχουσες ταυτόχρονα.

Έτσι, προκύπτει ο παρακάτω πίνακας ο οποίος αναφέρεται στο σχεδιασμό centralized. Αρχικά, όλα τα ρεύματα αναμιγνύονται σε ένα και το ρεύμα αυτό οδηγείται στις εκάστοτε τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων.

Πίνακας 25. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για το σχεδιασμό centralized στη Φιλανδία

Centralized		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	2149,66	0,05
Incineration	52,00	30,12
Gasification	88,60	25,58
Torrefaction	-1,98	3,90
Slow Pyrolysis	-1778,36	1785,34
Fast Pyrolysis	-1,66	8,10

Στην περίπτωση του decentralized σχεδιασμού, όλες οι διεργασίες συνυπάρχουν ξανά, η κάθε μια ξεχωριστά οδηγείται προς την εκάστοτε τεχνολογία διαχείρισης και στο τέλος προστίθενται τα κόστη των εκάστοτε τεχνολογιών διαχείρισης για την καθεμία τεχνολογία. Έτσι, προκύπτει ο παρακάτω πίνακας:

Πίνακας 26. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών για το σχεδιασμό de-centralized στη Φιλανδία

DE-Centralized		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	2238,76	-0,15
Incineration	51,99	27,76
Gasification	90,59	30,05
Torrefaction	-2,93	4,85
Slow Pyrolysis	-1783,09	1787,71
Fast Pyrolysis	-8,44	12,52

Για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης ισχύουν ακριβώς οι ίδιοι πίνακες που παρατέθηκαν προηγουμένως για την Ελλάδα.

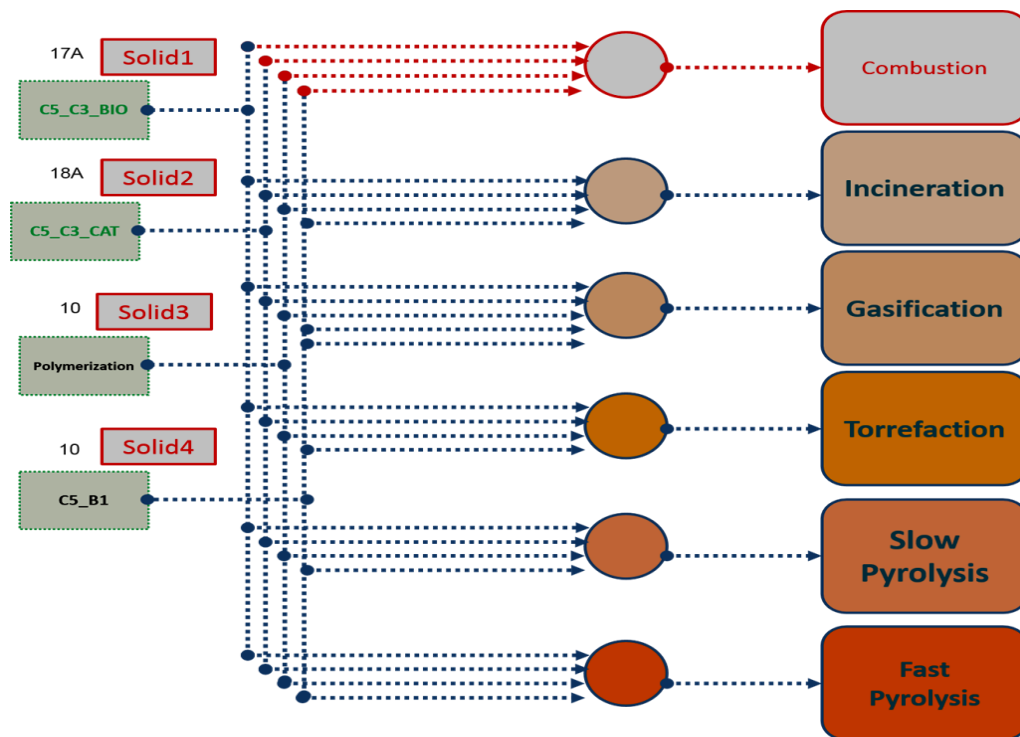
4.5.3. Συμπεράσματα συγκριτικής μελέτης για την Ελλάδα και τη Φιλανδία

Σε όλες τις περιπτώσεις σχεδιασμού (centralized/ de-centralized) και στις δύο χώρες φαίνεται πως η τεχνολογία διαχείρισης στερεών αποβλήτων που πρέπει να επιλεγεί είναι η Καύση. Στην περίπτωση σχεδιασμού centralized, τόσο στην Ελλάδα όσο και στη Φιλανδία, το κόστος είναι μικρότερο σε σχέση με το de-centralized σχεδιασμό, που είναι λογικό γιατί

στη μία περίπτωση έχουμε μόνο μία μονάδα διαχείρισης για την εκάστοτε τεχνολογία ενώ στην άλλη έχουμε πολλές. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα να υπολογίζεται πολλές φορές το Κύριο κόστος. Όσον αφορά τη σύγκριση, μεταξύ των δύο χωρών αξίζει να σημειωθεί πως οι διαφορές μεταξύ των Κερδών στις εκάστοτε περιπτώσεις δεν είναι πολύ σημαντικές, αλλά η Ελλάδα φαίνεται να παρουσιάζει λίγο μεγαλύτερο Συνολικό κέρδος, γεγονός που δικαιολογείται γιατί το Κόστος διαχείρισης στην Ελλάδα είναι λίγο μεγαλύτερο σε σχέση με αυτό της Φιλανδίας.

