ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ

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

ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗ ΕΡΓΑΣΙΑ

Μαθηματική μοντελοποίηση και ολοκληρωμένος σχεδιασμός διεργασιών επεξεργασίας υγρών & αέριων αποβλήτων από βίο-διυλιστήρια 2ης γενιάς

ΠΑΝΤΕΛΗ ΑΝΝΑ

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 Ιωάννα-Αικατερίνη Παπουτσή 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.

Περιεχόμενα

Περίληψη 1

Abstract 3

Κεφάλαιο 1: *Εισαγωγικά* 5

1.1. Λιγνοκυτταρινούχα βιοδιυλιστήρια 5

1.2. Κριτήρια ταξινόμησης αποβλήτων 9

Κεφάλαιο 2: *Τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών και αέριων αποβλήτων* 12

2.1. Υγρά απόβλητα 12

2.1.1. *Αναερόβια χώνευση (anaerobic digestion)* 16

2.1.2. *Ενεργός ιλύς (activated sludge)* 18

2.1.3. *Βιολογικά φίλτρα (trickling filter)* 19

2.1.4. *Περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι (Rotating Biological Contactors - RBC)* 21

2.1.5. *Αεριζόμενη δεξαμενή (aerated lagoon)* 23

2.1.6. *Δεξαμενή εξισορρόπησης (stabilization pond)* 25

2.2. Αέρια απόβλητα 30

2.2.1. *Χημική απορρόφηση* 39

2.2.2. *Φυσική απορρόφηση* 42

2.2.3. *Βρόχος ασβεστίου (Ca – loop)* 45

2.2.4. *Μεμβράνες* 47

2.2.5. *Κρυογονική* 48

Κεφάλαιο 3: *Μαθηματική μοντελοποίηση* 49

3.1. Τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων 49

3.1.1. *Αναερόβια χώνευση* 49

3.1.2. *Ενεργός ιλύς* 51

3.1.3. *Βιολογικά φίλτρα (υψηλού ρυθμού)* 53

3.1.4. *Περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι* 56

3.1.5. *Αεριζόμενη δεξαμενή* 59

3.1.6. *Δεξαμενή εξισορρόπησης (αναερόβια δεξαμενή)* 63

3.2. Τεχνολογίες επεξεργασίας αέριων αποβλήτων (CO_2 capture) 67

3.2.1. *Χημική απορρόφηση με μονοαιθανολαμίνη (MEA)* 68
3.2.2. *Χημική απορρόφηση με N-μεθυλοδιαιθανολαμίνη (MDEA)* 71
3.2.3. *Φυσική απορρόφηση με ρεκτιζόλη (Rectisol)* 75
3.2.4. *Φυσική απορρόφηση με σελεξόλη (Selexol)* 78
3.2.5. *Βρόχος ασβεστίου (Ca – loop)* 81
3.2.6. *Μεμβράνες* 83
3.2.7. *Κρυογονική (internal refrigeration)* 86
3.3. Αποτελέσματα 87
3.4. Συμπεράσματα 104
Κεφάλαιο 4: *Μοντέλο υπερδομών* 110
4.1. Γενικά 110
4.2. Περιπτώσεις σύνθεσης – αποκεντρωμένος/συγκεντρωτικός σχεδιασμός 112
4.3. Σύσταση υπερδομών 113
4.4. Αποτελέσματα για τις εξεταζόμενες διεργασίες βιοδιυλιστηρίου 114
4.5. Συμπεράσματα 122
4.6. Βελτιστοποίηση 125
4.6.1. *Περιπτώσεις ανάλυσης για την Ελλάδα* 129
4.6.2. *Περιπτώσεις ανάλυσης για τη Φινλανδία* 130
4.6.3. *Συμπεράσματα* 131
4.7. Case studies βελτιστοποίησης 132
4.7.1. *Case studies για την Ελλάδα* 134
4.7.2. *Case studies για τη Φινλανδία* 136
4.7.3. *Συμπεράσματα* 139
Κεφάλαιο 5: *Συζήτηση και συμπεράσματα* 140
5.1. Σύγκριση μαθηματικού μοντέλου και μοντέλου υπερδομών 140
5.2. Μελλοντικές προοπτικές 142
Βιβλιογραφία 143

Περίληψη

Τα βιοδιυλιστήρια δεύτερης γενιάς επεξεργάζονται ανανεώσιμη πρώτη ύλη, γεγονός που καθιστά απαραίτητη την εδραίωσή τους στην παραγωγική βιομηχανία. Παρ' όλα αυτά, υπάρχει ανάγκη αντιστάθμισης των παραπροϊόντων και της περιβαλλοντικής επιβάρυνσης, όπως σε κάθε βιομηχανία. Όσον αφορά τα απόβλητα, αρχικά, είναι απαραίτητη η ελαχιστοποίηση τους μέσω κατάλληλου σχεδιασμού και στη συνέχεια η επιλογή της κατάλληλης τεχνολογίας επεξεργασίας τους.

Η παρούσα διπλωματική εργασία πραγματεύεται την ολιστική μελέτη σχεδιασμού δικτύου επεξεργασίας υγρών και αέριων απόβλητων ρευμάτων που προκύπτουν από τις διεργασίες μιας πραγματικής μονάδας λιγνοκυτταρινούχου βιοδιυλιστηρίου (BIOCORE). Αρχικά, πραγματοποιήθηκε η κατηγοριοποίηση των εξεταζόμενων απόβλητων ρευμάτων και αφού μελετήθηκε μια πληθώρα τεχνολογιών επεξεργασίας, μέσω μαθηματικής μοντελοποίησης, ακολούθησε η σύγκριση αυτών για κάθε εξεταζόμενο ρεύμα. Ωστόσο, διαπιστώθηκε ότι το μαθηματικό μοντέλο δεν μπορεί να οδηγήσει σε ακριβή συμπεράσματα. Συνεπώς, κρίθηκε απαραίτητη η κατασκευή του μοντέλου των υπερδομών που οδηγεί στην επιλογή του βέλτιστου μονοπατιού επεξεργασίας, μέσω ολοκλήρωσης των ρευμάτων. Το μοντέλο των υπερδομών βασίστηκε στις γραμμικοποιημένες σχέσεις του μαθηματικού μοντέλου και αντιμετώπισε συνολικά το πρόβλημα, ξεκινώντας από τη μητρική διεργασία (κλασμάτωσης της λιγνοκυτταρινούχας βιομάζας) του βιοδιυλιστηρίου, συμπεριλαμβάνοντας όλες τις πιθανές επιλογές τόσο των διεργασιών παραγωγής προϊόντων όσο και των τεχνολογιών επεξεργασίας αποβλήτων. Συγκεκριμένα, πραγματοποιήθηκαν δύο είδη σχεδιασμού για καθεμία από τις δύο εξεταζόμενες κατηγορίες αποβλήτων, ο συγκεντρωτικός (centralized) και ο αποκεντρωμένος (de-centralized), χρησιμοποιώντας δύο αντικειμενικές συναρτήσεις, όπου η μία αφορούσε το συνολικό κόστος κάθε εξεταζόμενης τεχνολογίας και η άλλη αφορούσε την προοπτική κέρδους από την εφαρμογή αυτής. Βέλτιστη επιλογή θεωρήθηκε κάθε φορά η τεχνολογία επεξεργασίας με το μικρότερο συνολικό κόστος και ταυτόχρονα, την υψηλότερη προοπτική κέρδους. Τέλος, πραγματοποιήθηκε συγκριτική μελέτη βελτιστοποίησης μεταξύ Ελλάδας και Φινλανδίας σχετικά με τα δύο προηγούμενα είδη σχεδιασμού, όπου οι αντικειμενικές συναρτήσεις τροποποιήθηκαν με τη χρήση μιας τιμής επεξεργασίας αποβλήτων, διαφορετικής για τις δύο χώρες. Η συγκριτική αυτή μελέτη εξελίχθηκε και σε επίπεδο διαφορετικών σεναρίων διεργασιών βιοδιυλιστηρίου.

Μέσω της εργασίας αυτής, τόσο από τη μαθηματική μοντελοποίηση όσο και από το μοντέλο των υπερδομών, διαπιστώθηκε ότι για όλα τα υγρά απόβλητα ρεύματα κοινή τεχνολογία επεξεργασίας παρουσιάζεται η αναερόβια χώνευση, η οποία, ωστόσο, παρουσιάζει το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίου, γεγονός που δεν την καθιστά επιθυμητή λύση. Αντιθέτως, βέλτιστη επιλογή φαίνεται να είναι εκείνη των περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων. Στην περίπτωση των αέριων απόβλητων ρευμάτων, παρατηρήθηκε, σύμφωνα και με τα δύο μοντέλα, ότι η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας αυτών είναι η τεχνολογία κρυογονικής, της οποίας το υψηλό κόστος κεφαλαίου αντισταθμίζεται από τη χαμηλή απαίτηση σε ενέργεια και το χαμηλό λειτουργικό κόστος. Αντιθέτως, ο βρόχος ασβεστίου διαπιστώθηκε να είναι η χειρότερη επιλογή επεξεργασίας, λόγω της υψηλής απαίτησης σε ενέργεια και συνεπώς, του υψηλότερου λειτουργικού κόστους. Από τη συγκριτική μελέτη Ελλάδας - Φινλανδίας διαπιστώθηκε επίσης ότι καλύτερη επιλογή επεξεργασίας υγρών αποβλήτων, σύμφωνα με το συγκεντρωτικό σχεδιασμό, είναι η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης, ενώ, σύμφωνα με τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό, η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων. Παρ’ όλα αυτά, μεγαλύτερο κέρδος παρουσιάζεται στην περίπτωση της Ελλάδας λόγω μεγαλύτερης τιμής επεξεργασίας αποβλήτων. Αντίστοιχα, για τα αέρια απόβλητα βέλτιστη επιλογή προέκυψε η τεχνολογία κρυογονικής. Όσον αφορά τα δύο είδη σχεδιασμού σε Ελλάδα και Φινλανδία για τα σενάρια διεργασιών, επιβεβαιώνεται ότι η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας υγρών απόβλητων ρευμάτων είναι η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων, ενώ η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας αέριων απόβλητων ρευμάτων είναι η τεχνολογία κρυογονικής. Γενικότερα, ωστόσο, παρατηρήθηκε ότι το κέρδος που προκύπτει από τις δύο αυτές τεχνολογίες είναι μεγαλύτερο στην περίπτωση αποκεντρωμένου σχεδιασμού.

Σημαντική πρόταση για μελλοντική έρευνα είναι η ανάπτυξη ενός μοντέλου για τον ολοκληρωμένο σχεδιασμό βιοδιυλιστηρίου, συμπεριλαμβάνοντας την επεξεργασία του συνόλου των απόβλητων ρευμάτων που προκύπτουν από τις διεργασίες αυτού. Εξίσου σημαντικές μελλοντικές προοπτικές θα μπορούσαν να είναι ο εμπλουτισμός με περισσότερες τεχνολογίες επεξεργασίας, η πραγματοποίηση συγκριτικής μελέτης μεταξύ περισσότερων χωρών, καθώς και η προσθήκη δεικτών LCA για τη μελέτη περιβαλλοντικών επιπτώσεων.

Abstract

Second generation biorefineries make use of renewable feedstock and as a result they need to be established in the production industry. Nevertheless, as it happens in every industry, there is need of balance between by-products and environmental impacts. Therefore, after the wastes have been minimized through appropriate design, the most suitable technology should be selected for their treatment.

The purpose of this dissertation is the holistic design approach of treatment technologies networks for liquid and gas waste streams, coming from the processes of a real unit of a lignocellulosic biorefinery (BIOCORE). Initially, the waste streams were classified and the examination of a variety of treatment technologies through mathematical modeling was followed by a comparison of these for each waste stream. However, it was found that the mathematical model cannot lead to accurate conclusions. Therefore, it was necessary to create superstructures, which lead to the selection of the optimal treatment path, through the integration of the streams. Superstructures were based on the equations of the mathematical model, in a linear form and dealt with the overall problem, starting from the basic process (of lignocellulosic biomass fractionation) of the biorefinery, including all possible options of both production processes and waste treatment technologies. The model of superstructures was used for centralized and de-centralized design of liquid and gas waste streams, using two objective functions that respectively refer to the total cost and the economic potential of each treatment technology. The optimal option is considered to be the treatment technology with the lowest total cost and at the same time, the highest economic potential. Finally, a comparative study of optimization was carried out between Greece and Finland, regarding both kinds of design. The objective functions were modified, by using a price of waste treatment, which is different for both countries. An additional comparison was repeated as far as different scenarios (case studies) of biorefinery processes are concerned.

Regarding the liquid waste streams, by both the mathematical and the superstructure model, the anaerobic digestion is considered to be a common treatment technology, but also the worst option due to its high capital cost. On the contrary, the rotating biological contactors seem to be the optimal option. Regarding the gas waste streams, the cryogenic is considered to be the best treatment option according to both models, due to the fact that its high capital cost is balanced by its low energy requirement

and operating cost. In addition, the calcium loop was found to be the worst choice, due to its high energy requirement and operating cost. The comparison between the two countries showed that the optimal liquid waste treatment option of the centralized design is anaerobic digestion, while of the de-centralized design are the rotating biological contactors. However, in the case of Greece the economic potential seems to be higher because of the higher waste treatment price. Additionally, the cryogenic is considered to be the optimal gas waste treatment option of both designs in those two countries. According to the same comparison using different scenarios of processes, it was confirmed that the optimal liquid waste treatment option are the rotating biological contactors, while the optimal gas waste treatment option is the cryogenic. In general, the economical potential of those two technologies was resulted to be higher in the de-centralized design.

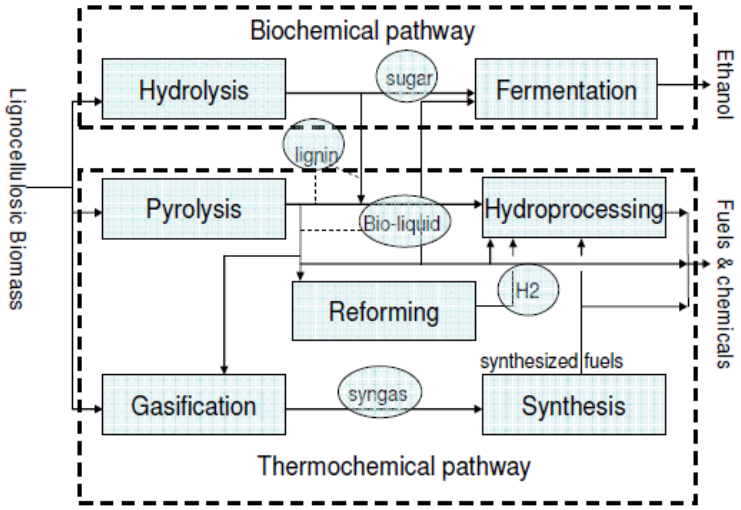
Important suggestion for future research is the development of a model for the integrated design of biorefinery, including the treatment of all waste streams that are produced by its processes. Equally important future prospects could be a possible enrichment with more treatment technologies, the creation of comparative studies between more countries, as well as the use of LCA indicators for the examination of environmental impacts.