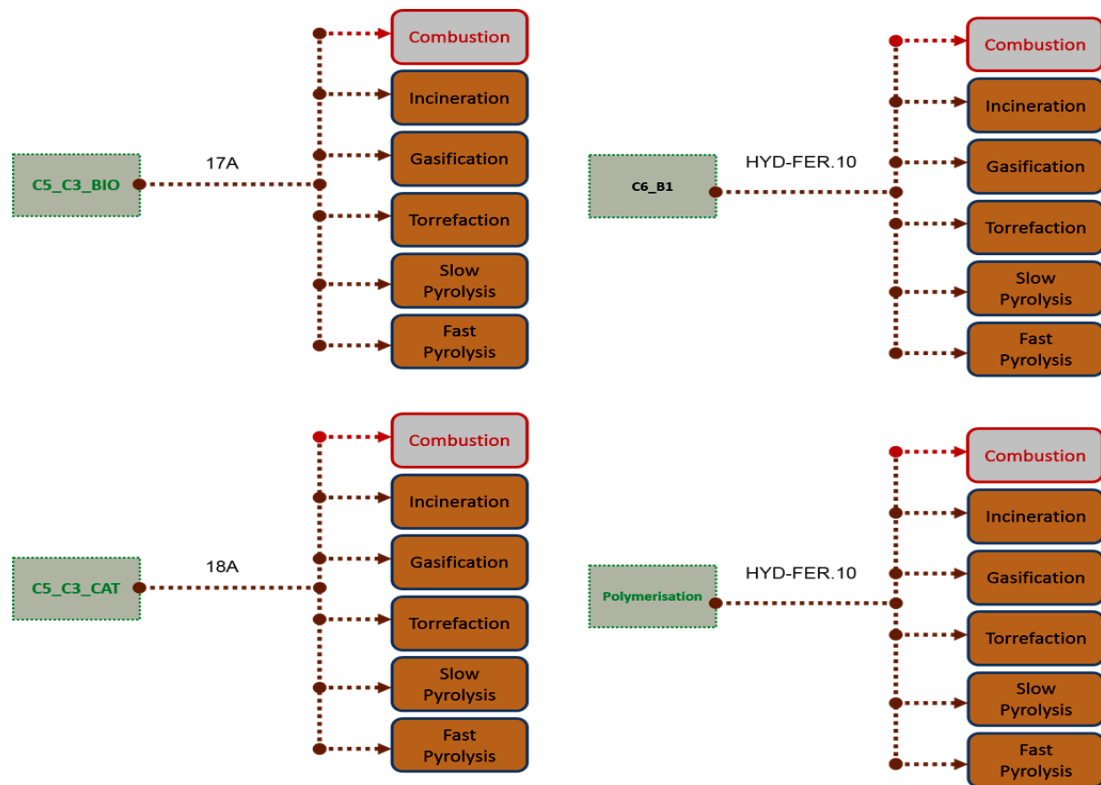
Το παραπάνω παράδειγμα παρουσιάζεται στις παρακάτω Εικόνες για τους δύο σχεδιασμούς. Οι γραμμές που έχουν τονιστεί με κόκκινο χρώμα αναφέρονται στα μονοπάτια και στις τεχνολογίες που επιλέχθηκαν τελικά ως βέλτιστες.

Αρχικά παρατίθεται η Εικόνα που περιγράφει το συγκεντρωτικό σχεδιασμό:



Εικόνα 32. Σχηματική απεικόνιση centralized σχεδιασμού όπου επιλέγεται ως βέλτιστη λύση η τεχνολογία της Καύσης, αυτό ισχύει για την Ελλάδα αλλά και για τη Φιλανδία

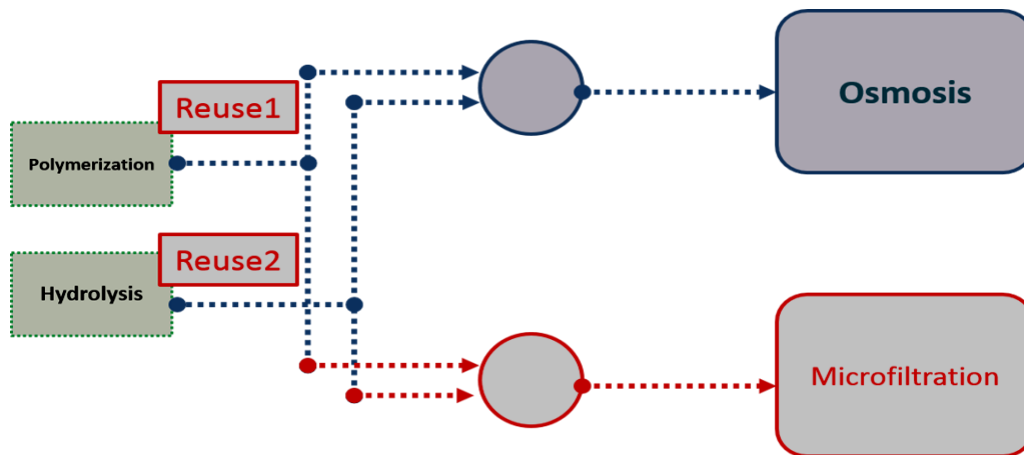
Το ίδιο ακριβώς παρατηρείται και στον αποκεντρωμένο σχεδιασμό, όπου και στις δύο χώρες, πάλι βέλτιστη λύση θεωρείται η Καύση. Παρακάτω ακολουθεί σχηματική απεικόνιση του αποκεντρωμένου σχεδιασμού.



Εικόνα 33. Σχηματική απεικόνιση de-centralized σχεδιασμού όπου επιλέγεται ως βέλτιστη λύση η τεχνολογία της Καύσης, αυτό ισχύει για την Ελλάδα αλλά και για τη Φιλανδία

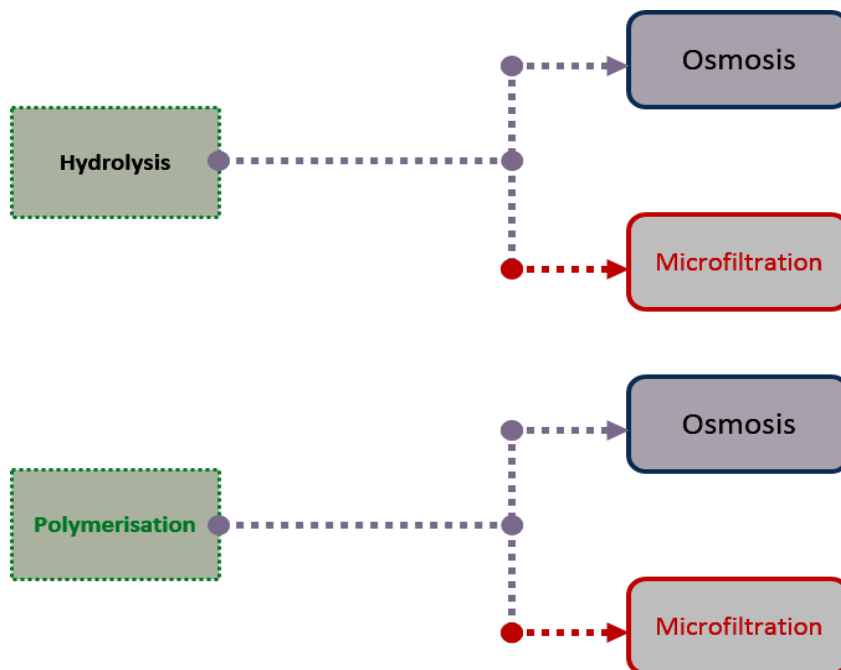
Όσον αφορά τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης, αρχικά παρατηρείται πως και στις δύο περιπτώσεις σχεδιασμού τα αποτελέσματα ταυτίζονται. Αυτό συμβαίνει, επειδή είναι μόνο δύο και έτσι και στις δύο περιπτώσεις σχεδιασμού το τελικό νόμμερο προκύπτει από το άθροισμα των επιμέρους τεχνολογιών για τις δύο διεργασίες που έχουν ρεύμα που οδηγείται σε επαναχρησιμοποίηση. Επίσης, τα νόμμερα της Ελλάδας ταυτίζονται σε σχέση με αυτά της Φιλανδίας γιατί και στις δύο αυτές χώρες η τιμή πώλησης καθαρού νερού ταυτίζεται. Και στις δύο περιπτώσεις ως βέλτιστη λύση θεωρείται το Μικροφιλτράρισμα.