Κεφάλαιο 1: Εισαγωγικά

1.1. Λιγνοκυτταρινούχα βιοδιυλιστήρια

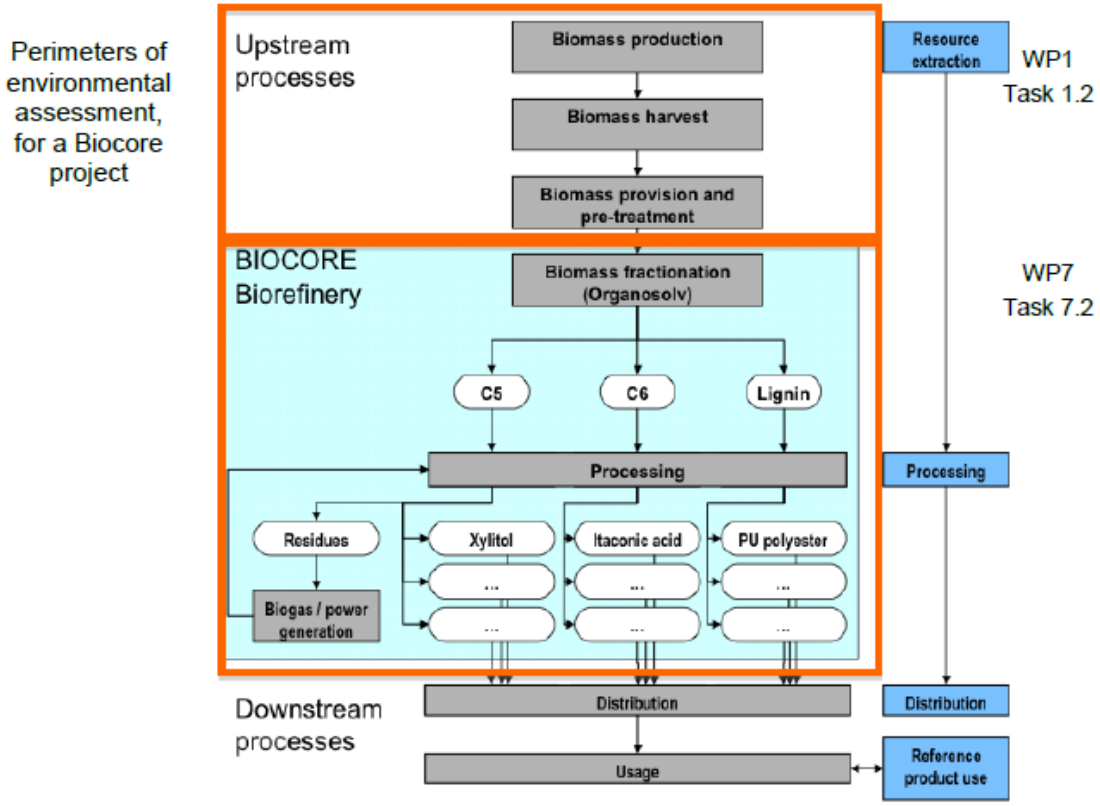
Η λιγνοκυτταρινούχος βιομάζα αναφέρεται σε μη βρώσιμη φυτική ύλη που αποτελείται κυρίως από κυτταρίνη, ημικυτταρίνη και λιγνίνη. Αποτελεί το μεγάλο όγκο της φυτικής ύλης και περιλαμβάνει γεωργικά και δασικά απόβλητα, κλάσμα αστικών και βιομηχανικών (χαρτί) αποβλήτων και ταχέως αναπτυσσόμενες ενεργειακές καλλιέργειες. Τέτοιες πηγές βιομάζας συνήθως περιέχουν επί ξηρού βάρους βάση 40-60% κυτταρίνη, 20-40% ημικυτταρίνη και 10-25% λιγνίνη (Wertz et al., 2013).

Τα βιοδιυλιστήρια δεύτερης γενιάς παρουσιάζουν μια προσέγγιση συνολικής επεξεργασίας, η οποία αποτελείται από μονοπάτια επεξεργασίας των υπολειμμάτων και οδηγεί σε πολλαπλά προϊόντα (βιοκαύσιμα και ειδικά χημικά), ανάλογα με αυτά των συμβατικών βιοδιυλιστηρίων. Όσον αφορά το εύρος των κατάλληλων πρώτων υλών είναι πολύ μεγαλύτερο στην περίπτωση βιοδιυλιστηρίων δεύτερης γενιάς, καθώς δεν ανταγωνίζονται την παραγωγή τροφίμων και μπορούν να χρησιμοποιήσουν γεωργικά και δασικά υπολείμματα και απόβλητα, ενώ τα μονοπάτια επεξεργασίας μπορεί να ακολουθούν ξεχωριστά είτε βιοχημικές είτε θερμοχημικές μετατροπές, όπως φαίνεται στην Εικόνα 1 (Kokossis et al., 2010).



Εικόνα 1. Διαδρομές επεξεργασίας λιγνοκυτταρινούχων υλικών (Kokossis et al., 2010).

Το Ευρωπαϊκό project BIOCORE ανέλυσε τη βιομηχανική δυνατότητα ενός βιοδιυλιστηρίου, όπου μια ποικιλία μη βρώσιμης βιομάζας (λιγνοκυτταρινούχα) μετατρέπεται σε βιοκαύσιμα δεύτερης γενιάς, χημικά και πολυμερή. Συγκεκριμένα, το BIOCORE ανέπτυξε και βελτιστοποίησε διεργασίες μέγιστης χρήσης βιομάζας. Αρχικά, αποσπάστηκαν τα κύρια συστατικά βιομάζας (κυτταρίνη, ημικυτταρίνη και λιγνίνη), χρησιμοποιώντας οργανικούς διαλύτες για τη διαλυτοποίηση των συστατικών λιγνίνης. Στη συνέχεια, πραγματοποιήθηκε συνδυασμός βιοτεχνολογιών και χημικών διεργασιών προς σχηματισμό έξυπνων διαδρομών μετασχηματισμού, επιτρέποντας την παραγωγή βιοκαυσίμων δεύτερης γενιάς, ρητινών, πολυμερών (και των ενδιαμέσων τους), επιφανειοδραστικών ουσιών και συστατικών τροφίμων/ζωοτροφών. Το υπό μελέτη σύστημα του BIOCORE συνίσταται από τρία τμήματα: upstream διεργασίες, βιοδιυλιστήριο και downstream διεργασίες, όπως παρουσιάζεται στην Εικόνα 2 (Biocore, 2013).



Εικόνα 2. Στοιχεία του συστήματος BIOCORE και περίμετροι περιβαλλοντικής αξιολόγησης (Biocore, 2013).

Εξεταζόμενες Διεργασίες

Ακολουθεί μία σύντομη περιγραφή των εξεταζόμενων διεργασιών (Mountraki et al., 2011). Τα απόβλητα ρεύματα κάθε διεργασίας κατατάχθηκαν σε κατηγορίες σύμφωνα με τα κριτήρια που θα αναλυθούν παρακάτω.

Διεργασία CIMV

Η διεργασία CIMV επεξεργάζεται λιγνοκυτταρινούχα βιομάζα με τη βοήθεια οργανικών οξέων και προκύπτουν 3 προϊόντα ρεύματα : κυτταρίνη, ημικυτταρίνη και λιγνίνη. Από το στάδιο ουδετεροποίησης, όπου απομακρύνονται τα οργανικά οξέα από τον κυτταρινικό πολτό (cellulosic pulp), προκύπτει ένα υγρό μη-αξιοποιούμενο απόβλητο ρεύμα με υψηλή περιεκτικότητα οργανικών οξέων. Έπειτα, από το στάδιο καθαρισμού και υδρόλυσης ημικυτταρίνης, όπου τα C_5 σάκχαρα επεξεργάζονται με κυτταρινάσες και υδρολύονται σε ξυλόζη, προκύπτουν ένα υγρό απόβλητο ρεύμα και ένα καθαρό ρεύμα νερού. Τέλος, από το στάδιο υδρόλυσης κυτταρινικού πολτού, όπου ο κυτταρινικός πολτός επεξεργάζεται από κυτταρινάσες και η κυτταρίνη υδρολύεται σε γλυκόζη, προκύπτει ένα καθαρό ρεύμα νερού.

Διεργασία παραγωγής ζυλιτόλης

Η ζυλιτόλη μπορεί να παραχθεί με δύο διαφορετικές διεργασίες, βιοτεχνολογικά ή καταλυτικά. Η πρώτη βασίζεται στη ζύμωση της ξυλόζης από ζύμες, ενώ η δεύτερη βασίζεται στην καταλυτική υδρογόνωση της ξυλόζης σε ζυλιτόλη με χρήση καταλύτη Raney Nickel. Από τη βιοτεχνολογική διεργασία προκύπτουν δύο καθαρά ρεύματα νερού, ένα υγρό απόβλητο ρεύμα, ένα δυαδικό απόβλητο ρεύμα, που μπορεί ανάλογα με την περίπτωση να θεωρηθεί είτε υγρό είτε στερεό απόβλητο ρεύμα, καθώς και ένα αέριο ρεύμα πλούσιο σε διοξείδιο του άνθρακα. Αντίστοιχα, από την καταλυτική διεργασία προκύπτουν τρία καθαρά ρεύματα νερού, ένα υγρό μη-αξιοποιούμενο απόβλητο ρεύμα με υψηλή περιεκτικότητα νικελίου (καταλύτης), ένα στερεό απόβλητο ρεύμα και ένα υγρό απόβλητο ρεύμα.

Διεργασία παραγωγής ελαστομερούς πολυουρεθάνης (PU)

Η παραγωγική διαδικασία πολυμερών πολυουρεθάνης γίνεται σε τρία στάδια, από τα οποία προκύπτει ένα υγρό απόβλητο ρεύμα.

Διεργασία παραγωγής ρητινών φαινολφορμαλδεΰδης (PF)

Η λιγνίνη αναμιγνύεται με φαινόλη, φορμαλδεΰδη και υδροξείδιο του νατρίου. Από τη διεργασία αυτή δεν προκύπτουν απόβλητα ρεύματα.

Διεργασία παραγωγής ιτακονικού οξέος (IA)

Η γλυκόζης μετατρέπεται σε ιτακονικό οξύ χρησιμοποιώντας A. terreus ως βιοκαταλύτη. Από τη διεργασία αυτή προκύπτουν τρία καθαρά ρεύματα νερού, τρία υγρά απόβλητα ρεύματα, ένα στερεό απόβλητο ρεύμα και ένα αέριο απόβλητο ρεύμα.

Διεργασίες παραγωγής αιθανόλης

Είναι δυνατή η παραγωγή αιθανόλης από τέσσερις διαφορετικές διεργασίες: Από τη ζύμωση της ξυλόζης και της γλυκόζης, παράγεται C_5 αιθανόλη και C_6 αιθανόλη, αντίστοιχα. Το άθροισμα αυτών των δύο διεργασιών αποτελεί τη διεργασία παραγωγής SHF αιθανόλης, κατά την οποία η υδρόλυση και η ζύμωση συμβαίνουν σε δύο διαφορετικά δοχεία. Τέλος, στη διεργασία παραγωγής SSF αιθανόλης, η υδρόλυση και η ζύμωση συμβαίνουν στο ίδιο δοχείο, ενώ ως ρεύμα τροφοδοσίας χρησιμοποιούνται τα C_5 σάκχαρα και C_6 σάκχαρα, προτού αυτά υδρολυθούν σε ξυλόζη και γλυκόζη, αντίστοιχα. Από καθεμία από τις παραπάνω διεργασίες παραγωγής αιθανόλης προκύπτουν ένα καθαρό ρεύμα νερού, ένα υγρό απόβλητο και ένα αέριο ρεύμα πλούσιο σε διοξείδιο του άνθρακα.

Διεργασία παραγωγής αιθυλενίου

Η διεργασία παραγωγής αιθυλενίου περιλαμβάνει μια σειρά χημικών αντιδράσεων που μετατρέπουν την αιθανόλη σε αιθυλένιο, καθώς και φυσικών διαχωρισμών, προκειμένου το αιθυλένιο να καθαριστεί, απομακρύνοντας παραπροϊόντα και υγρά απόβλητα. Από την εν λόγω διεργασία προκύπτουν δύο καθαρά ρεύματα νερού και ένα υγρό μη-αξιοποιούμενο απόβλητο ρεύμα.

Διεργασία παραγωγής PVC

Η διεργασία παραγωγής PVC περιλαμβάνει αρχικά, τη μετατροπή αιθυλενίου υψηλής καθαρότητας σε μονομερές VCM εξίσου υψηλής καθαρότητας και στη συνέχεια, τον πολυμερισμό αυτού, προς παραγωγή καθαρού PVC. Από τη διεργασία αυτή προκύπτουν δύο υγρά απόβλητα ρεύματα, ένα καθαρό ρεύμα νερού, δύο στερεά απόβλητα ρεύματα, τέσσερα αέρια απόβλητα ρεύματα, ένα υγρό μη-αξιοποιούμενο απόβλητο ρεύμα και ένα καθαρό ρεύμα υδροχλωρίου.

1.2. Κριτήρια ταξινόμησης αποβλήτων

Τα βιομηχανικά απόβλητα κατατάσσονται ως υγρά απόβλητα, απορρίψεις αέρα ή στερεά απόβλητα. Υπάρχει κάποια επικάλυψη των φυσικών χαρακτηριστικών των ουσιών που περιέχονται σε καθεμία από τις τρείς αυτές κατηγορίες αποβλήτων, αφού τα υγρά απόβλητα μπορεί να περιέχουν διαλυμένα αέρια, καθώς και αιωρούμενα και καθιζάνοντα στερεά, ενώ οι απορρίψεις αέρα μπορεί να περιέχουν ατμοποιημένα υγρά, υγρά σε κατάσταση αερολυμάτων και στερεά σωματίδια γνωστά ως εκπομπές σωματιδίων. Τα στερεά ρεύματα μπορεί να περιλαμβάνουν τμήματα συμπιεσμένου αέρα και/ή υγρών. Η βάση της κατηγοριοποίησης είναι το περιβαλλοντικό μέσο στο οποίο απορρίπτονται τα απόβλητα και ο χαρακτηρισμός των αποβλήτων συνήθως βασίζεται στο σώμα των νόμων και των κανονισμών που διέπουν το μέσο. Οι διεργασίες επεξεργασίας αποβλήτων είναι δυνατόν να μετατρέψουν συστατικά μίας εκ των τριών κατηγοριών αποβλήτων σε μία ή σε όλες τις υπόλοιπες (Woodard, 2001).

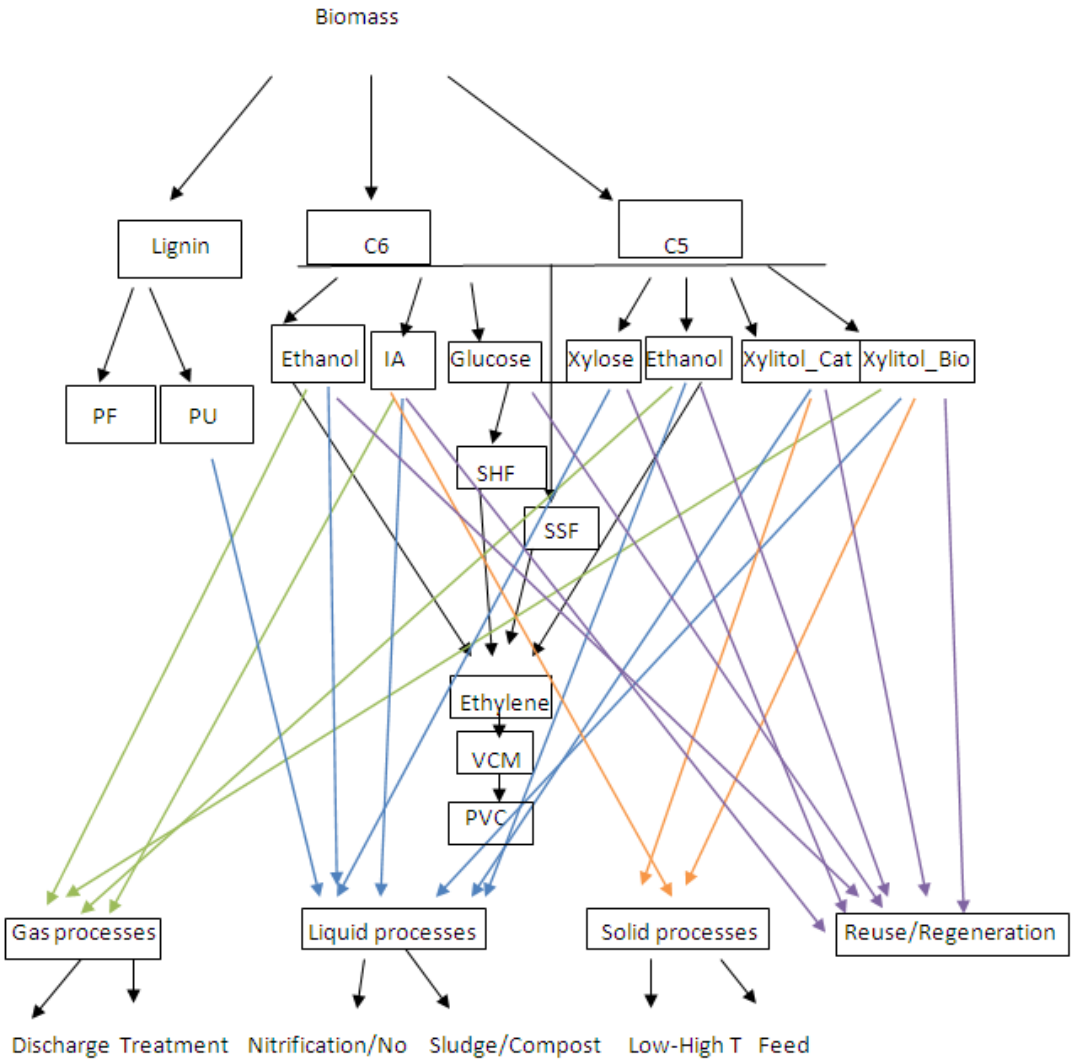
Η επεξεργασία λιγνοκυτταρινούχας βιομάζας από βιοδιυλιστήρια δεύτερης γενιάς παράγει απόβλητα, τα οποία περιέχουν κυρίως σάκχαρα. Το γεγονός αυτό τα καθιστά ηπιότερα σε σχέση με άλλα είδη αποβλήτων, όπως ζωικά ή πετρελαιοειδή, με αποτέλεσμα να θεωρούνται εξίσου ηπιότερες και οι μορφές επεξεργασίας τους.

Ξεκινώντας από τις τρεις μεγάλες κατηγορίες αποβλήτων, που αναφέρθηκαν παραπάνω, υγρά, στερεά και αέρια, έγιναν κάποιες θεωρήσεις για την περαιτέρω ταξινόμηση των απόβλητων ρευμάτων που προέκυψαν από τις εξεταζόμενες διεργασίες:

- Απόβλητα ρεύματα με ποσοστό νερού < 50% θεωρήθηκαν στερεά.
- Απόβλητα ρεύματα με ποσοστό νερού > 50% θεωρήθηκαν υγρά.
- Απόβλητα ρεύματα, των οποίων το ποσοστό νερού προσεγγίζει το 50%, θεωρήθηκαν δυαδικά. Αυτό σημαίνει ότι μπορούν να εξεταστούν ως υγρά, αλλά και ως στερεά.
- Υγρά απόβλητα ρεύματα με ποσοστό νερού 97-99.5% θεωρήθηκαν υγρά μη-αξιοποιούμενα.
- Υγρά απόβλητα ρεύματα με ποσοστό νερού 99.5-100% θεωρήθηκαν καθαρά ρεύματα νερού. Αυτά δεν επιδέχονται επεξεργασία διότι μπορούν να ανακυκλωθούν ή να απορριφθούν στο περιβάλλον.
- Υγρά απόβλητα ρεύματα με τιμή BOD μικρότερη από 110 kg/m^3 θεωρήθηκαν υγρά σχετικά καθαρά.
- Υγρά απόβλητα ρεύματα, τα οποία περιέχουν καταλύτη, θεωρήθηκαν ότι μπορούν να επεξεργαστούν κατάλληλα για την αναγέννηση του καταλύτη για τη μελλοντική επαναχρησιμοποίηση αυτού.
- Τα αέρια απόβλητα ρεύματα ταξινομούνται σε εκείνα που είναι πλούσια σε διοξείδιο του άνθρακα και σε εκείνα που έχουν χαμηλό ποσοστό διοξείδιο του άνθρακα (< 4%). Τα δεύτερα θεωρούνται “καθαρά” και είναι δυνατό να απορριφθούν στο περιβάλλον χωρίς να επιδέχονται επεξεργασία.

Στις εξεταζόμενες διεργασίες, προκύπτουν αρκετά αέρια απόβλητα ρεύματα πλούσια σε διοξείδιο του άνθρακα, τα οποία οφείλονται σε διεργασίες ζύμωσης. Στην περίπτωση αυτή, το διοξείδιο του άνθρακα μπορεί να θεωρηθεί “πράσινο”, αλλά για ερευνητικούς λόγους εξετάζεται η περίπτωση που οι νομοθεσίες σχετικά με αυτό μπορεί να γίνουν αυστηρότερες. Ένας, επιπλέον, λόγος για τον οποίο εξετάζεται το “πράσινο” διοξείδιο του άνθρακα, είναι οι εμπορικές εφαρμογές αυτού και άρα, η δυνατότητα ύπαρξης κέρδους από την πώλησή του.

Στο εξεταζόμενο παράδειγμα λιγνοκυτταρινούχου βιοδιυλιστηρίου, ξεκινώντας από την είσοδο της βιομάζας και λαμβάνοντας υπόψη όσα προαναφέρθηκαν, προκύπτει η ακόλουθη συνολική σχηματική απεικόνιση ταξινόμησης των αποβλήτων ρευμάτων που προέρχονται από κάθε διεργασία:



Εικόνα 3. Σχηματικό παράδειγμα βιοδιυλιστηρίου του BIOCORE.

Για τις ανάγκες της παρούσας διπλωματικής εργασίας εξετάστηκε η επεξεργασία των υγρών και αέριων απόβλητων ρευμάτων που προέκυψαν από τις διεργασίες του βιοδιυλιστηρίου του BIOCORE.

Κεφάλαιο 2: Τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών και αέριων αποβλήτων

Η επεξεργασία αποβλήτων αναφέρεται σε διεργασίες που απαιτούνται προκειμένου να διασφαλιστεί ότι τα απόβλητα θα έχουν τις ελάχιστες επιπτώσεις στο περιβάλλον. Σε πολλές χώρες, απαιτούνται από το νόμο ποικίλες μορφές διαχείρισης αποβλήτων. Ο βασικός στόχος της επεξεργασίας αποβλήτων είναι γενικά να επιτρέψει την απόρριψη ανθρώπινων και βιομηχανικών εκροών χωρίς κίνδυνο για την ανθρώπινη υγεία ή απαράδεκτη ζημιά στο φυσικό περιβάλλον (FAO, 2013).

2.1. Υγρά απόβλητα

Χαρακτηριστικά βιομηχανικών υγρών αποβλήτων

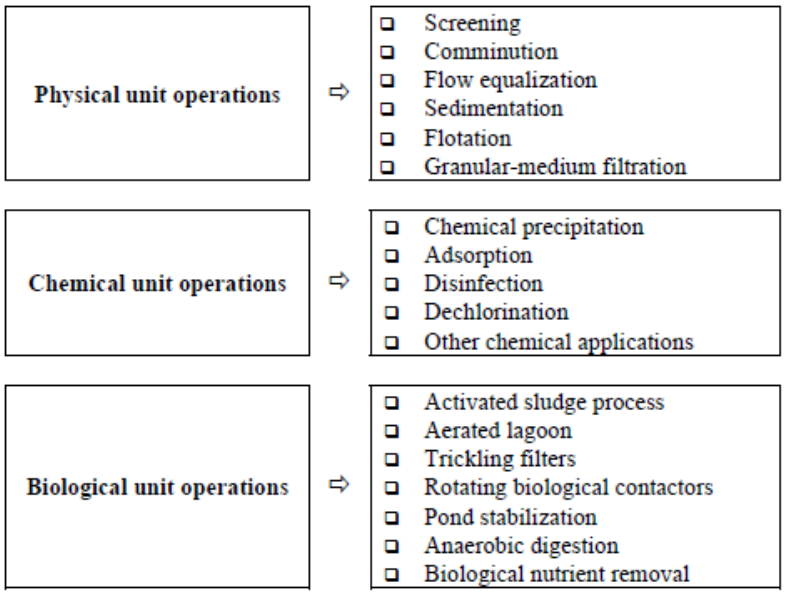
Τα βιομηχανικά υγρά απόβλητα συνιστούν την υδατική απόρριψη που προκύπτει από τη χρήση νερού σε μια διεργασία βιομηχανικής παραγωγής ή δραστηριότητες καθαρισμού που λαμβάνουν χώρα μαζί με αυτήν τη διεργασία. Αυτά περιέχουν και άλλες ουσίες εκτός του νερού, που είναι διαλυμένες ή αιωρούμενες. Η καλύτερη προσέγγιση για την εφαρμογή μιας αποτελεσματικής και αποδοτικής μεθόδου επεξεργασίας βιομηχανικών υγρών αποβλήτων είναι να εξεταστούν οι ιδιότητες του νερού και των διαλυμένων ή αιωρούμενων ουσιών, που κατέστησαν ικανή ή προκάλεσαν τη διάλυση ή αιώρηση, έπειτα να χρησιμοποιηθούν οι ανάλογες χημικές ή φυσικές ενέργειες που θα αντιστρέψουν αυτές τις διαδικασίες (Woodard, 2001).

Τεχνολογίες επεξεργασίας βιομηχανικών υγρών αποβλήτων

Οι τεχνολογίες επεξεργασίας βιομηχανικών υγρών αποβλήτων μπορούν να χωριστούν σε τρείς κατηγορίες: χημικές, φυσικές και βιολογικές (Woodard, 2001). Προκειμένου να επιτευχθούν διαφορετικά επίπεδα απομάκρυνσης ρυπαντών, επιμέρους διαδικασίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων συνδυάζονται σε μια ποικιλία συστημάτων, που ταξινομούνται ως πρωτοβάθμια, δευτεροβάθμια και τριτοβάθμια επεξεργασία υγρών αποβλήτων. Μια πιο αυστηρή επεξεργασία υγρών αποβλήτων περιλαμβάνει την απομάκρυνση συγκεκριμένων ρυπαντών καθώς και την απομάκρυνση και τον έλεγχο των

θρεπτικών συστατικών. Φυσικά συστήματα χρησιμοποιούνται εξίσου για την επεξεργασία υγρών αποβλήτων σε χερσαίες εφαρμογές. Η ιλύς που προκύπτει από διεργασίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων επεξεργάζεται από διάφορες μεθόδους προκειμένου να μειωθεί η υγρασία και το οργανικό της περιεχόμενο και να γίνει κατάλληλη για τελική απόρριψη και επαναχρησιμοποίηση (ESCWA, 2003).

Οι χημικές μέθοδοι περιλαμβάνουν τη χημική καθίζηση, τη χημική οξείδωση ή μείωση, το σχηματισμό ενός αδιάλυτου αερίου που ακολουθείται από φιλτράρισμα και άλλες χημικές αντιδράσεις που περιλαμβάνουν ανταλλαγή ή κατανομή ηλεκτρονίων μεταξύ ατόμων. Οι φυσικές μέθοδοι επεξεργασίας περιλαμβάνουν την καθίζηση, την επίπλευση, το φιλτράρισμα, την ανταλλαγή ιόντων, την προσρόφηση και άλλες διεργασίες που επιτυγχάνουν την απομάκρυνση διαλυμένων και αδιάλυτων ουσιών χωρίς απαραίτητα να επιφέρουν αλλαγή στις χημικές δομές αυτών. Βιολογικές μέθοδοι είναι εκείνες που περιλαμβάνουν ζωντανούς οργανισμούς οι οποίοι χρησιμοποιούν οργανικές ή σε ορισμένες περιπτώσεις ανόργανες ουσίες για τροφή, αλλάζοντας εντελώς τα χημικά και φυσικά χαρακτηριστικά τους (Woodard, 2001). Στην Εικόνα 4, παρουσιάζονται συγκεντρωτικά οι τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων που περιλαμβάνονται σε καθεμία από τις τρείς κατηγορίες (ESCWA, 2003).



Εικόνα 4. Τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων (ESCWA, 2003).

Οι περισσότερες ουσίες που συναντώνται ως ρυπαντές σε βιομηχανικά υγρά απόβλητα μπορούν να κατηγοριοποιηθούν σύμφωνα με το αν χημική, φυσική ή βιολογική επεξεργασία κρίνεται καταλληλότερη. Κατά γενικό κανόνα, η βιολογική επεξεργασία είναι πιο οικονομική από οποιοδήποτε άλλο είδος επεξεργασίας, όταν απαιτείται αρκετά ολοκληρωμένη επεξεργασία. Συχνά είναι δυνατό να κάνει κάποιος προκαταρκτικές επιλογές των υποψήφιων τεχνολογιών επεξεργασίας βασισμένες στις θεμελιώδεις ιδιότητες των ρυπαντών και στην εμπειρία (Woodard, 2001).

Μέθοδος βιολογικής επεξεργασίας υγρών αποβλήτων

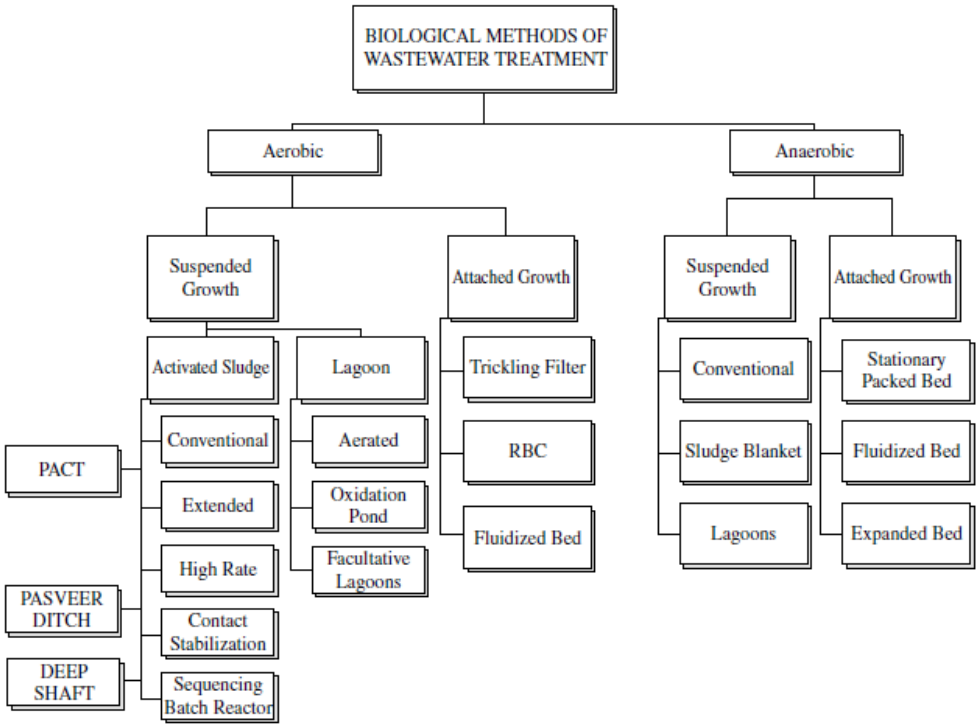
Η βιολογική επεξεργασία βιομηχανικών υγρών αποβλήτων είναι μια διεργασία κατά την οποία οργανικές ουσίες χρησιμοποιούνται ως τροφή από βακτήρια και άλλους μικροοργανισμούς. Σχεδόν κάθε οργανική ουσία μπορεί να χρησιμοποιηθεί σαν τροφή από ένα ή περισσότερα είδη βακτηρίων, μυκήτων, τροχόζωων (rotifers) ή άλλων μικροοργανισμών. Σύνθετα οργανικά μόρια διασπώνται συστηματικά, ή "αποσυναρμολογούνται", και έπειτα επανασυναρμολογούνται σαν νέο κύτταρο. Απαιτείται οξυγόνο είτε σε διαλυμένη μοριακή μορφή είτε σε μορφή ανιόντων όπως θειικό και νιτρικό. Το τελικό αποτέλεσμα είναι η μείωση της ποσότητας των οργανικών ρυπαντών και η αύξηση της ποσότητας των μικροοργανισμών, του διοξειδίου του άνθρακα, του νερού και άλλων παραπροϊόντων του μικροβιακού μεταβολισμού (Woodard, 2001).