Τα αποτελέσματα που περιγράφονται παραπάνω παρουσιάζονται σχηματικά στο μοντέλο των υπερδομών για το συγκεντρωτικό και αποκεντρωμένο σχεδιασμό ως εξής:



Εικόνα 34. Σχηματική απεικόνιση μοντέλου υπερδομών για το συγκεντρωτικό σχεδιασμό στις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης

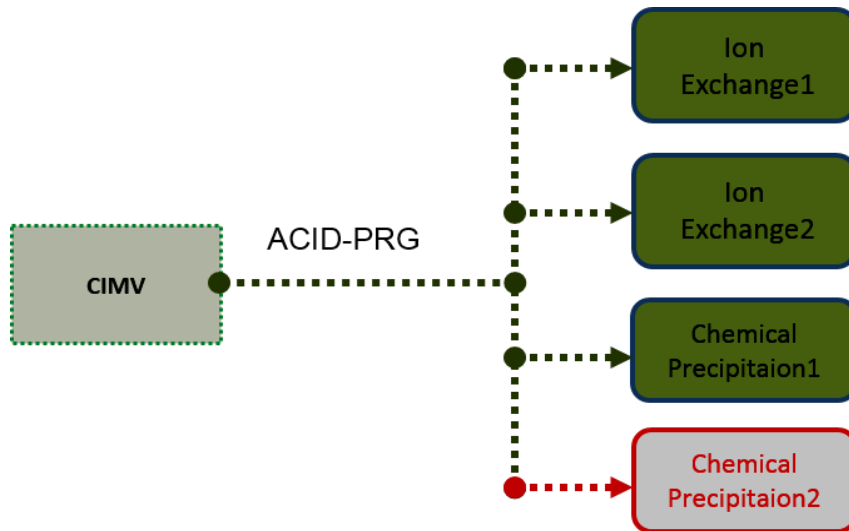
Τα ίδια αποτελέσματα παρατηρούνται και για τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό όπου πάλι βέλτιστη λύση θεωρείται το Μικροφιλτράρισμα.



Εικόνα 35. Σχηματική απεικόνιση μοντέλου υπερδομών για τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό στις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης

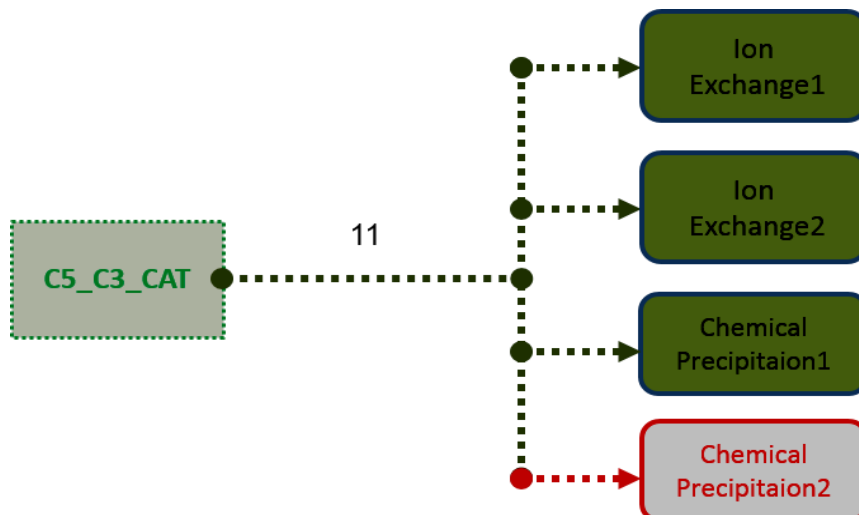
Τέλος, αξίζει να σημειωθεί πως τα ρεύματα που οδηγούνται σε επεξεργασίες αναγέννησης, με σκοπό την ανάκτηση κάποιου καταλύτη δεν μπορούν να οδηγηθούν σε centralized σχεδιασμό.

Τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για τις τεχνολογίες αναγέννησης παρουσιάζονται στο παρακάτω σχήμα για τη Χημική καθίζηση και την Ιοντική εναλλαγή αρχικά για το ρεύμα της CIMV και έπειτα για το ρεύμα της καταλυτικής Ζυλιτόλης.



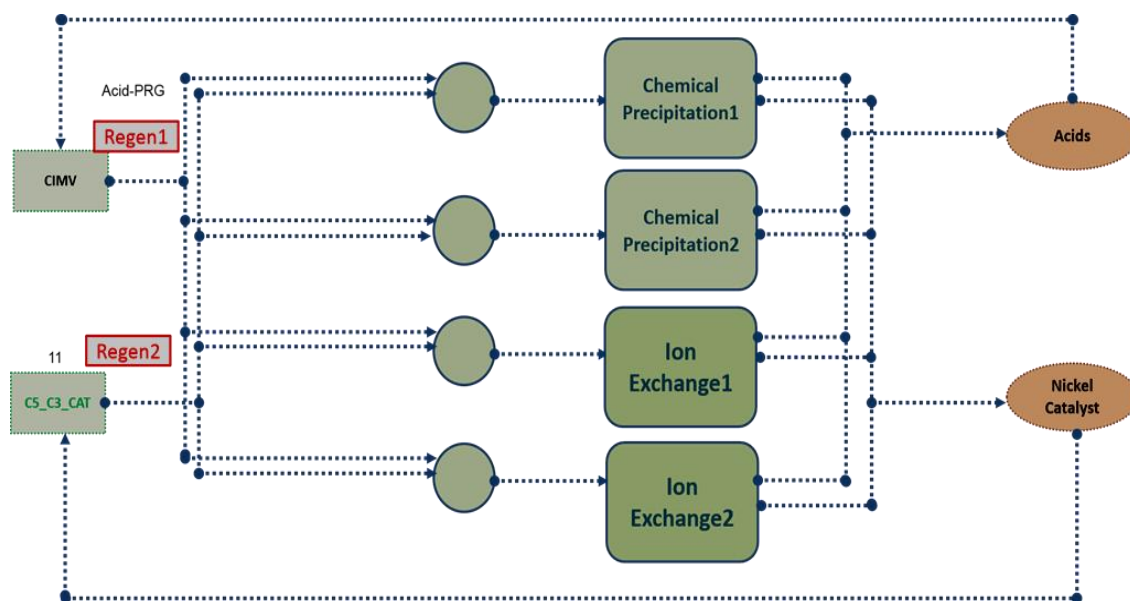
Εικόνα 36. Σχηματική απεικόνιση μοντέλου υπερδομών για την τεχνολογία αναγέννησης για το ρεύμα που προκύπτει από τη διεργασία CIMV

Στην παρακάτω Εικόνα παρουσιάζεται η σχηματική απεικόνιση του μοντέλου των υπερδομών για τις τεχνολογίες αναγέννησης για το ρεύμα της καταλυτικής Ζυλιτόλης.



Εικόνα 37. Σχηματική απεικόνιση του μοντέλου των υπερδομών για το ρεύμα που προκύπτει από τη διεργασία καταλυτικής Ζυλιτόλης

Η μόνη περίπτωση σύνδεσης είναι αυτή που απεικονίζεται στην παρακάτω εικόνα, αλλά και πάλι τα δύο ρεύματα και οι δύο τεχνολογίες λειτουργούν ανεξάρτητα, δεδομένου πως η αναγέννηση συγκεκριμένου καταλύτη απαιτεί και συγκεκριμένο αντιδραστήριο.



Εικόνα 38. Συνολική σχηματική απεικόνιση τεχνολογιών αναγέννησης για τα δύο προς εξέταση ρεύματα

4.6. Σύγκριση Ελλάδας με Φιλανδία στην περίπτωση *centralized* και *de-centralized* για δύο διαφορετικά σενάρια

Στο παρακάτω υποκεφάλαιο γίνεται σύγκριση της διαχείρισης αποβλήτων στις δύο χώρες. Αρχικά, παρατίθενται οι πίνακες για *centralized* και *decentralized* σχεδιασμό στην Ελλάδα, έπειτα το ίδιο για τη Φιλανδία και τέλος ακολουθούν κάποια συμπεράσματα για τη συγκριτική μελέτη των δύο αυτών περιπτώσεων.

4.6.1. Σχεδιασμός *centralized* και *de-centralized* για την Ελλάδα

Αρχικά, πρέπει να σημειωθεί πως η αντικειμενική συνάρτηση του Συνολικού κόστους και ως αποτέλεσμα του Συνολικού κέρδους αλλάζει, γιατί προστίθεται ένας νέος όρος. Ο όρος αυτός ονομάζεται Κόστος Διαχείρισης (η τιμή αυτή θεωρήθηκε 53 ευρώ / τόνο) και αναφέρεται σε μια τιμή κατά μέσο όρο διαχείρισης στερεών αποβλήτων στην Ελλάδα. Το κόστος αυτό Διαχείρισης αφαιρείται από το Συνολικό κόστος, άρα προστίθεται στο Συνολικό κέρδος. Ο σχεδιασμός και στις δύο περιπτώσεις γίνεται θεωρώντας πως έχουμε

μόνο μία μητρική διεργασία (CIMV), έτσι επιλέγονται δύο σενάρια. Στη μία περίπτωση παράγεται Ζυλιτόλη βιοτεχνολογική και Ιτακονικό οξύ και στην άλλη περίπτωση παράγεται Ζυλιτόλη καταλυτική και PVC.

Έτσι, προκύπτουν οι παρακάτω πίνακες οι οποίοι αναφέρονται στο σχεδιασμό centralized και για τις δύο περιπτώσεις σεναρίων (Ζυλιτόλη βιοτεχνολογική και Ιτακονικό οξύ/ Ζυλιτόλη καταλυτική και PVC). Αρχικά, όλα τα ρεύματα αναμιγνύονται σε ένα και το ρεύμα αυτό οδηγείται στις εκάστοτε τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων.

Έτσι, προκύπτει ο παρακάτω πίνακας, ο οποίος αναφέρεται στο πρώτο σενάριο:

Πίνακας 27. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών (για το σενάριο παραγωγής Ζυλιτόλης Βιοτεχνολογικής και Ιτακονικού οξέος) για το σχεδιασμό centralized στην Ελλάδα

Centralized Case Study Xylitol Bio and Itaconic		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	1977,49	-0,37
Incineration	48,10	27,70
Gasification	81,77	23,24
Torrefaction	-1,57	3,34
Slow Pyrolysis	-1635,04	1641,74
Fast Pyrolysis	-1,17	7,37

Στον παρακάτω πίνακα παρατίθενται τα αποτελέσματα του centralized σχεδιασμού για την Ελλάδα, για το δεύτερο σενάριο, όπου παράγονται: Ζυλιτόλη Καταλυτική και PVC.

Πίνακας 28. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών (για το σενάριο παραγωγής Ζυλιτόλης Καταλυτικής και PVC) για το σχεδιασμό centralized στην Ελλάδα

Centralized Case Study Xylitol Cat and PVC		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	172,65	-0,07
Incineration	4,20	2,42
Gasification	7,14	2,03
Torrefaction	-0,43	0,58
Slow Pyrolysis	-1777,76	1785,04
Fast Pyrolysis	-1,06	7,80

Στην περίπτωση του decentralized σχεδιασμού, η κάθε μια ξεχωριστά οδηγείται προς την εκάστοτε τεχνολογία διαχείρισης και στο τέλος προστίθενται τα κόστη των εκάστοτε τεχνολογιών διαχείρισης για την καθεμία τεχνολογία και για τις δύο περιπτώσεις σεναρίων (Ζυλιτόλη βιοτεχνολογική και Ιτακονικό οξύ/ Ζυλιτόλη καταλυτική και PVC). Έτσι, προκύπτει ο παρακάτω πίνακας για το πρώτο σενάριο:

Πίνακας 29. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών (για το σενάριο παραγωγής Ζυλιτόλης Βιοτεχνολογικής και Ιτακονικού οξέος) για το σχεδιασμό de- centralized στην Ελλάδα

De-Centralized Case Study Xylitol Bio and Itaconic		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	1947,40	-0,48
Incineration	48,10	25,25
Gasification	81,77	23,24
Torrefaction	-1,89	3,65
Slow Pyrolysis	-1639,94	1644,19
Fast Pyrolysis	-6,92	10,67

Στον παρακάτω πίνακα παρατίθενται τα αποτελέσματα του de-centralized σχεδιασμού για την Ελλάδα, για το δεύτερο σενάριο, όπου παράγονται: Ζυλιτόλη Καταλυτική και PVC.