Η ακόλουθη σχέση περιγράφει τη διεργασία βιολογικής επεξεργασίας (Woodard, 2001):

Οργανικό υλικό + Μικροοργανισμοί + οξυγόνο → περισσότεροι μικροοργανισμοί + CO_2 + H_2O + οξειδωμένο οργανικό υλικό

Τεχνολογίες βιολογικής επεξεργασίας υγρών αποβλήτων

Η Εικόνα 5 απεικονίζει το σύνολο των τεχνολογιών βιολογικής επεξεργασίας υγρών αποβλήτων, οι οποίες ταξινομούνται στις αερόβιες και στις αναερόβιες. Σε καθεμία από τις δύο αυτές μεγάλες κατηγορίες, υπάρχουν δύο κύρια είδη συστημάτων: αιωρούμενης ανάπτυξης (suspended growth) και προσκολλημένης ανάπτυξης (attached growth) (Woodard, 2001).



Εικόνα 5. Αερόβιες και αναερόβιες τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων (Woodard, 2001).

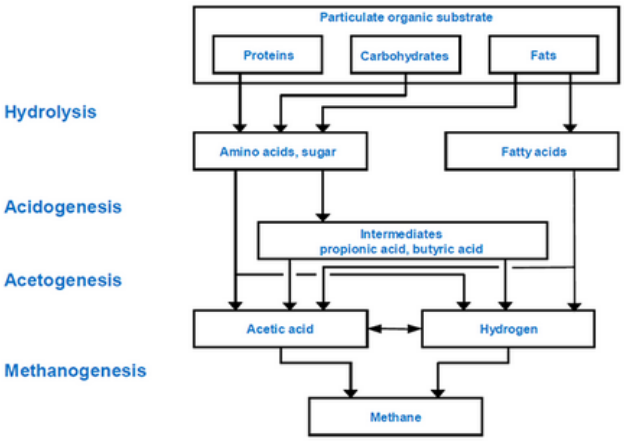
Τα συστήματα αιωρούμενης ανάπτυξης (suspended growth) περιλαμβάνουν διάφορους πληθυσμούς μικροβίων που αιωρούνται μέσα στα προς επεξεργασία υγρά απόβλητα. Τα συστήματα προσκολλημένης ανάπτυξης (attached growth), με τη σειρά τους, περιλαμβάνουν μάζες μικροβίων προσκολλημένες σε ένα μέσο, το οποίο έρχεται σε επαφή με τα προς επεξεργασία υγρά απόβλητα (Woodard, 2001).

Τα συστήματα αερόβιας επεξεργασίας υγρών αποβλήτων απαιτούν διαλυμένο μοριακό οξυγόνο για τα μικρόβια, καθώς αυτά αποσυναρμολογούν τα μόρια των οργανικών ρυπαντών. Σύστημα επεξεργασίας υψηλής ισχύος θεωρείται εκείνο στο οποίο οι συγκεντρώσεις τόσο των ρυπαντών όσο και των μικροοργανισμών είναι υψηλές (Woodard, 2001).

Η ανάπτυξη του πιο οικονομικά αποδοτικού συστήματος προσκολλημένης ανάπτυξης είναι συνήθως θέμα της εναλλαγής μεταξύ κόστους κεφαλαίου και κόστους λειτουργίας και συντήρησης. Συστήματα χαμηλής ισχύος απαιτούν μεγαλύτερης χωρητικότητας δεξαμενές και μεγαλύτερη χερσαία έκταση αλλά λιγότερο κόστος λειτουργίας και συντήρησης. Συστήματα υψηλής ισχύος απαιτούν πιο εξειδικευμένο προσωπικό και σημαντικά περισσότερο παρεχόμενο οξυγόνο, αλλά μικρότερης χωρητικότητας δεξαμενές και μικρότερη χερσαία έκταση (Woodard, 2001).

2.1.1. *Αναερόβια χώνευση (anaerobic digestion)*

Η αναερόβια χώνευση αφορά τη βιολογική μετατροπή οργανικού και ανόργανου υλικού απουσία μοριακού οξυγόνου σε μια ποικιλία τελικών προϊόντων συμπεριλαμβάνοντας μεθάνιο και διοξείδιο του άνθρακα. Σε πρώτη φάση, ομάδα μικροοργανισμών εκκρίνει ένζυμα, τα οποία υδρολύουν πολυμερικά υλικά σε μονομερή όπως γλυκόζη και αμινοξέα. Στη συνέχεια, αυτά μετατρέπονται από οξεογόνα βακτήρια σε υψηλότερο πτητικά λιπαρά οξέα. Τέλος, μεθανογόνα βακτήρια μετατρέπουν H_2, CO_2 και οξικό οξύ σε CH_4 (Verma, 2002). Η πλήρης διεργασία μπορεί να θεωρηθεί ότι συμβαίνει σε τέσσερα στάδια, όπως φαίνεται στην Εικόνα 6 (WtERT, 2014): α) υδρόλυση, όπου σύνθετα μόρια διασπώνται σε μονομερή συστατικά, β) οξεογένεση, όπου σχηματίζονται οξέα, γ) οξικογένεση ή παραγωγή οξικού και δ) μεθανογένεση, το στάδιο όπου παράγεται μεθάνιο είτε από οξικό οξύ είτε από υδρογόνο. Η χώνευση ολοκληρώνεται όταν το υπόστρωμα έχει υποστεί όλα αυτά τα στάδια, καθένα από τα οποία έχει ένα φυσιολογικώς μοναδικό υπεύθυνο πληθυσμό βακτηρίων που απαιτεί διαφορετικές περιβαλλοντικές συνθήκες (Ostrem, 2004). Τα κύρια προϊόντα της αναερόβιας χώνευσης είναι βιοαέριο, χωνεμένο υπόλειμμα (κομπόστ) και νερό (Wikipedia, 2013).



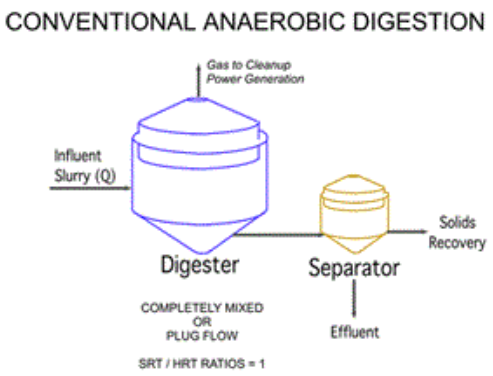
Εικόνα 6. Βήματα αποικοδόμησης της διεργασίας αναερόβιας χώνευσης (WtERT, 2014).

Η περιεκτικότητα σε υγρασία 20 – 30% θεωρείται πολύ χαμηλή για αποτελεσματική αναερόβια χώνευση. Αυξάνοντας την περιεκτικότητα σε υγρασία ενός αναερόβιου χωνευτή αυξάνεται η παραγωγή μεθανίου. Όταν είναι χαμηλή η περιεκτικότητα σε υγρασία πρέπει να προστεθεί νερό, συνήθως υπό τη μορφή ανακυκλωμένων εκπλυμάτων ή υδάτινων αποβλήτων. Παρ' όλα αυτά, η προσθήκη επιπλέον νερού μπορεί να οδηγήσει σε μεγαλύτερο κόστος, εξαιτίας του μεγαλύτερου όγκου χωνευτή που απαιτείται (Potts et al., 2013).

Οι αναερόβιοι χωνευτήρες συνήθως χρησιμοποιούνται για την επεξεργασία ιλύος και υγρών αποβλήτων με υψηλό οργανικό περιεχόμενο. Τα μειονεκτήματα και τα πλεονεκτήματα ενός τέτοιου συστήματος, σε σύγκριση με την αερόβια επεξεργασία, προκύπτουν άμεσα από τον αργό ρυθμό ανάπτυξης των μεθανογόνων βακτηρίων, οποίος απαιτεί ένα σχετικά μεγάλο χρόνο κατακράτησης στο χωνευτήρα. Παρ' όλα αυτά η ίδια αργή ανάπτυξη σημαίνει ότι μόνο μια μικρή ποσότητα του αποικοδομήσιμου οργανικού υλικού συντίθεται σε νέα κύτταρα. Ένα άλλο πλεονέκτημα αυτού του τύπου συστήματος είναι η παραγωγή αέριου μεθανίου, το οποίο μπορεί να χρησιμοποιηθεί ως πηγή καυσίμου, εάν παράγεται σε επαρκείς ποσότητες.

Επιπλέον, το σύστημα παράγει μια καλά σταθεροποιημένη ιλύς, η οποία μπορεί να αποτεθεί με ασφάλεια σε ένα ΧΥΤΑ κατόπιν ξήρανσης ή αφυδάτωσης, ενεργοβόρος επεξεργασία που αποτελεί σημαντικό μειονέκτημα (ESCWA, 2003). Το στερεό ινώδες συστατικό του χωνεμένου υλικού μπορεί να χρησιμοποιηθεί και ως βελτιωτικό εδάφους για την αύξηση της οργανικής περιεκτικότητας των εδαφών. Το υγρό χώνευσης μπορεί να χρησιμοποιηθεί ως λίπασμα για την παροχή ζωτικών θρεπτικών ουσιών στα εδάφη αντί των χημικών λιπασμάτων που απαιτούν μεγάλες ποσότητες ενέργειας για την παραγωγή και τη μεταφορά τους. Η χρήση των επεξεργασμένων λιπασμάτων είναι, συνεπώς, είναι μεγαλύτερης έντασης άνθρακα από τη χρήση αναερόβια χωνεμένου υγρού λιπάσματος (Wikipedia, 2013).

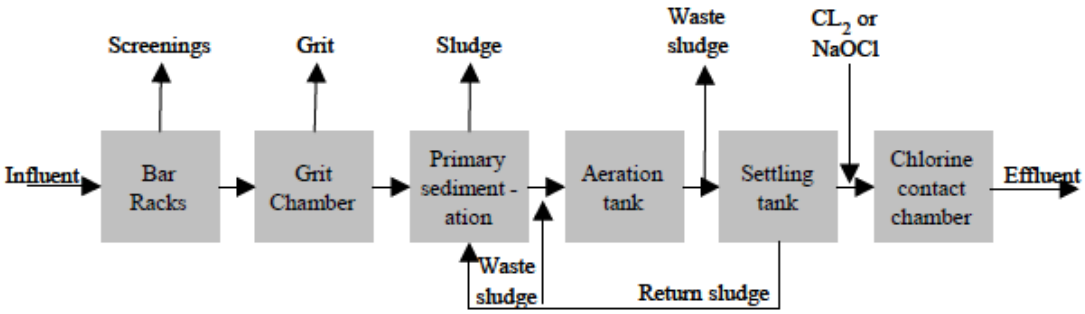
Εάν τα απόβλητα αντί να οδηγηθούν σε διεργασία αναερόβιας χώνευσης διατεθούν σε χώρους υγειονομικής ταφής, μπορούν να διασπαστούν φυσικά και συχνά υπό αναερόβιες συνθήκες, ενώ το αέριο θα διαφύγει στην ατμόσφαιρα, με κίνδυνο αυτανάφλεξης. Δεδομένου ότι το μεθάνιο είναι περίπου 20 φορές πιο ισχυρό ως αέριο του φαινομένου του θερμοκηπίου σε σχέση με το διοξείδιο του άνθρακα έχει και σημαντικές περιβαλλοντικές επιπτώσεις (Wikipedia, 2013).



Εικόνα 7. Συμβατική αναερόβια χώνευση (Google, 2013).

2.1.2. *Ενεργός ιλύς (activated sludge)*

Η διεργασία ενεργούς ιλύος είναι ένα αναερόβιο, συνεχούς ροής σύστημα που περιέχει μια μάζα ενεργοποιημένων μικροοργανισμών που είναι ικανά να σταθεροποιούν το οργανικό υλικό. Η διεργασία αποτελείται από την παράδοση καθαρισμένου υγρού αποβλήτου, ύστερα από πρωτοβάθμια επεξεργασία, σε μία δεξαμενή αερισμού όπου αναμιγνύεται με ενεργή μάζα μικροοργανισμών, κυρίως βακτήρια και πρωτόζωα, που αποικοδομούν αερόβια το οργανικό υλικό σε διοξείδιο του άνθρακα, νερό, νέα κύτταρα και άλλα τελικά προϊόντα. Στη δεξαμενή διατηρείται ένα αερόβιο περιβάλλον μέσω διάχυτου ή μηχανικού αερισμού, που χρησιμεύει επίσης για να διατηρεί το περιεχόμενο του αντιδραστήρα πλήρως αναμιγμένα. Έπειτα από συγκεκριμένο χρόνο κατακράτησης, το μίγμα περνά σε ένα δευτερογενή καθαριστή, όπου η ιλύς καθιζάνει και μία καθαρισμένη εκροή παράγεται για απόρριψη. Η διεργασία ανακυκλώνει ένα μέρος της καθιζάμενης ιλύος πίσω στη δεξαμενή αερισμού προκειμένου να διατηρηθεί η απαιτούμενη συγκέντρωση ενεργούς ιλύος, όπως φαίνεται στην Εικόνα 8. Επιπλέον, η διεργασία σκόπιμα αποβάλλει μια ποσότητα της καθιζάμενης ιλύος ώστε να διατηρηθεί ο απαιτούμενος χρόνος κατακράτησης των στερεών (SRT) για την αποτελεσματική απομάκρυνση οργανικών (ESCWA, 2003).

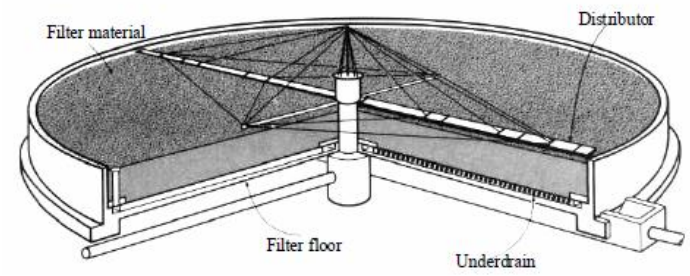


Εικόνα 8. Τυπικό διάγραμμα ροής για μια διεργασία ενεργούς ιλύος (ESCWA, 2003).

Το βασικό λειτουργικό πρόβλημα που μπορεί να προκύψει σε ένα σύστημα αυτού του είδους είναι η διόγκωση ιλύος, που μπορεί να προκληθεί από την απουσία φωσφόρου, αζώτου και ιχνοστοιχείων, καθώς και από μεγάλες μεταβολές του pH, της θερμοκρασίας και του διαλυμένου οξυγόνου (DO). Η διογκωμένη ιλύς έχει κακή δυνατότητα καθίζησης και συμπύκνωσης λόγω της υπερβολικής ανάπτυξης νηματοειδών μικροοργανισμών. Το πρόβλημα αυτό μπορεί να ελεγχθεί μέσω χλωρίωσης της επιστρεφόμενης ιλύος (ESCWA, 2003).

2.1.3. *Βιολογικά φίλτρα (trickling filter)*

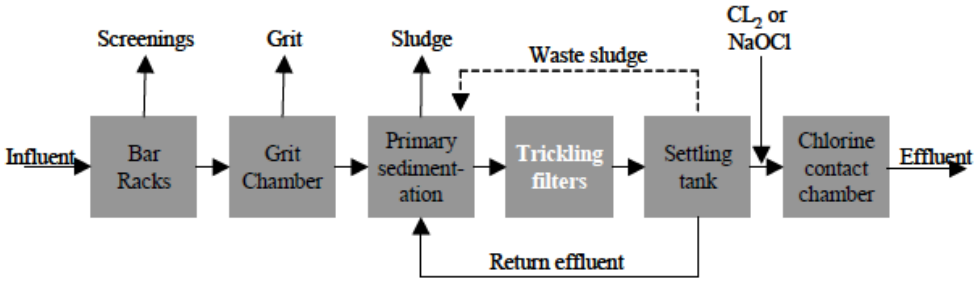
Το βιολογικό φίλτρο χρησιμοποιείται για την απομάκρυνση οργανικού υλικού από υγρά απόβλητα. Αποτελείται από μία στιβάδα μέσου υψηλής διαπερατότητας, στο οποίο βρίσκονται προσκολλημένοι μικροοργανισμοί, σχηματίζοντας μία βιολογική μεμβράνη μέσω της οποίας φιλτράρονται τα υγρά απόβλητα (Εικόνα 9). Το υλικό πλήρωσης συνήθως αποτελείται από χαλίκια ή πλαστικό υλικό πλήρωσης. (Metcalf & Eddy, 2007).