Πίνακας 30. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών (για το σενάριο παραγωγής Ζυλιτόλης Καταλυτικής και PVC) για το σχεδιασμό de- centralized στην Ελλάδα

De-Centralized Case Study Xylitol Cat and PVC		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	291,66	0,03
Incineration	4,19	2,20
Gasification	9,12	6,55
Torrefaction	-0,74	0,90
Slow Pyrolysis	-143,15	143,52
Fast Pyrolysis	-1,51	1,84

4.6.2. Σχεδιασμός centralized και de-centralized για τη Φιλανδία

Αρχικά, πρέπει να σημειωθεί πως η αντικειμενική συνάρτηση του Συνολικού κόστους και ως αποτέλεσμα του Συνολικού κέρδους αλλάζει, γιατί προστίθεται ένας νέος όρος. Ο όρος αυτός ονομάζεται Κόστος Διαχείρισης (η τιμή αυτή θεωρήθηκε 47 ευρώ / τόνο) και

αναφέρεται σε μια τιμή κατά μέσο όρο διαχείρισης στερεών αποβλήτων στη Φιλανδία. Το κόστος αυτό Διαχείρισης αφαιρείται από το Συνολικό κόστος, άρα προστίθεται στο Συνολικό κέρδος. Ο σχεδιασμός και στις δύο περιπτώσεις γίνεται θεωρώντας πως έχουμε μόνο μία μητρική διεργασία (CIMV), έτσι επιλέγονται δύο σενάρια. Στη μία περίπτωση παράγεται Ζυλιτόλη βιοτεχνολογική και Ιτακονικό οξύ και στην άλλη περίπτωση παράγεται Ζυλιτόλη καταλυτική και PVC.

Έτσι, προκύπτει ο παρακάτω πίνακας, ο οποίος αναφέρεται στο πρώτο σενάριο:

Πίνακας 31. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών (για το σενάριο παραγωγής Ζυλιτόλης Βιοτεχνολογικής και Ιτακονικού οξέος) για το σχεδιασμό centralized στη Φιλανδία

Centralized Case Study Xylitol Bio and Itaconic		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	1977,22	-0,09
Incineration	47,83	27,70
Gasification	81,49	23,52
Torrefaction	-1,85	3,62
Slow Pyrolysis	-1635,60	1642,01
Fast Pyrolysis	-1,72	7,65

Στον παρακάτω πίνακα παρατίθενται τα αποτελέσματα του centralized σχεδιασμού για τη Φιλανδία, για το δεύτερο σενάριο, όπου παράγονται: Ζυλιτόλη Καταλυτική και PVC.

Πίνακας 32. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών (για το σενάριο παραγωγής Ζυλιτόλης Καταλυτικής και PVC) για το σχεδιασμό centralized στη Φιλανδία

Centralized Case Study Xylitol Cat and PVC		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	172,63	-0,05
Incineration	4,17	2,42
Gasification	7,11	2,05
Torrefaction	-0,45	0,60
Slow Pyrolysis	-1778,36	1785,34
Fast Pyrolysis	-1,66	8,10

Στην περίπτωση του decentralized σχεδιασμού, η κάθε μια ξεχωριστά οδηγείται προς την εκάστοτε τεχνολογία διαχείρισης και στο τέλος προστίθενται τα κόστη των εκάστοτε τεχνολογιών διαχείρισης για την καθεμία τεχνολογία και για τις δύο περιπτώσεις σεναρίων

(Ζυλιτόλη βιοτεχνολογική και Ιτακονικό οξύ/ Ζυλιτόλη καταλυτική και PVC). Έτσι, προκύπτει ο παρακάτω πίνακας για το πρώτο σενάριο:

Πίνακας 33. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών (για το σενάριο παραγωγής Ζυλιτόλης Βιοτεχνολογικής και Ιτακονικού οξέος) για το σχεδιασμό de- centralized στη Φιλανδία

De-Centralized Case Study Xylitol Bio and Itaconic		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	1947,12	-0,20
Incineration	47,82	25,53
Gasification	81,49	23,52
Torrefaction	-2,17	3,93
Slow Pyrolysis	-1639,94	1644,19
Fast Pyrolysis	-6,92	10,67

Στον παρακάτω πίνακα παρατίθενται τα αποτελέσματα του de-centralized σχεδιασμού για τη Φιλανδία, για το δεύτερο σενάριο, όπου παράγονται: Ζυλιτόλη Καταλυτική και PVC.

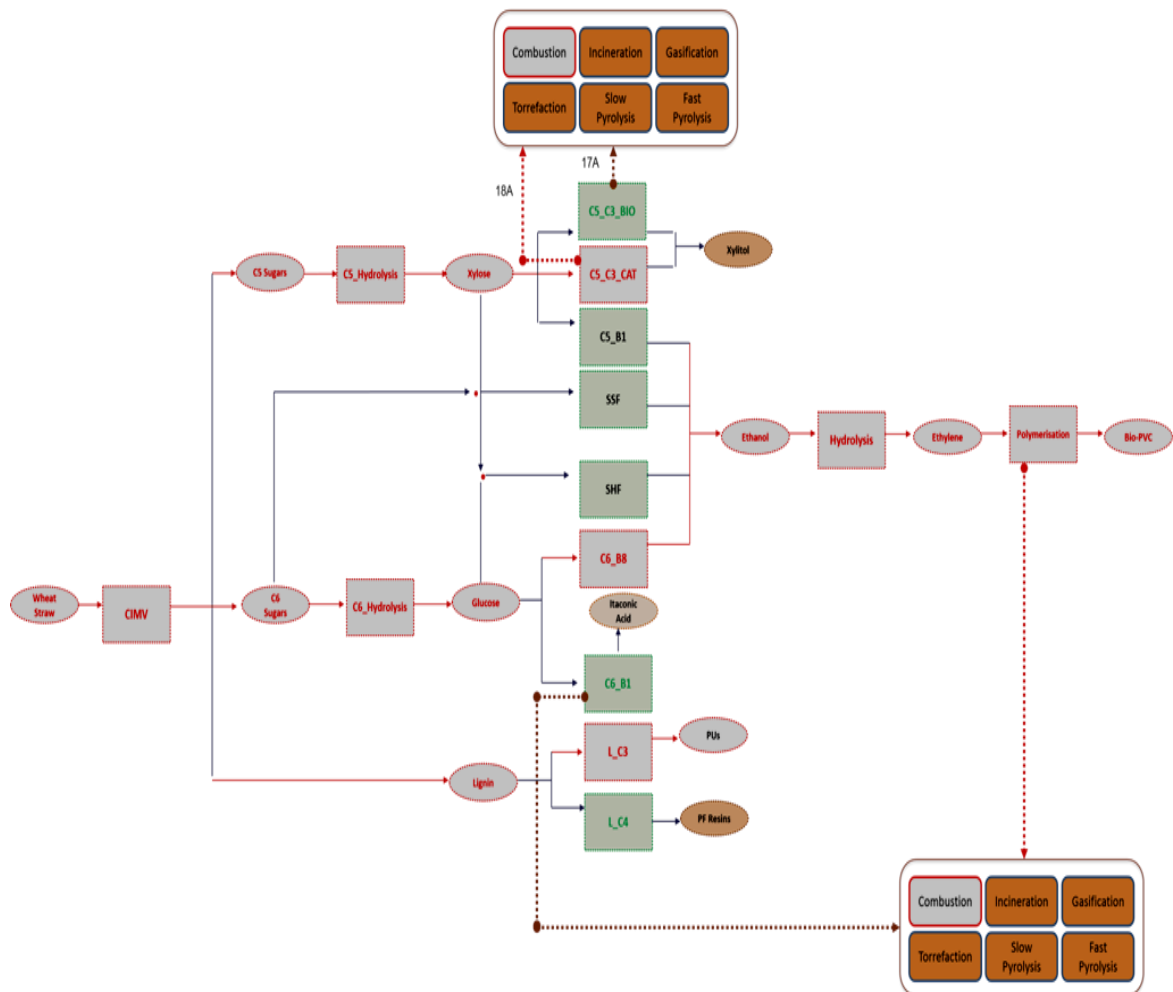
Πίνακας 26. Αποτελέσματα μοντέλου υπερδομών (για το σενάριο παραγωγής Ζυλιτόλης Καταλυτικής και PVC) για το σχεδιασμό de- centralized στη Φιλανδία

De-Centralized Case Study Xylitol Cat and PVC		
	EP (M\$/yr)	Total Cost (M\$/yr)
Combustion	291,64	0,05
Incineration	4,17	2,23
Gasification	9,10	6,53
Torrefaction	-0,77	0,92
Slow Pyrolysis	-143,15	143,52
Fast Pyrolysis	-1,51	1,84

4.6.3. Συμπεράσματα συγκριτικής μελέτης για την Ελλάδα και τη Φιλανδία

Εξετάζοντας τις δύο διαφορετικές περιπτώσεις σεναρίων και τους δύο διαφορετικούς σχεδιασμούς εξήχθησαν κάποια αποτελέσματα που περιλαμβάνονται σε αυτό το υποκεφάλαιο. Συγκρίνοντας τις δύο διαφορετικές περιπτώσεις χωρών, μπορεί να σημειωθεί πως δεν παρατηρούνται ιδιαίτερες διαφορές όσον αφορά ούτε τους σχεδιασμούς αλλά ούτε και τα σενάρια. Η διαφορά εντοπίζεται στο δεύτερο δεκαδικό, γεγονός που το πιο πιθανό οφείλεται στη διαφορά του Κόστους Διαχείρισης ανάμεσα στις

Επίσης, τα ίδια ακριβώς συμβαίνουν και με συγκεντρωτικό σχεδιασμό του δεύτερου σεναρίου, όπου πάλι επιλέγεται η Καύση ως βέλτιστη λύση και στις δύο περιπτώσεις χωρών. Παρακάτω ακολουθεί σχηματική απεικόνιση για καλύτερη κατανόηση.



Εικόνα 40. Σχηματική απεικόνιση centralized σχεδιασμού στην περίπτωση που παράγεται Ζυλιτόλη Καταλυτική και PVC

Σε αυτό το σημείο αξίζει να τονιστεί πως και στις δύο περιπτώσεις σεναρίων και για τους δύο σχεδιασμούς η Καύση θεωρείται η καλύτερη λύση. Αυτό είναι αποτέλεσμα τόσο της αντικειμενικής συνάρτησης Συνολικού Κόστους που πρέπει να ελαχιστοποιείται αλλά και Συνολικού Κέρδους που πρέπει να μεγιστοποιείται.

Κεφάλαιο 5: Συμπεράσματα και συζήτηση

Στο παρόν υποκεφάλαιο παρατίθενται κάποια γενικά συμπεράσματα που εξήχθησαν από τη διπλωματική, αλλά και προτάσεις για συζήτηση και άρα μελλοντική έρευνα.

5.1. Συμπεράσματα

Τα βιοδιυλιστήρια δεύτερης γενιάς είναι ένας πολλά υποσχόμενος τομέας, που έχει αρχίσει να αναπτύσσεται τα τελευταία χρόνια. Η επιτακτική ανάγκη για παραγωγή ενέργειας, αλλά και οι μειούμενες πηγές ορυκτού πλούτου κατατάσσουν την επεξεργασία βιομάζας αναγκαία. Συγκεκριμένα, η λιγνοκυτταρινικής βιομάζα μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την παραγωγή βιοκαυσίμων και χημικών στο μέλλον με τη χρήση διάφορων τεχνολογιών μετατροπής.

Ο σχεδιασμός του βιοδιυλιστηρίου της παρούσας διπλωματικής στηρίχθηκε στο βιοδιυλιστήριο της BIOCORE, από όπου προέκυψαν οι διεργασίες προς διαχείριση. Οι τεχνολογίες με τις οποίες ασχολήθηκε η παρούσα διπλωματική αφορούν τις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων, τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης και τις τεχνολογίες που αφορούν τα μη άμεσα αξιοποιούμενα ρεύματα που προκύπτουν. Στηριζόμενοι στις εξισώσεις για την εκάστοτε τεχνολογία προέκυψε το μαθηματικό μοντέλο, στο οποίο στηρίχθηκαν οι υπολογισμοί. Με γραμμικοποίηση των σχέσεων αυτών, περάστηκαν στο μοντέλο των υπερδομών από όπου εξήχθησαν αντίστοιχα αποτελέσματα.