Εικόνα 9. Όψη σε τομή ενός βιολογικού φίλτρου (ESCWA, 2003).

Το οργανικό υλικό των υγρών αποβλήτων αποικοδομείται μέσω προσρόφησης στη βιολογική μεμβράνη. Στο εξωτερικό τμήμα αυτής, το οργανικό υλικό αποικοδομείται από αερόβιους μικροοργανισμούς και κατά την ανάπτυξη αυτών το πάχος της βιολογικής μεμβράνης αυξάνεται και το οξυγόνο εξαντλείται προτού διεισδύσει σε όλο το βάθος αυτής. Έτσι, ένα αναερόβιο περιβάλλον εγκαθίσταται δίπλα στην επιφάνεια του υλικού πλήρωσης. Όσο η βιολογική μεμβράνη αυξάνεται σε πάχος, το οργανικό υλικό των υγρών αποβλήτων αποικοδομείται πριν να μπορέσει να διεισδύσει στα εσωτερικά βάθη της βιολογικής μεμβράνης και να φτάσει τους μικροοργανισμούς δίπλα στην επιφάνεια του υλικού πλήρωσης. Στερούμενοι την εξωτερική οργανική πηγή τροφής, αυτοί οι μικροοργανισμοί πεθαίνουν και ξεπλένονται από το υγρό που ρέει. Μια νέα βιολογική μεμβράνη αναπτύσσεται στη θέση τους. Το φαινόμενο της απώλειας της βιολογικής μεμβράνης (υμένα) ονομάζεται *επιλύωση* (sloughing) και είναι πρωτίστως μια λειτουργία των οργανικών και υδραυλικών φορτίων στο φίλτρο και μπορούν να αντιμετωπισθούν με τη χρήση ενός διανομέα υγρών αποβλήτων με έναν ηλεκτροκινούμενο κινητήρα, ο οποίος μπορεί να αναπτύξει διαφορετικές περιστροφικές ταχύτητες. Όταν ένα φίλτρο χαλικιών υφίσταται επιλύωση, οι εκροές προτού να καθιζάνουν θα περιέχουν υψηλότερες ποσότητες BOD και TSS (total suspended solids) σε σχέση με τα επεξεργασμένα υγρά απόβλητα (ESCWA, 2003) (Metcalf & Eddy, 2007).

Αφού περάσει μέσω του φίλτρου, το επεξεργασμένο υγρό συλλέγεται σε ένα σύστημα υπόγειου αγωγού αποστράγγισης, μαζί με όσα βιολογικά στερεά που αποσπάστηκαν από το μέσο. Το υγρό που συλλέγεται, στη συνέχεια, περνά σε μια δεξαμενή καθίζησης όπου τα στερεά διαχωρίζονται από τα επεξεργασμένα υγρά απόβλητα. Ένα μέρος του υγρού που συλλέγεται στο σύστημα υπόγειου αγωγού αποστράγγισης ή στις εκροές που έχουν υποστεί καθίζηση ανακυκλώνεται μέσω της ροής τροφοδοσίας του βιολογικού φίλτρου, συνήθως για να μειωθεί η ένταση των εισερχόμενων υγρών αποβλήτων με αποτέλεσμα τη συγκράτηση αρκετής υγρασίας ώστε να διατηρηθεί υγρή η βιολογική μεμβράνη (Εικόνα 10) (ESCWA, 2003) (Metcalf & Eddy, 2007). Τα υγρά απόβλητα εισέρχονται κατά κανόνα στο πάνω μέρος του υλικού πλήρωσης μέσω περιστροφικών διανομέων οι οποίοι εκτείνονται καθ' όλο το μήκος της εσωτερικής διαμέτρου του βιολογικού φίλτρου και έχουν ποικίλα ανοίγματα έτσι ώστε να παρέχουν έναν ομοιόμορφο ρυθμό επεξεργασίας ανά μονάδα επιφάνειας. Οι περιστροφικοί διανομείς περιστρέφονται με τη δύναμη του νερού που βγαίνει μέσα από το άνοιγμά τους ή με τη χρήση μηχανικής μετάδοσης. Στην περίπτωση που χρησιμοποιείται ηλεκτρικός μηχανισμός μετάδοσης παρέχεται μεγαλύτερος έλεγχος ευελιξίας και ένα ευρύτερο φάσμα ταχυτήτων των περιστροφικών διανομέων (Metcalf & Eddy, 2007).



Εικόνα 10. Τυπικό διάγραμμα ροής για βιολογικά φίλτρα (ESCWA, 2003).

Το βιολογικό φίλτρο υψηλού ρυθμού, ενός σταδίου ή δύο σταδίων, προτείνεται για μέσο σε σχετικά υψηλής ισχύος αστικά και βιομηχανικά υγρά απόβλητα. Η απόδοση απομάκρυνσης του BOD είναι γύρω στο 75 με 90%, αλλά η εκροή είναι μόνο μερικώς νιτροποιημένη. Μια μονάδα ενός σταδίου αποτελείται από μια δεξαμενή πρωτοβάθμιας καθίζησης, μια δεξαμενή δευτεροβάθμιας καθίζησης και εγκαταστάσεις για την επανακυκλοφορία της εκροής. Τα φίλτρα δύο σταδίων αποτελούνται από δύο φίλτρα σε σειρά με μια δεξαμενή πρωτοβάθμιας καθίζησης, μια δεξαμενή ενδιάμεσης καθίζησης, για να απομακρύνει στερεά που προήλθαν από την πρώτη και η οποία μπορεί να παραληφθεί

σε ορισμένες περιπτώσεις και μια δεξαμενή τελικής καθίζησης (NPTEL, 2013). Τα φίλτρα δύο σταδίων χρησιμοποιούνται επίσης εκεί που απαιτείται νιτροποίηση. Το φίλτρο του πρώτου σταδίου και η ενδιάμεση δεξαμενή καθίζησης μειώνουν το BOD και η νιτροποίηση παίρνει μέρος στο δεύτερο στάδιο. Δύο φίλτρα σε σειρά λειτουργώντας στον ίδιο ρυθμό υδραυλικής επεξεργασίας ($m^3/m^2 \cdot h$) θα αποδώσουν κανονικά σαν να ήταν μια μονάδα με το ίδιο συνολικό βάθος (Metcalf & Eddy, 2007).

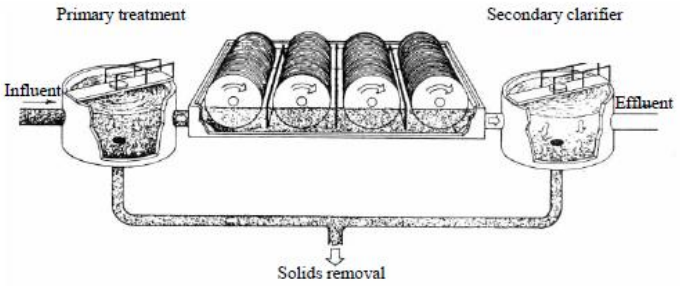
Τα φίλτρα υψηλού ρυθμού χρησιμοποιούν χαλίκια ή πλαστικό υλικό πλήρωσης. Τα φίλτρα είναι συνήθως κυκλικά και η ροή συνεχής. Η ανακυκλοφορία της εκροής του φίλτρου και της τελικής εκροής επιτρέπει υψηλότερα οργανικά φορτία, παρέχει υψηλότερους ρυθμούς φορτίσεων στο φίλτρο για να βελτιώσει την κατανομή του υγρού και τον καλύτερο έλεγχο του πάχους του υμένα, παρέχει περισσότερο οξυγόνο στην εισροή των υγρών αποβλήτων και επιστρέφει τους ζωντανούς μικροοργανισμούς. Η ανακύκλωση βοηθά επίσης στην αποτροπή συγκέντρωσης νερού μέσα στο φίλτρο και ελαττώνει την όχληση από τις οσμές και τα έντομα (Metcalf & Eddy, 2007). Στον Πίνακα 1 παρουσιάζονται τα γενικά χαρακτηριστικά για το σχεδιασμό ενός βιολογικού φίλτρου υψηλού ρυθμού.

Πίνακας 1. Χαρακτηριστικά σχεδιασμού βιολογικού φίλτρου υψηλού ρυθμού (NPTEL, 2013).

Design Feature	High Rate Filter
Hydraulic loading, $m^3/m^2 \cdot d$	10 – 40
Organic loading, kg BOD/ $m^3 \cdot d$	0.32 – 1.0
Depth, m	0.9 – 2.5

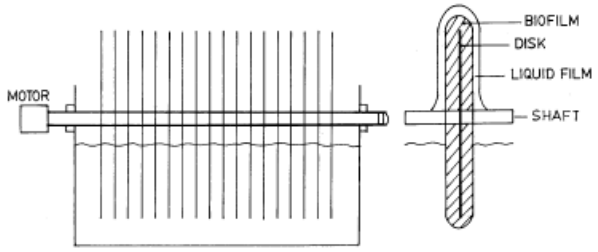
2.1.4. Περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι (Rotating Biological Contactors - RBC)

Οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι αποτελούν μια βιολογική διεργασία προσκολλημένης στιβάδας που αποτελείται από μία ή περισσότερες δεξαμενές όπου βρίσκονται στενά τοποθετημένοι μεγάλοι κυκλικοί δίσκοι σε οριζόντιους άξονες και περιστρέφονται αργά μέσω των υγρών αποβλήτων (Εικόνα 11).



Εικόνα 11. Διαμόρφωση συστήματος RBC (ESCWA, 2003).

Οι δίσκοι, οι οποίοι είναι κατασκευασμένοι από υψηλής πυκνότητας πολυστυρένιο ή πολυβινιλοχλωρίδιο (PVC), είναι μερικώς βυθισμένοι στα υγρά απόβλητα, προκειμένου να σχηματίζεται μια βακτηριακή μεμβράνη στις βρεχόμενες επιφάνειές τους, ενώ ένα τμήμα αυτών είναι εκτεθειμένο στον αέρα. Το συνολικό σύστημα περιστροφής, που αποτελείται από έναν άξονα με τους προσαρτημένους δίσκους, περιστρέφεται στα 1-10 rpm με τη βοήθεια ενός κινητήρα ή πεπιεσμένου αέρα. Καθώς οι δίσκοι περιστρέφονται, τα βακτήρια εκτίθενται εναλλάξ στα υγρά απόβλητα, από τα οποία απορροφούν οργανικό υλικό και στον αέρα, από τον οποίον απορροφούν οξυγόνο. Επιπλέον, η περιστροφική κίνηση επιτρέπει την απομάκρυνση περίσσειας βακτηρίων από τις επιφάνειες των δίσκων και διατηρεί την αιώρηση επιλυώμενων βιολογικών στερεών. Η μεμβράνη εξυπηρετεί τις ακόλουθες λειτουργίες: (α) παρέχει επιφάνεια για την ανάπτυξη μιας σταθερής βιολογικής καλλιέργειας, (β) επιτρέπει την επαφή των υγρών αποβλήτων με τον αέρα, αερίζοντας με αυτόν τον τρόπο τα υγρά απόβλητα. Συνήθως, ένα σύνολο δίσκων είναι τοποθετημένο σε μία μονάδα και μερικές τέτοιες μονάδες μπορούν να παρευρεθούν σε σειρά ή παράλληλα. Η βιολογική μεμβράνη και η υγρή μεμβράνη που παράγονται από την περιστροφή του δίσκου παρουσιάζεται στην Εικόνα 12 (Patwardhan, 2003).

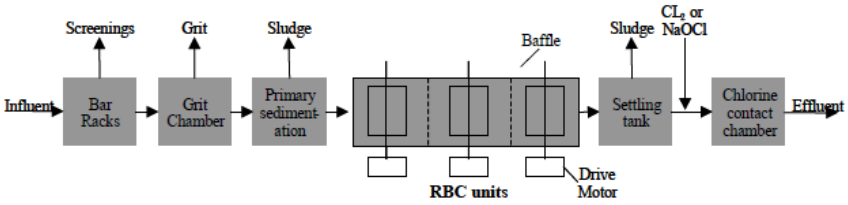


Εικόνα 12. Συνολική εγκατάσταση μιας μονάδας RBC. (Patwardhan, 2003).

Ένας τελικός καθαρισμός (clarifier) είναι απαραίτητος για την απομάκρυνση των επιλυώμενων στερεών. Το οργανικό υλικό αποικοδομείται μέσω μηχανισμών παρόμοιων με εκείνους που εφαρμόζονται στη διεργασία βιολογικών φίλτρων. Οι μερικώς βυθισμένοι RBCs χρησιμοποιούνται για την απομάκρυνση BOD, για συνδυασμένη ανθρακική οξείδωση και νιτροποίηση, για νιτροποίηση των δευτερογενών εκροών. Οι πλήρως βυθισμένοι RBCs χρησιμοποιούνται για απονιτροποίηση (ESCWA, 2003).

Σε γενικές γραμμές, τα συστήματα RBC χωρίζονται σε μια σειρά ανεξάρτητων σταδίων ή διαμερισμάτων μέσω διαχωριστικών μέσα σε μια ενιαία δεξαμενή ή σε ξεχωριστές δεξαμενές διατεταγμένες σε στάδια. Η διαμερισματοποίηση δημιουργεί ένα μοτίβο εμβολικής ροής, αυξάνοντας τη συνολική απόδοση απομάκρυνσης. Επιπλέον,

προωθεί μια ποικιλία συνθηκών όπου διαφορετικοί οργανισμοί μπορούν να ακμάσουν σε διαφορετικούς βαθμούς. Όσο τα υγρά απόβλητα ρέουν μέσω των διαμερισμάτων, κάθε επόμενο στάδιο λαμβάνει εισροή με χαμηλότερη οργανική περιεκτικότητα από το προηγούμενο. Έτσι, το σύστημα ενισχύει την απομάκρυνση οργανικού (ESCWA, 2003). Ένα τυπικό διάγραμμα ροής συστήματος RBC παρουσιάζεται στην Εικόνα 13.



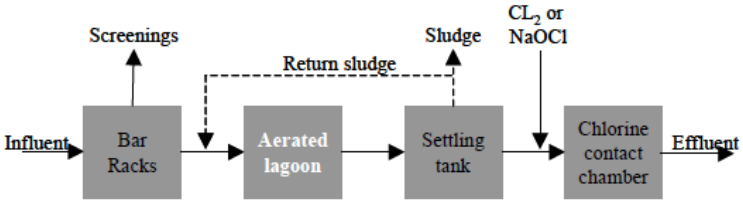
Εικόνα 13. Τυπικό διάγραμμα ροής για μονάδες RBC (ESCWA, 2003).

Τα βασικά πλεονεκτήματα των περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων προκύπτουν από το γεγονός ότι η παραγόμενη διεπιφάνεια είναι πολύ μεγάλη και πρακτικά ανεξάρτητη της ταχύτητας περιστροφής, σε αντίθεση με τη διεργασία ενεργούς ιλύος. Η κατανάλωση ενέργειας είναι χαμηλή κυρίως διότι οι δίσκοι μπορεί να κατασκευαστούν λεπτοί ώστε να προσφέρουν μικρή αντίσταση στην κίνηση διαμέσου των υγρών αποβλήτων και η ταχύτητα περιστροφής είναι χαμηλή. Η χαμηλή κατανάλωση ενέργειας συνεπάγεται μικρότερα κόστη λειτουργίας (Patwardhan, 2003). Οι φορτίσεις βιομάζας είναι γενικά πολύ υψηλότερες για τα βιολογικά φίλτρα και τα RBCs σε σύγκριση με τη διεργασία ενεργούς ιλύος (Patwardhan, 2003).

2.1.5. Αεριζόμενη δεξαμενή (aerated lagoon)

Η αεριζόμενη δεξαμενή είναι μια δεξαμενή βάθους μεταξύ 1 και 4 μέτρων όπου επεξεργάζονται υγρά απόβλητα είτε με ροή διαμέσου της βάσης είτε με ανακυκλοφορία στερεών. Η μικροβιολογία που συμμετέχει σε αυτήν τη διεργασία είναι παρόμοια με εκείνη της διεργασίας ενεργούς ιλύος. Ωστόσο, προκύπτουν διαφορές επειδή η μεγάλη επιφάνεια της δεξαμενής μπορεί να προκαλέσει περισσότερες επιδράσεις στη θερμοκρασία από εκείνες που συνήθως συναντώνται στις συμβατικές διεργασίες ενεργούς ιλύος. Τα υγρά απόβλητα οξυγονώνονται μέσω επιφάνειας, στροβίλου (τουρμπίνας) ή διάχυτου αερισμού. Η αναταραχή, που προκαλείται από τον αερισμό, χρησιμοποιείται για να διατηρήσει τα περιεχόμενα της δεξαμενής σε αιώρηση. Ανάλογα με το χρόνο κατακράτησης, η εκροή αεριζόμενης δεξαμενής περιέχει περίπου το 1/3 με 1/2 της εισερχόμενης τιμής BOD σε

μορφή κυτταρικής μάζας. Τα περισσότερα από αυτά τα στερεά πρέπει να απομακρύνονται από τη δεξαμενή καθίζησης πριν την απόρριψη της τελικής εκροής (Εικόνα 14) (ESCWA, 2003).



Εικόνα 14. Τυπικό διάγραμμα ροής για αεριζόμενες δεξαμενές (ESCWA, 2003).

Σε ορισμένες περιπτώσεις, το αρχικό κελί σε ένα σύστημα μπορεί να είναι πλήρους ανάμιξης, ακολουθούμενο από κελιά μερικής ανάμιξης και καθίζησης. Η περισσότερη ενέργεια σε συστήματα πλήρους ανάμιξης χρησιμοποιείται στη λειτουργία ανάμιξης, η οποία απαιτεί περίπου 10 φορές το ποσό ενέργειας που χρειάζεται σε ένα ίδιου μεγέθους σύστημα μερικής ανάμιξης για την επεξεργασία αστικών υγρών αποβλήτων. Ένα σύστημα πλήρους ανάμιξης επεξεργασίας υγρών αποβλήτων είναι παρόμοιο με τη διεργασία ενεργούς ιλύος χωρίς να περιλαμβάνει ανακύκλωση του κυτταρικού υλικού, με αποτέλεσμα να προκύπτουν μικρότερες συγκεντρώσεις αναμιγμένου μίγματος αιωρούμενων στερεών, γεγονός που απαιτεί μεγαλύτερο χρόνο υδραυλικής κατακράτησης σε σχέση με την ενεργός ίλη (USEPA, 2002). Μερικά στερεά σε δεξαμενές μερικής ανάμιξης διατηρούνται σε αιώρηση για να συμβάλλουν στη συνολική επεξεργασία. Αυτό επιτρέπει την αναερόβια ζύμωση των καθιζανόντων ιλύων. Οι μερικής ανάμιξης δεξαμενές ονομάζονται επίσης επαμφοτερίζουσες αεριζόμενες δεξαμενές και γενικά σχεδιάζονται με τουλάχιστον τρία κελιά σε σειρά, με συνολικό χρόνο κατακράτησης που εξαρτάται από τη θερμοκρασία του νερού (USEPA, 2002).

Μια αεριζόμενη δεξαμενή είναι κατάλληλη για αστικά και βιομηχανικά υγρά απόβλητα χαμηλής μέχρι μεσαίας ισχύος. Παρόλο που τέτοια συστήματα, κατά κάποιον τρόπο, κάνουν εντατική χρήση της γης, χρειάζονται πολύ μικρότερη έκταση σε σχέση με μια επαμφοτερίζουσα δεξαμενή (facultative lagoon) και ενδέχεται να παρέχουν ένα καλύτερο επίπεδο επεξεργασίας. Οι απαιτήσεις λειτουργίας και διαχείρισης είναι επίσης μικρότερες από εκείνες της ενεργούς ιλύος και παρόμοιων τεχνολογιών (USEPA, 2002).

Πλεονεκτήματα αεριζόμενων δεξαμενών μερικής ανάμιξης (USEPA, 2002):

- Χρειάζονται πολύ μικρότερη έκταση από τις επαμφοτερίζουσες δεξαμενές.
- Μια αεριζόμενη δεξαμενή μπορεί συνήθως να απορρίψει κατά τη χειμερινή περίοδο, ενώ η απόρριψη ενδέχεται να απαγορευτεί από μια επαμφοτερίζουσα δεξαμενή καλυμμένη με πάγο στο ίδιο κλίμα.
- Η απόρριψη ιλύος μπορεί να είναι απαραίτητη αλλά η ποσότητα θα είναι σχετικά μικρή σε σύγκριση με άλλες διεργασίες δευτερογενούς επεξεργασίας.

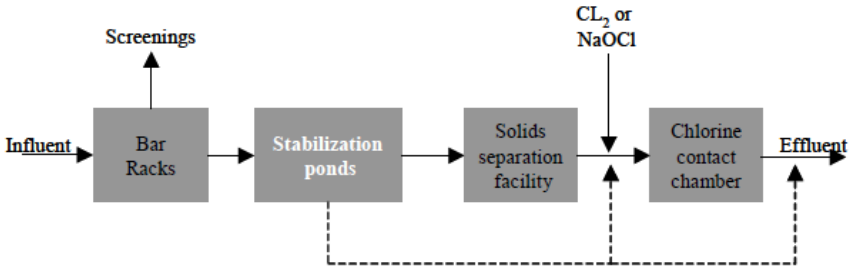
Μειονεκτήματα αεριζόμενων δεξαμενών μερικής ανάμιξης (USEPA, 2002):

- Οι αεριζόμενες δεξαμενές δεν είναι τόσο αποδοτικές όσο οι επαμφοτερίζουσες δεξαμενές όσον αφορά την απομάκρυνση αμμωνιακού αζώτου ή φωσφόρου, εκτός αν είναι σχεδιασμένες για νιτροποίηση.
- Ημερήσιες αλλαγές στο pH και την αλκαλικότητα που επηρεάζουν τα ποσοστά αφαίρεσης αμμωνιακού αζώτου και φωσφόρου στις επαμφοτερίζουσες δεξαμενές, δε συμβαίνουν στις αεριζόμενες δεξαμενές.
- Στις αεριζόμενες δεξαμενές ενδέχεται να παρουσιαστεί σχηματισμός επιφανειακού πάγου.
- Μειωμένα ποσοστά βιολογικής δραστηριότητας συμβαίνουν κατά τη διάρκεια κρύου καιρού.
- Φορείς κουνουπιών και παρόμοιων εντόμων μπορεί να αποτελέσουν πρόβλημα εάν η βλάστηση στα αναχώματα δε συντηρείται σωστά.
- Τα ποσοστά συσσώρευσης ιλύος θα είναι υψηλότερα σε κρύα κλίματα λόγω του ότι η χαμηλή θερμοκρασία αναστέλλει τις αναερόβιες αντιδράσεις.
- Απαιτείται ενέργεια.

2.1.6. Δεξαμενή εξισορρόπησης (stabilization pond)

Μια δεξαμενή εξισορρόπησης είναι μια σχετικά ρηχή χωμάτινη δεξαμενή, στην οποία περιέχεται σώμα υγρών αποβλήτων χρησιμοποιώντας μια βιολογική διεργασία πλήρους ανάμιξης χωρίς ανακυκλοφορία στερεών. Η ανάμιξη μπορεί να είναι είτε φυσική (άνεμος, θερμότητα ή ζύμωση) είτε επαγόμενη (μηχανικός ή διάχυτος αερισμός). Οι δεξαμενές εξισορρόπησης συνήθως κατατάσσονται σύμφωνα με φύση της βιολογικής δραστηριότητας που λαμβάνει χώρα σε αυτές, ως αερόβιες, αναερόβιες ή μικτές. Οι αερόβιες δεξαμενές χρησιμοποιούνται κυρίως για την επεξεργασία διαλυτών οργανικών

αποβλήτων και εκροών από εγκαταστάσεις επεξεργασίας υγρών αποβλήτων. Οι μικτές δεξαμενές (facultative) είναι ο πιο κοινός τύπος και έχουν χρησιμοποιηθεί για την επεξεργασία αστικών υγρών αποβλήτων και μιας ευρείας ποικιλίας βιομηχανικών αποβλήτων. Οι αναερόβιες δεξαμενές, με τη σειρά τους, είναι ιδιαίτερα αποτελεσματικές στο να επιφέρουν ταχεία σταθεροποίηση των ισχυρών συγκεντρώσεων οργανικών αποβλήτων. Οι αερόβιες και οι μικτές δεξαμενές είναι βιολογικά περίπλοκες. Ο βακτηριακός πληθυσμός οξειδώνει οργανικό υλικό, παράγοντας αμμωνία, διοξείδιο του άνθρακα, θειικά άλατα, νερό και άλλα τελικά προϊόντα, τα οποία στη συνέχεια χρησιμοποιούνται από άλγες κατά τη διάρκεια της ημέρας για την παραγωγή οξυγόνου. Έπειτα, βακτήρια χρησιμοποιούν αυτό το συμπληρωματικό οξυγόνο και το οξυγόνο που παρέχεται από άνεμο, προκειμένου να αποικοδομήσουν το υπόλοιπο οργανικό υλικό. Ο χρόνος κατακράτησης των υγρών αποβλήτων κυμαίνεται μεταξύ 30 και 120 ημερών. Συναντάται συχνά σε αγροτικές περιοχές λόγω των χαμηλών κατασκευαστικών και λειτουργικών εξόδων. Η Εικόνα 15 παρουσιάζει ένα τυπικό διάγραμμα ροής για δεξαμενές εξισορρόπησης, ενώ ο Πίνακας 2 παρουσιάζει τις εφαρμογές τους (ESCWA, 2003). Μόνο οι αερόβιες δεξαμενές απαιτούν ενέργεια (USEPA, 2000).



Εικόνα 15. Τυπικό διάγραμμα ροής για δεξαμενές εξισορρόπησης **(ESCWA, 2003).**

Πίνακας 2. Είδη και εφαρμογές δεξαμενών εξισορρόπησης (ESCWA, 2003).

Είδος δεξαμενής	*Κοινό όνομα*	*Χαρακτηριστικά*	*Εφαρμογή*
Αερόβια	Χαμηλού ρυθμού δεξαμενή	Σχεδιάζεται για τη διατήρηση αερόβιων συνθηκών σε όλο το βάθος του υγρού.	Επεξεργασία διαλυτών οργανικών αποβλήτων και δευτερογενών εκροών.
	Υψηλού ρυθμού δεξαμενή	Σχεδιάζεται για τη βελτιστοποίηση την παραγωγή κυτταρικών ιστών αλγών και την επίτευξη υψηλών αποδόσεων εκμεταλλεύσιμων	Απομάκρυνση θρεπτικών, επεξεργασία διαλυτών οργανικών αποβλήτων, μετατροπή αποβλήτων.

		πρωτεϊνών.	
	Δεξαμενή ωρίμανσης	Παρόμοια με τις δεξαμενές χαμηλού ρυθμού αλλά πολύ ελαφρά φορτισμένη.	Χρησιμοποιείται για εκροές από συμβατική διεργασία δευτεροβάθμιας επεξεργασίας, όπως βιολογικό φίλτρο ή ενεργός ιλύς.
Αερόβιο-αναερόβια (συμπληρωματικός αερισμός)	Επαμφοτερίζουσα δεξαμενή με αερισμό	Βαθύτερη από δεξαμενή υψηλού ρυθμού. Αερισμός και φωτοσύνθεση παρέχουν οξυγόνο για αερόβια σταθεροποίηση στα ανώτερα στρώματα. Τα χαμηλότερα στρώματα είναι επαμφοτερίζοντα. Το κάτω στρώμα των στερεών υφίσταται αναερόβια χώνευση.	Επεξεργασία κοσκινισμένων ανεπεξέργαστων ή πρωτογενώς καθιζημένων υγρών αποβλήτων ή βιομηχανικών αποβλήτων.
Αερόβιο-αναερόβια (οξυγόνο από άλγες)	Επαμφοτερίζουσα δεξαμενή	Όπως παραπάνω, χωρίς συμπληρωματικό αερισμό. Φωτοσύνθεση και επαναερισμός της επιφάνειας παρέχουν οξυγόνο για τα ανώτερα στρώματα.	Επεξεργασία κοσκινισμένων ανεπεξέργαστων ή πρωτογενώς καθιζημένων υγρών αποβλήτων ή βιομηχανικών αποβλήτων.
Αναερόβια	Αναερόβια δεξαμενή, δεξαμενή αναερόβιας προ-επεξεργασίας	Αναερόβιες συνθήκες επικρατούν παντού. Συνήθως ακολουθούνται από αερόβιες ή επαμφοτερίζουσες δεξαμενές.	Επεξεργασία αστικών υγρών αποβλήτων και βιομηχανικών αποβλήτων.
Αναερόβια που ακολουθείται από αεροβιο-αναερόβια	Σύστημα δεξαμενής	Συνδυασμός των ειδών δεξαμενής που περιγράφονται παραπάνω. Αεροβιο-αναερόβιες δεξαμενές μπορεί να ακολουθούνται από μία αερόβια δεξαμενή. Ανακυκλοφορία συχνά χρησιμοποιείται από αερόβιες σε αναερόβιες δεξαμενές.	Ολοκληρωμένη επεξεργασία αστικών υγρών αποβλήτων και βιομηχανικών αποβλήτων με υψηλή βακτηριακή απομάκρυνση.

Αναερόβιες δεξαμενές

Οι αναερόβιες δεξαμενές (anaerobic ponds) έχουν συνήθως 2-5 m βάθος και λαμβάνουν υγρά απόβλητα με υψηλά οργανικά φορτία (δηλαδή, συνήθως άνω των 100 g BOD/m^3 day, που ισοδυναμεί με πάνω από 3000 kg/ha· day για βάθος 3 m παράγοντας ένα αυστηρά αναερόβιο περιβάλλον σε όλο τον όγκο της δεξαμενής, δηλαδή δεν περιέχεται διαλυμένο οξυγόνο ή άλγες και το ενδεχόμενο οξειδοαναγωγής είναι αρνητικό. Η ακριβής τιμή του βάθους μιας τέτοιας δεξαμενής εξαρτάται από τις συνθήκες του εδάφους και τα κόστη τοπικής εκσκαφής, τα οποία αυξάνονται με το βάθος. Τα βάθη είναι συνήθως 3-4 m (Kayombo et al, 2005.), (Varón et al., 2004). Στις αναερόβιες δεξαμενές, η απομάκρυνση του BOD επιτυγχάνεται από την καθίζηση των στερεών και έπειτα την αναερόβια χώνευση της ιλύος που προκύπτει. Η διεργασία της αναερόβιας χώνευσης είναι περισσότερο έντονη σε θερμοκρασίες μεγαλύτερες από 15°C. Τα αναερόβια βακτήρια είναι συνήθως ευαίσθητα σε pH<6,2. Συνεπώς, όξινα υγρά απόβλητα πρέπει να ουδετεροποιούνται πριν την επεξεργασία τους σε αναερόβιες δεξαμενές. Μια σωστά σχεδιασμένη αναερόβια δεξαμενή θα επιτύχει περίπου 40% απομάκρυνση BOD στους 10°C και περισσότερο από 60% στους 20°C. Συνήθως, χρησιμοποιείται μικρότερος χρόνος κατακράτησης 1-1,5 ημερών (Kayombo et al, 2005.).