Συγκρίνοντας τα αποτελέσματα του μαθηματικού μοντέλου με τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών προέκυψαν τα εξής αποτελέσματα. Για τις τεχνολογίες διαχείρισης στερεών αποβλήτων και από τα δύο μοντέλα προκύπτει πως η Καύση είναι η πιο φθηνή τεχνολογία, δεδομένου πως έχει μικρό Κύριο κόστος, μηδενική κατανάλωση ενέργειας, αλλά και αρκετά υψηλή παραγωγή ενέργειας. Κοινό επίσης συμπέρασμα για τις τεχνολογίες αυτές είναι πως η πιο ακριβή τεχνολογία διαχείρισης είναι η Αργή πυρόλυση, λόγω του πολύ υψηλού κύριου κόστους που έχει. Όσον αφορά τις τεχνολογίες αναγέννησης από το μαθηματικό μοντέλο προκύπτει πως η Ιοντική εναλλαγή είναι πιο φθηνή τεχνολογία σε σχέση με τη Χημική καθίζηση, αλλά αναγεννά πολύ μικρότερη ποσότητα καταλύτη. Τα αποτελέσματα των υπερδομών έδειξαν πως για την ίδια ποσότητα καταλύτη η Χημική καθίζηση είναι πιο φθηνή. Τέλος, για τις τεχνολογίες επαναχρησιμοποίησης από το μαθηματικό μοντέλο προέκυψε πως το Μικροφιλτράρισμα είναι η πιο φθηνή διεργασία,

ενώ από το μοντέλο των υπερδομών τα αποτελέσματα ήταν συγκεχυμένα μιας και στη μία περίπτωση το Μικροφιλτράρισμα είχε μεγαλύτερο Συνολικό κέρδος, ενώ στην άλλη περίπτωση η Αντίστροφη Όσμωση. Αυτό οφείλεται πιθανότατα στο γεγονός ότι στις δύο περιπτώσεις εξεταζόμενων ρευμάτων, τα σωματίδια προς απομάκρυνση δεν ήταν ίδια, άρα δεν είχαν και ίδιο μέγεθος, με αποτέλεσμα να αυξάνεται ή να μειώνεται η απόδοση της μεθόδου.

Επίσης, αξίζει να σημειωθεί πως στο μαθηματικό μοντέλο η παράμετρος που μελετάται είναι το συνολικό κόστος της εκάστοτε τεχνολογίας διαχείρισης, ενώ στο μοντέλο υπερδομών εκτός από το συνολικό κόστος εξίσου σημαντική παράμετρος είναι και το συνολικό κέρδος. Αυτό μπορεί να επηρεάσει αρκετά τα αποτελέσματα και έτσι να διαφοροποιούνται οι βέλτιστες λύσεις των δύο μοντέλων.

Στο μοντέλο των υπερδομών εκτός από τη διαχείριση του κάθε ρεύματος διεργασίας από την αντίστοιχη τεχνολογία, παρουσιάστηκαν επίσης αποτελέσματα που αφορούν το centralized και de-centralized σχεδιασμό του βιοδιυλιστηρίου. Από τα αποτελέσματα που παρατέθηκαν παραπάνω, ως γενικό συμπέρασμα μπορεί να θεωρηθεί πως ο de-centralized σχεδιασμός είναι πιο ακριβός σε σχέση με το centralized. Αυτό ισχύει επειδή το κύριο κόστος για την εκάστοτε τεχνολογία στον πρώτο σχεδιασμό συνυπολογίζεται πολλές φορές. Από την άλλη πλευρά βέβαια, ο de-centralized σχεδιασμός δεν παύει να είναι πιο λεπτομερής και να παράγει περισσότερα παραπροϊόντα δεδομένου ότι το κάθε ρεύμα προς διαχείριση οδηγείται σε κάθε τεχνολογία.

Τέλος, στη σύγκριση μεταξύ των χωρών που παρατέθηκε παραπάνω προκύπτει ότι η Ελλάδα είναι πιο φθηνή σε σχέση με τη Φιλανδία, γεγονός που οφείλεται στο μεγαλύτερο κόστος Διαχείρισής της (το οποίο προστίθεται στο Συνολικό κέρδος). Από τα σενάρια που παρατέθηκαν τα αποτελέσματα ήταν συγκεχυμένα γεγονός που οφείλεται πιθανότατα στην παραγωγή παραπροϊόντων κατά τον de-centralized σχεδιασμό.

5.2. Συζήτηση- Μελλοντική Έρευνα

Η μεγαλύτερη μελλοντική πρόκληση όσον αφορά τα απόβλητα ρεύματα ή τα μη άμεσα αξιοποιούμενα ενός βιοδιυλιστηρίου είναι η συγκέντρωση όλων των αποβλήτων των διεργασιών, και όλων των τεχνολογιών διαχείρισης (υγρών, στερεών αερίων, μη άμεσα αξιοποιούμενων) για το συνολικό σχεδιασμό αυτού.

Με άλλα λόγια ο ολοκληρωμένος σχεδιασμός ενός βιοδιυλιστηρίου μπορεί να δώσει αποτελέσματα ή βέλτιστα σενάρια τα οποία δεν μπορούν να προβλεφτούν αυτή τη στιγμή. Στο σχεδιασμό αυτό πέρα από τη διαχείριση των αποβλήτων του βιοδιυλιστηρίου θα διαχειρίζονται και τα απόβλητα που προκύπτουν από τις εκάστοτε διεργασίες με σκοπό τη δημιουργία ενός συστήματος με μηδενικά απόβλητα.

Επίσης, θα μπορούσαν να γίνουν περισσότερα σενάρια, ώστε να εντοπιστούν τα παραπροϊόντα που επηρεάζουν περισσότερο το Συνολικό κέρδος αλλά και το Συνολικό κόστος. Η σύγκριση μεταξύ και άλλων χωρών πέραν της Φιλανδίας με την Ελλάδα, μπορεί επίσης να οδηγήσει την εξαγωγή και άλλων συμπερασμάτων.

Τέλος, θα μπορούσαν να προστεθούν επιπλέον τεχνολογίες επεξεργασίας. Ο εμπλουτισμός αυτός του μοντέλου μπορεί να οδηγήσει σε πιο κερδοφόρες λύσεις και σε αποτελέσματα διαφορετικά από τα ήδη υπάρχοντα. Ο λεπτομερής, επίσης, σχεδιασμός μπορεί να αποφέρει πιο ακριβή αποτελέσματα, δεδομένου ότι το συνολικό κόστος και το συνολικό κέρδος θα μπορούν να προβλεφτούν με πολύ μικρό περιθώριο λάθους. Επίσης, η προσθήκη των δεικτών LCA είναι πολύ σημαντική, γιατί μπορεί να παρουσιάσει με αρκετά μεγάλη ακρίβεια τις περιβαλλοντικές επιπτώσεις των τεχνολογιών.

Η συνολική εικόνα του βιοδιυλιστηρίου σε μορφή υπερδομής παρουσιάζεται στην παρακάτω εικόνα, όπου παρουσιάζονται όλα τα εξεταζόμενα ρεύματα και όλες οι τεχνολογίες διαχείρισης.