Οι αναερόβιες δεξαμενές είναι οι μικρότερες μονάδες της σειράς. Ταξινομούνται σύμφωνα με την ογκομετρική οργανική φόρτισή τους, εκφρασμένη σε γραμμάρια BOD ανά ημέρα, εφαρμοσμένα σε κάθε κυβικό μέτρο του όγκου της δεξαμενής. Οι αναερόβιες δεξαμενές ενδέχεται να λάβουν τιμές ογκομετρικής οργανικής φόρτισης μεταξύ 100 και 350 g BOD/m^3 day, ανάλογα με τη θερμοκρασία σχεδιασμού (Varón et al., 2004).

Οι οσμές από αναερόβιες δεξαμενές, που προκύπτουν κατά κανόνα από το υδρόθειο, πάντα ανησυχούσαν τους μηχανικούς σχεδιασμού. Ωστόσο, οι οσμές δεν αποτελούν πρόβλημα η αναερόβια δεξαμενή είναι σωστά σχεδιασμένη και η συγκέντρωση θειικού στα ανεπεξέργαστα υγρά απόβλητα είναι μικρότερη από 500 mg SO42-/l (Varón et al., 2004).

Επαμφοτερίζουσες δεξαμενές

Οι επαμφοτερίζουσες δεξαμενές (facultative ponds) (1-2 m βάθους) είναι δύο ειδών: οι πρωτογενείς επαμφοτερίζουσες δεξαμενές, οι οποίες λαμβάνουν ανεπεξέργαστα υγρά απόβλητα και οι δευτερογενείς επαμφοτερίζουσες δεξαμενές, οι οποίες λαμβάνουν υγρά απόβλητα χωρίς σωματίδια (συνήθως από αναερόβιες δεξαμενές, σηπτικές δεξαμενές, πρωτογενείς επαμφοτερίζουσες δεξαμενές και ρηχά αποχετευτικά συστήματα).

Η διεργασία οξείδωσης του οργανικού υλικού από αερόβια βακτήρια συνήθως κυριαρχεί σε αυτές (Kayombo et al, 2005.).

Οι διεργασίες των αναερόβιων και δευτερογενών επαμφοτεριζουσών δεξαμενών συμβαίνουν ταυτόχρονα στις πρωτογενής επαμφοτερίζουσες δεξαμενές. Εκτιμάται ότι περίπου 30% του εισερχόμενου BOD απομακρύνεται από την πρωτογενή επαμφοτερίζουσα δεξαμενή με τη μορφή μεθανίου. Ένα υψηλό ποσοστό του BOD που δεν απομακρύνεται από τη δεξαμενή ως μεθάνιο, καταλήγει σε άλγες. Η διεργασία αυτή απαιτεί περισσότερο χρόνο, περισσότερη χερσαία έκταση και πιθανότατα 2-3 εβδομάδες χρόνο κατακράτησης νερού, αντί για 2-3 μέρες σε μια αναερόβια δεξαμενή. Στη δευτερογενή επαμφοτερίζουσα δεξαμενή (και στα ανώτερα στρώματα των πρωτογενών επαμφοτεριζουσών δεξαμενών), το BOD των αποβλήτων μετατρέπεται σε "BOD άλγης" και έχει επιπτώσεις στις απαιτήσεις ποιότητας εκροής. Περίπου 70-90% του BOD της τελικής εκροής από μια σειρά σωστά σχεδιασμένων μονάδων επεξεργασίας υγρών αποβλήτων (WSPs) σχετίζεται με τις άλγες που περιέχουν (Kayombo et al, 2005.).

Στις δευτερογενείς επαμφοτερίζουσες δεξαμενές που λαμβάνουν λύματα χωρίς σωματίδια (αναερόβια εκροή), το μη καθιζάμενο BOD που απομένει, οξειδώνεται από ετεροτροφικά βακτήρια (Pseudomonas, Flavobacterium, Archromobacter και Alcaligenes spp). Το οξυγόνο που απαιτείται για την οξείδωση του BOD λαμβάνεται από τη φωτοσυνθετική δραστηριότητα των μικρο-αλγών που αναπτύσσονται φυσικά και αφειδώς στις επαμφοτερίζουσες δεξαμενές (Kayombo et al, 2005.).

Οι επαμφοτερίζουσες δεξαμενές σχεδιάζονται για την απομάκρυνση BOD με βάση μια σχετικά χαμηλή επιφανειακή φόρτιση (100-400 kg BOD/ha day), προκειμένου να καταστεί δυνατή η ανάπτυξη ενός υγιούς πληθυσμού αλγών, δεδομένου ότι το οξυγόνο για την απομάκρυνση του BOD από τα βακτήρια της δεξαμενής, παράγεται κυρίως μέσω φωτοσύνθεσης αλγών (Varón et al., 2004).

Δεξαμενές ωρίμανσης

Οι δεξαμενές ωρίμανσης λαμβάνουν τις εκροές από τις επαμφοτερίζουσες δεξαμενές και το μέγεθος και ο αριθμός τους εξαρτάται από την απαιτούμενη βακτηριολογική ποιότητα της τελικής εκροής. Είναι πιο ρηχές από τις επαμφοτερίζουσες δεξαμενές με βάθος εύρους 1-1,5 m, με το 1 m να αποτελεί το βέλτιστο (βάθη μικρότερα από 1 m ευνοούν ριζωμένα μακρόφυτα να αναπτυχθούν μέσα στη δεξαμενή, επιτρέποντας την αναπαραγωγή κουνουπιών). Λόγω του ότι οι δεξαμενές ωρίμανσης λαμβάνουν χαμηλότερα οργανικά φορτία, είναι καλύτερα οξυγονωμένες σε όλο το βάθος τους. Οι

πληθυσμοί αλγών είναι πολύ πιο ποικίλοι από εκείνους στις επαμφοτερίζουσες δεξαμενές. Η ποικιλία αλγών αυξάνεται από δεξαμενή σε δεξαμενή κατά μήκος των σειρών (Varón et al., 2004). Οι κύριοι μηχανισμοί βακτηριακής και ιογενούς αποσύνθεσης περιττωμάτων προκύπτουν από τη δραστηριότητα των αλγών μαζί με φωτο-οξείδωση (Varón et al., 2004).

Οι δεξαμενές ωρίμανσης επιτυγχάνουν μόνο μικρή επιπρόσθετη απομάκρυνση BOD_5, αλλά συνεισφέρουν σημαντικά στην απομάκρυνση αζώτου και φωσφόρου. Η συνολική απομάκρυνση αζώτου σε ένα συνολικό σύστημα WSP είναι συχνά μεγαλύτερη από 80% και η απομάκρυνση αμμωνίας είναι γενικά περισσότερη από 90% (εξαρτάται από των αριθμό δεξαμενών ωρίμανσης που περιλαμβάνονται). Η απομάκρυνση φωσφόρου στα WSPs είναι μικρότερη, συνήθως περίπου 50% (Varón et al., 2004).

2.2. Αέρια απόβλητα

Αέριοι ρυπαντές

Όζον

Το όζον έχει χημικό τύπο O_3 και είναι ένας σχετικά ισχυρός οξειδωτικός παράγοντας. Εκπέμπεται απευθείας μέσω ορισμένων πηγών και αποτελεί προϊόν χημικής και/ή φωτοχημικής αντίδρασης μεταξύ άλλων αέριων ρυπαντών στην ατμόσφαιρα. Μπορεί να βλάψει τους ευαίσθητους ιστούς των ζώων (συμπεριλαμβανομένων των ανθρώπων) καθώς και φυτικούς ιστούς (Woodard, 2001).

Οξείδια του θείου

Το διοξείδιο του θείου προκαλεί τη μεγαλύτερη ανησυχία στην ατμόσφαιρα, παρόλο που το τριοξείδιο του θείου (SO_3) και το θειικό (SO_4) είναι επίσης σημαντικά. Η κύρια πηγή των οξειδίων του θείου στην ατμόσφαιρα είναι η καύση ορυκτών καυσίμων (πετρέλαιο και άνθρακας) για την παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας και θερμότητας. Λόγω του ότι το θείο αποτελεί ένα σημαντικό συστατικό πρωτεΐνης και η πρωτεΐνη συνιστά ένα σημαντικό συστατικό σχεδόν όλων των φυτών και ζώων, είναι συνεπώς ένα συστατικό των απολιθωμάτων αυτών των κάποτε ζωντανών οντοτήτων. Όταν καίγεται πετρέλαιο ή άνθρακας, το οξυγόνο συνδέεται με το θείο και τα συνεπαγόμενα οξείδια του θείου εκπέμπονται με τις αέριες απελευθερώσεις από μια διεργασία καύσης. Οι βασικές επιβλαβείς επιπτώσεις είναι η τελική τους αντίδραση με την ατμοσφαιρική υγρασία και επιστροφή τους στη γη ως όξινη βροχή, καθώς και η συμμετοχή τους σε φωτοχημικές αντιδράσεις στην ατμόσφαιρα για την παραγωγή νέφους (Woodard, 2001).

Οξείδια του αζώτου (NOx)

Τα οξείδια του αζώτου, κυρίως διοξείδιο του αζώτου (NO_2) και μονοξείδιο του αζώτου (NO), παράγονται κατά τη διάρκεια της καύσης όλων των ειδών καυσίμων. Αυτά τα αέρια αναφέρονται συνολικά ως NO_x. Λόγω του ότι ο αέρας αποτελείται από άζωτο υπό μορφή αερίου N_2 και από περίπου 21% οξυγόνο υπό μορφή αερίου O_2, υπάρχει μια απεριόριστη παροχή τόσο αζώτου όσο και οξυγόνου, που είναι διαθέσιμα να αντιδρούν μεταξύ τους, πράγμα που συμβαίνει σε υψηλές θερμοκρασίες (Woodard, 2001). Οι κύριες επιβλαβείς επιπτώσεις των οξειδίων του αζώτου είναι η αντίδρασή τους με ατμοσφαιρικούς υδρογονάνθρακες και άλλες ουσίες για το σχηματισμό νέφους (Woodard, 2001).

Μονοξείδιο του άνθρακα (CO)

Το μονοξείδιο του άνθρακα είναι το προϊόν ατελούς καύσης οργανικού υλικού, συμπεριλαμβανομένων των ορυκτών καυσίμων. Ενώ η πλήρης καύση υλικού αποτελούμενου από οργανικό άνθρακα παράγει διοξείδιο του άνθρακα (CO_2), η ατελής καύση που προκαλείται από ανεπαρκή παροχή οξυγόνου οδηγεί στην παραγωγή μερικών μονοξειδίων του άνθρακα (CO). Το μονοξείδιο του άνθρακα είναι επικίνδυνο για την υγεία των ανθρώπων και άλλων ζώων (Woodard, 2001).

Διοξείδιο του άνθρακα (CO_2)

Το διοξείδιο του άνθρακα είναι ένα προϊόν πλήρους καύσης. Οι κύριες πηγές διοξειδίου του άνθρακα στην ατμόσφαιρα είναι η αναπνοή των φυτών, ζώων και μικροοργανισμών που χρησιμοποιούν οξυγόνο ως έναν αποδέκτη ηλεκτρονίων, καθώς και η καύση ορυκτών και άλλων καυσίμων για την παραγωγή θερμότητας και ηλεκτρικής ενέργειας (Woodard, 2001). Οι κύριες επιβλαβείς επιπτώσεις του διοξειδίου του άνθρακα στην ατμόσφαιρα είναι η συμβολή του, μαζί με μεθάνιο, στην προώθηση της υπερθέρμανσης του πλανήτη, που προκαλείται από το λεγόμενο φαινόμενο του θερμοκηπίου (Woodard, 2001).

Σωματίδια

Τα σωματίδια, γνωστά ως “λεπτό σωματιδιακό υλικό”, ή “PM10”, είναι πολύ μικρά μόρια μιας ουσίας. Οι βλαβερές επιπτώσεις των σωματιδίων είναι η τάση τους να εναποτίθενται στους πνεύμονες και η δυσάρεστη επίπτωσή τους στην ορατότητα (Woodard, 2001).

Πτητικές οργανικές ενώσεις άνθρακα (VOCs)

Οι πτητικές οργανικές ενώσεις άνθρακα (VOCs) αποτελούν μια κατηγορία χημικών που εκπέμπονται απευθείας στον αέρα ως αποτέλεσμα εξάτμισης ή άλλου τύπου εξαέρωσης. Στις πηγές αυτών περιλαμβάνονται αποθηκευμένη βενζίνη, αποθηκευμένοι διαλύτες και άλλα βιομηχανικά χημικά και ορισμένες βιομηχανικές διεργασίες. Η ατελής καύση καυσίμων διαφόρων ειδών είναι επίσης μια σημαντική πηγή απόρριψης VOC στον αέρα του περιβάλλοντος. Οι κύριες επιβλαβείς επιπτώσεις των VOCs είναι η τοξικότητα, η συμβολή στο νέφος μέσω φωτοχημικών αντιδράσεων στην ατμόσφαιρα και η πιθανή συμβολή στο "φαινόμενο του θερμοκηπίου" και η επακόλουθη υπερθέρμανση του πλανήτη (Woodard, 2001).

Δύσοσμες ουσίες

Υπάρχουν πολλές ουσίες, συμπεριλαμβανομένων ενώσεων θείου σε μειωμένη κατάσταση, όπως υδρόθειο, μέθυλο και αίθυλο μερκαπτάνες, διμεθυλοσουλφίδιο και προϊόντα αποδόμησης πρωτεϊνών, όπως αμίνες, αμίδια, petricine και καδαβερίνη, που έχουν ιδιαίτερα δυσάρεστες οσμές. Πολλές από αυτές τις ενώσεις μπορούν να ανιχνευθούν από την ανθρώπινη οσφρητική συσκευή σε εύρη ατμοσφαιρικής συγκέντρωσης μόνο λίγων ppb κατ' όγκο. Παρόλο που η κοινή δυσάρεστη ιδιότητά τους είναι η άσχημη οσμή τους, μερικές από αυτές είναι τοξικές (Woodard, 2001).

Υδρόθειο (H_2S)

Το υδρόθειο (H_2S) είναι τοξικό καθώς και δύσοσμο. Ακόμα, έχει το χαρακτηριστικό ότι είναι σε θέση να απευαισθητοποιήσει την οσφρητική συσκευή μέσα σε λίγα λεπτά, εάν η συγκέντρωση είναι υψηλότερη από λίγα ppb κατ' όγκο. Άτομα που εισήλθαν σε κλειστούς χώρους που περιέχουν αέριο υδρόθειο πέθαναν διότι σύντομα αφού εισήλθαν στο χώρο δεν ήταν σε θέση να μυρίσουν το H_2S, δε συνειδητοποίησαν ότι το ανέπνεαν και νικήθηκαν από μια θανατηφόρα δόση (Woodard, 2001).

Άλλες μειωμένες ενώσεις θείου

Μια μειωμένη ένωση θείου είναι μια χημική ουσία χαμηλού μοριακού βάρους που περιέχει ένα ή περισσότερα άτομα θείου σε κατάσταση σθένους μείον δύο (σουλφίδιο). Αυτές οι ουσίες, μαζί με υδρόθειο, αναφέρονται στο σύνολο ως συνολικό μειωμένο θείο (Total Reduced Sulfer-TRS). Πολλές άδειες απόρριψης αέρα περιλαμβάνουν περιορισμούς για TRS. Ορισμένες ενώσεις TRS είναι τοξικές. Όλες είναι επιβλαβείς λόγω των εξαιρετικά ισχυρών και ακάθαρτων οσμών τους (Woodard, 2001).

Οργανικά

Ορισμένες κατηγορίες οργανικού υλικού ρυθμίζονται μέσω περιορισμών που περιλαμβάνονται στις άδειες απόρριψης αέρα (Woodard, 2001).

Υδρογονάνθρακες

Οργανικές ενώσεις χαμηλού μοριακού βάρους αποτελούμενες από άνθρακα και υδρογόνο απορρίπτονται στον αέρα ως αποτέλεσμα ατελούς καύσης ορυκτών καυσίμων, συμπεριλαμβανομένης της βενζίνης, καθώς και μέσω εξάτμισης. Αυτές οι ουσίες υποβάλλονται σε φωτοχημικές αντιδράσεις μαζί με άλλες ουσίες στην ατμόσφαιρα προς σχηματισμό νέφους (Woodard, 2001).