Βιβλιογραφία

Arena U. (2012) Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review. Elsevier Ltd., Waste Management, 32, pp. 625-639

Bezanson, A. (1999), Pyrolysis and Torrefaction of Biomass, Mech 4840

Biarnes, 2013 M., Freed B. & Esteves J., Combustion, E Instruments International LLC - www.E-Inst.com

Biocore, <http://www.biocore-europe.org/>, (accessed 05/04/2013).

Boundy B., Diegel S.W., Wright L. & Davis S.C. (2011) Biomass Energy Data Book. U.S. Department of Energy: Energy Efficiency and Renewable Energy, Tennessee. Oak Ridge National Laboratory, Washington, DC, 4th Edition, No. ORNL/TM-2011/446, Appendix A.

Bridgwater A. (2009), Technical and Economic Assessment of Thermal Processes for Biofuels, COPE Ltd

Craig K. & Mann M. (1996), Cost and Performance Analysis of Biomass-Based Integrated Gasification Combined-Cycle (BIGCC) Power Systems, NREL/TP-430-21657

Dasappa S. (2007), Summary of discussion paper on status, potential and challenges of promoting biomass gasification technologies for industrial applications in Africa, Indian Institute of Science, India

Dennis A. Clifford, ION EXCHANGE AND INORGANIC ADSORPTION, University of Houston Houston, Texas

Ecocycle (2011), Waste to Energy

Economic and Social Commission for Western Asia (ESCWA) (2003) *Waste-Water Treatment Technologies: A General Review*. United Nations.

EPA, United States Environmental Protection Agency, <http://www.epa.gov/>, (accessed 20/02/2014).

ESTCP Program Office (2008) Demonstration of Regenerable, Large-Scale Ion Exchange System Using WBA Resin in Rialto, CA (Drinking Water Treatment - Pilot Scale), U.S. Department of Defense

European Commission (2006) Reference Document on the Best Available Techniques for Waste Incineration, Integrated Pollution Prevention and Control

King D., Inderwildi O. R. & Williams A. (2010) *The future of industrial Biorefineries*. World Economic Forum.

Kokossis A.C. & Floudas C.A. (1990) Optimization of Complex Reactor Networks – I. Isothermal Operation. Great Britain: Pergamon Press, Chemical Engineering Science, Vol. 45, No. 3, pp. 595-614.

Kokossis A.C. & Yang A. (2010) *On the use of systems technologies and a systematic approach for the synthesis and the design of future biorefineries*. Computers and Chemical Engineering, 34, No. 9, pp. 1397-1405.

Lehmann J. & Joseph S. (2009), Biochar for Environmental Management Science and Technology, Earthscan in the UK and USA.

Lewabrane (2012) Guidelines for the design of Reverse Osmosis Membrane Systems LANXESS Deutschland GmbH Business Unit Ion Exchange Resins Chempark Leverkusen 51369 Leverkusen, Germany

Lise Appels a, Jan Baeyens c, Jan Degre`ve a, Raf Dewil, (2008) Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge, Elsevier Ltd., Progress in Energy and Combustion Science, 34, 755–781

Membrane Separation, <http://web.deu.edu.tr/atiksu/ana07/arit5.html>, (accessed 02/04/2014).

Microfiltration/Ultrafiltration,
<http://www.simultaneouscompliancetool.org/SCToolSmall/jsp/modules/welcome/documents/TECH7.pdf> , (accessed 05/03/2014).

Mountraki A.D., Nikolakopoulos A., Mlayah B.B. & Kokossis A.C. (2011) BIOCORE – A systems integration paradigm in the real-life development of a lignocellulosic biorefinery. 21st European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE 21.

Mukhtar S., Nash C., Harman W. & Padia R. (2007) How Much Does That Incinerator Cost?. AgriLife Extension, Texas A&M System, No. B-6209, pp. 1-8.

Nikolopoulos N., Grammelis P, Atsonios K. & Agraniotis M. (2012) Straw torrefaction: a new modeling approach and new two – stage reactor, Clean Energy Ltd. Advances in Environment, Biotechnology and Biomedicine

Potts L.G.A. & Martin D.J. Waste Management and Minimization – Anaerobic Digestion, Gasification and Pyrolysis. UNESCO – EOLSS Sample Chapters, C09, E4-13-04-03.

Practices, Waste to Energy

Reverse osmosis, www.liquamandiri.com, (accessed 05/03/2014).

Smith R. (2005) Chemical Process Design and Integration. England: John Wiley & Sons Ltd, 2nd Edition, Chapter 26, pp. 581-623.

Stantec (2011) A Technical Review of Municipal Solid Waste Thermal Treatment

Tsakalova M., Lin T.C., Yang A. & Kokossis A.C. (2011) Implementation and initial evaluation of a decision support platform for selecting production routes of biomass-derived chemicals. 21st European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE 21.

United States Environmental Protection Agency (2000) Wastewater Technology Fact Sheet Chemical Precipitation. EPA 832-F-00-018 U.S. Environmental Protection Agency, Office of Water Washington, D.C.

United States Environmental Protection Agency (2005) MEMBRANE FILTRATION GUIDANCE MANUAL. EPA 815-R-06-009 U.S. Environmental Protection Agency, Office of Water Washington, D.C.

Walas S.M. (1990) Chemical Process Equipment: Selection and Design. USA: Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering, Chapter 20, pp. 663-669.

Water Treatment Technology fact sheet, All Consulting

Weber A. (1972) Physicochemical Processes for Wastewater Control, p. 293

Wikipedia, the Free Encyclopedia, http://en.wikipedia.org/wiki/Main_Page, (accessed 22/06/2013).

Woodard F. (2001) Industrial Waste Treatment Handbook. USA: Butterworth-Heinemann.

Woolley J. Watercare International Ltd (2012), Process Design

Yeo K. (2010) Cost Analysis of Membrane Bioreactors to Reverse Osmosis Filters, Cost Analysis of Bioreactors to Reverse Osmosis

Κροκίδα Μ., Μαρίνος- Κουρής Δ., Μαρούλης Ζ.,(2003) Σχεδιασμός Θερμικών Διεργασιών, Πανεπιστημιακές εκδόσεις Ε.Μ.Π.

Μουντράκη Α.Δ., Νικολακόπουλος Α., Πυργάκης Κ.Α. & Κοκόσης Α.Κ., Μπαγιά Β.Β. BIOCORE – υπόδειγμα μεθοδολογικής προσέγγισης για τον ολοκληρωμένο σχεδιασμό και την ανάπτυξη ενός πραγματικού λιγνοκυτταρινούχου βιοδιυλιστηρίου. 8ο Πανελλήνιο Επιστημονικό Συνέδριο Χημικής Μηχανικής, Θεσσαλονίκη, 26-28 Μαΐου 2011.