Μεθάνιο

Το μεθάνιο, ο υδρογονάνθρακας χαμηλότερου μοριακού βάρους, εισέρχεται στην ατμόσφαιρα ως αποτέλεσμα εξόρυξης φυσικού αερίου, εξόρυξης γαιάνθρακα, διαχείρισης στερεών αποβλήτων, αναερόβιας αποδόμησης οργανικού υλικού στο φυσικό περιβάλλον και αέριων αποβολών των βοοειδών και άλλων ζώων που σχετίζονται με τη γεωργία (Woodard, 2001). Η κύρια επιβλαβής επίπτωση του μεθανίου που απελευθερώνεται στην ατμόσφαιρα είναι η συμβολή του, μαζί με το διοξείδιο του άνθρακα, στην πρόκληση της υπερθέρμανσης του πλανήτη ή του “φαινομένου του θερμοκηπίου” (Woodard, 2001).

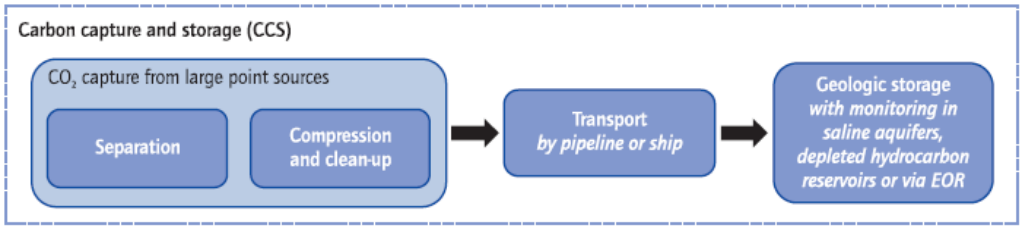
Εισαγωγή στη δέσμευση και αποθήκευση άνθρακα (CCS)

Όσο τα ορυκτά καύσιμα και οι βιομηχανίες υψηλής ισχύος άνθρακα έχουν κυρίαρχο ρόλο στις οικονομίες μας, η δέσμευση και αποθήκευση άνθρακα (CCS) θα αποτελεί κρίσιμη λύση για τη μείωση αερίων του φαινομένου του θερμοκηπίου. Είναι σαφές ότι ο κόσμος χρειάζεται στις επόμενες δεκαετίες τη δραστική μείωση των εκπομπών CO_2 που σχετίζονται με την ενέργεια. Αυτό θα απαιτήσει μαζική ανάπτυξη διάφορων τεχνολογιών καθαρής ενέργειας, συμπεριλαμβάνοντας ανανεώσιμη ενέργεια, πυρηνική ενέργεια, καθαρότερες τεχνολογίες μεταφορά, ενεργειακή απόδοση και δέσμευση και αποθήκευση άνθρακα (IEA, 2013).

Τεχνολογία δέσμευσης άνθρακα

Η δέσμευση άνθρακα βρίσκεται ουσιαστικά σε χρήση εδώ και χρόνια. Οι βιομηχανίες πετρελαίου και φυσικού αερίου χρησιμοποιούν τη δέσμευση άνθρακα για δεκαετίες ως μέσο για την ενίσχυση αναγέννησης πετρελαίου και φυσικού αερίου. Πρόσφατα, μόνο, έχουμε αρχίσει να σκεφτόμαστε τη δέσμευση άνθρακα για περιβαλλοντικούς λόγους (How Carbon Capture Works, 2014).

Όπως παρουσιάζεται στην Εικόνα 16, υπάρχουν τρία βασικά βήματα για τη δέσμευση και αποθήκευση άνθρακα (CCS): παγίδευση και διαχωρισμός του CO_2 από άλλα αέρια, μεταφορά αυτού του δεσμευμένου CO_2 σε έναν αποθηκευτικό χώρο, και αποθήκευση αυτού του CO_2 μακριά από την ατμόσφαιρα (υπόγεια ή βαθιά στον ωκεανό) (How Carbon Capture Works, 2014).



Εικόνα 16. Αλυσίδα CCS (IEA, 2013).

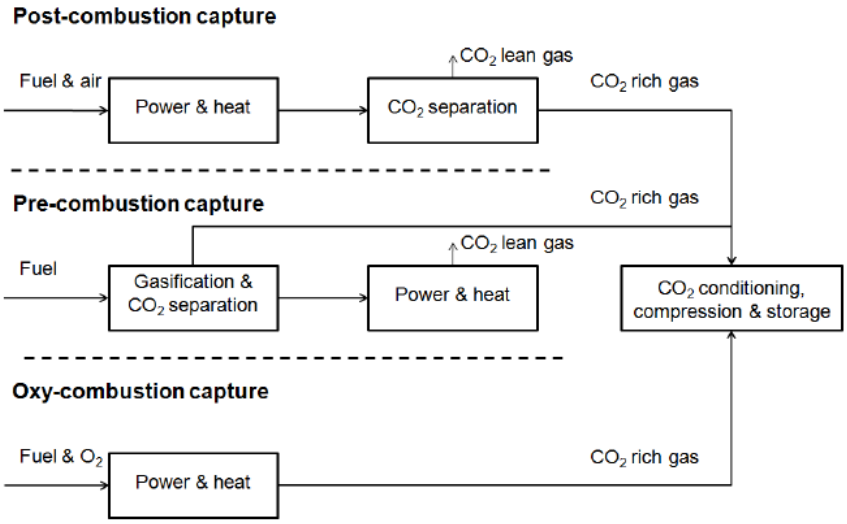
Στο βήμα παγίδευσης και διαχωρισμού, ο άνθρακας λαμβάνεται από μια ενεργειακή μονάδα με τρείς βασικούς τρόπους (Εικόνα 17): *μετά-καύση* (post-combustion*), προ-καύση* (precombustion) και *καύση καυσίμου οξυγόνου* (oxy-fuel combustion). Μια ενεργειακή μονάδα ορυκτών καυσίμων παράγει ηλεκτρική ενέργεια μέσω καύσης ορυκτών καυσίμων (γαιάνθρακα, πετρελαίου ή φυσικού αερίου), τα οποία παράγουν θερμότητα που μετατρέπεται σε ατμό. Ο ατμός αυτός περιστρέφει μία τουρμπίνα που είναι συνδεδεμένη σε μία ηλεκτρική γεννήτρια. Τη διαδικασία που περιστρέφει την τουρμπίνα, την αποκαλούμε καύση (How Carbon Capture Works, 2014).

Με τη δέσμευση άνθρακα *μετά-καύσης*, το CO_2 δεσμεύεται αφού το ορυκτό καύσιμο έχει καεί. Η καύση των ορυκτών καυσίμων παράγει καυσαέριο (flue gas), το οποίο περιέχει CO_2, υδρατμούς, διοξείδια του θείου και οξείδια του αζώτου. Σε μια διεργασία μετά-καύσης, το CO_2 διαχωρίζεται και δεσμεύεται από το καυσαέριο που προκύπτει από την καύση του ορυκτού καυσίμου. Αυτή η διεργασία χρησιμοποιείται μέχρι τώρα για την απομάκρυνση CO_2 από το φυσικό αέριο. Το μεγαλύτερο όφελος από τη χρήσης αυτής της διεργασίας είναι ότι μας επιτρέπει το μετεξοπλισμό παλιότερων ενεργειακών μονάδων μέσω πρόσθεσης ενός φίλτρου που βοηθάει στην παγίδευση του CO_2 καθώς αυτό ταξιδεύει

σε μία καπνοδόχο ή φουγάρο. Αυτό το φίλτρο είναι στην ουσία ένας διαλύτης που απορροφά διοξείδιο του άνθρακα. Ο διαλύτης μπορεί αργότερα να θερμανθεί, απελευθερώνοντας υδρατμούς και αφήνοντας πίσω του ένα συγκεντρωτικό ρεύμα CO_2. Η δέσμευση άνθρακα μετά-καύσης μπορεί να αποτρέψει 80 με 90% των εκπομπών άνθρακα μιας ενεργειακής μονάδας να εισέλθουν στην ατμόσφαιρα. Ωστόσο, μια διεργασία μετά-καύσης απαιτεί πολλή ενέργεια για τη συμπίεση του αερίου, ώστε να μπορεί αυτό να μεταφερθεί (How Carbon Capture Works, 2014).

Με τη δέσμευση άνθρακα *προ-καύσης*, το CO_2 παγιδεύεται πριν το ορυκτό καύσιμο καεί. Αυτό σημαίνει ότι το CO_2 παγιδεύεται προτού αραιωθεί από άλλα καυσαέρια. Γαιάνθρακας, πετρέλαιο ή φυσικό αέριο θερμαίνονται σε καθαρό οξυγόνο, με αποτέλεσμα ένα μίγμα μονοξειδίου του άνθρακα και υδρογόνου. Αυτό το μίγμα, στη συνέχεια, επεξεργάζεται σε έναν καταλυτικό μετατροπέα με ατμό, ο οποίος τότε παράγει περισσότερο υδρογόνο μαζί με διοξείδιο του άνθρακα. Αυτά τα αέρια τροφοδοτούνται στον πυθμένα μιας φιάλης. Τα αέρια στη φιάλη θα αρχίσουν να υψώνονται φυσικά, έτσι ένα χημικό που λέγεται αμίνη χύνεται στην κορυφή. Η αμίνη συνδέεται με το CO_2, καθώς πέφτει στον πυθμένα της φιάλης. Το υδρογόνο εξακολουθεί να υψώνεται, πάνω και έξω από τη φιάλη. Έπειτα, το μίγμα αμίνης/ CO_2 θερμαίνεται. Το CO_2 υψώνεται στην κορυφή για συλλογή και η αμίνη πέφτει στον πυθμένα για επαναχρησιμοποίηση. Η περίσσεια υδρογόνου μπορεί επίσης να χρησιμοποιηθεί για άλλες διεργασίες παραγωγής ενέργειας (How Carbon Capture Works, 2014). Όπως και με τη μετά-καύση, η δέσμευση άνθρακα προ-καύσης μπορεί να αποτρέψει 80 με 90% των εκπομπών μιας ενεργειακής μονάδας να εισέλθουν στην ατμόσφαιρα (How Carbon Capture Works, 2014).

Με τη δέσμευση άνθρακα *καύσης καυσίμου οξυγόνου*, η ενεργειακή μονάδα καίει ορυκτά καύσιμα σε οξυγόνο. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα ένα μίγμα αερίου που συνίσταται κυρίως από ατμό και CO_2. Ο ατμός και το διοξείδιο του άνθρακα διαχωρίζονται μέσω ψύξης και συμπίεσης του αέριου ρεύματος. Το οξυγόνο που απαιτείται για αυτήν την τεχνική αυξάνει το κόστος, αλλά οι υπάρχει ελπίδα να μείωσης του στο μέλλον. Η καύση καυσίμου οξυγόνου μπορεί να αποτρέψει 90% των εκπομπών μιας ενεργειακής μονάδας να εισέλθουν στην ατμόσφαιρα (How Carbon Capture Works, 2014).



Εικόνα 17. Ομάδες τεχνολογικών επιλογών για την υλοποίηση του σταδίου δέσμευσης CO_2 (Charitos, 2013).

Μεταφορά άνθρακα

Μετά τη δέσμευση του διοξειδίου του άνθρακα (CO_2), το επόμενο βήμα είναι η μεταφορά του σε ένα χώρο αποθήκευσης. Οι αγωγοί μπορούν να μεταφέρουν CO_2 σε τρείς φάσεις: αέρια, υγρή και στερεή. Το στερεό CO_2 είναι κοινώς γνωστό ως ξηρός πάγος και δεν είναι οικονομικά αποδοτικό να μεταφέρει κανείς CO_2 ως στερεό. Οι αγωγοί συνήθως μεταφέρουν διοξείδιο του άνθρακα στην αέρια μορφή του. Το CO_2 πρέπει να είναι καθαρό (χωρίς σουλφίδιο υδρογόνου) και ξηρό, διαφορετικά μπορεί να διαβρώσει έναν τυπικό αγωγό από χάλυβα μαγγανίου. (How Carbon Capture Works, 2014). Το κόστος αγωγού παρουσιάζει διακυμάνσεις ανάλογα με τη διαδρομή που ακολουθεί (μέσω βεβαρημένων περιοχών, βουνών, ανοικτής θαλάσσης). Είναι επιπλέον δυνατή η μεταφορά διοξειδίου του άνθρακα ως υγρό, χρησιμοποιώντας πλοία ή βυτιοφόρα. Το υγρό CO_2 απαιτεί χαμηλή πίεση και μια σταθερά χαμηλή θερμοκρασία, συνεπώς οι δεξαμενές φορτίου χρειάζεται να είναι τόσο υπό πίεση όσο και υπό ψύξη. Εάν μια μαζική ποσότητα CO_2 διαφύγει στην ατμόσφαιρα υπάρχει κίνδυνος ασφυξίας (How Carbon Capture Works, 2014).

Αποθήκευση άνθρακα

Υπάρχουν δύο μέρη όπου μπορεί να γίνει αποθήκευση CO_2: υπόγεια και υποθαλάσσια. Συγκεκριμένα, εκτιμάται ότι ο πλανήτης μπορεί να αποθηκεύσει μέχρι 10 τρισεκατομμύρια τόνους διοξειδίου του άνθρακα. Αυτό θα επέτρεπε 100 χρόνια αποθήκευσης όλων των ανθρωπογενών εκπομπών (How Carbon Capture Works, 2014). Όσον αφορά την υπόγεια αποθήκευση, η πίεση που συναντάται βαθιά υπόγεια προκαλεί το CO_2 να συμπεριφέρεται περισσότερο σαν ένα υγρό παρά σαν ένα αέριο. Λόγω του ότι

μπορεί να διεισδύσει μέσα στα κενά σε πορώδη πετρώματα, μία μεγάλη ποσότητα CO_2 μπορεί να αποθηκευτεί σε μία σχετικά μικρή περιοχή. Η υπόγεια αποθήκευση, γνωστή και ως γεωλογική αποθήκευση, βρίσκεται ήδη σε εφαρμογή από τις βιομηχανίες πετρελαίου και φυσικού αερίου για να αποσπάσουν επιπλέον πετρέλαιο ή φυσικό αέριο από εξαντλημένα αποθέματα. Η γεωλογική αποθήκευση περιλαμβάνει την έγχυση CO_2 μέσα σε υπόγειους γεωλογικούς σχηματισμούς κάτω από την επιφάνεια της γης. Αυτές οι φυσικές δεξαμενές έχουν υπερκείμενα πετρώματα που σχηματίζουν μια σφράγιση, διατηρώντας το περιεχόμενο αέριο (How Carbon Capture Works, 2014).

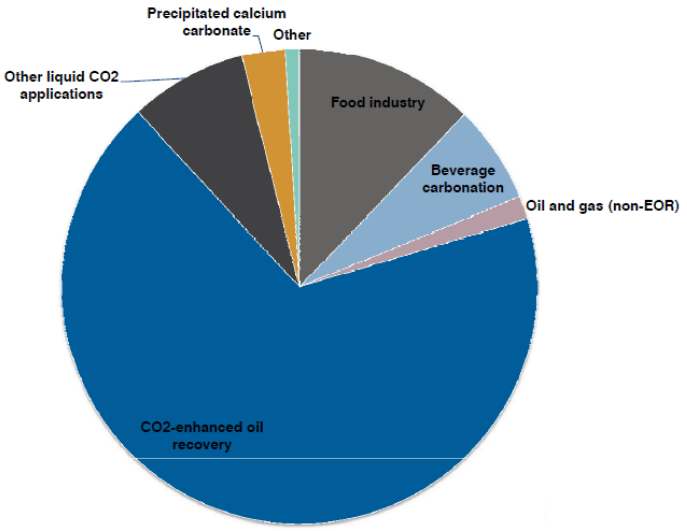
Ορισμένοι ειδικοί ισχυρίζονται ότι μπορεί με ασφάλεια να γίνει υποθαλάσσια αποθήκευση του CO_2, απελευθερώνοντάς το σε βάθη μεγαλύτερα από 11.482 πόδια (3.500 μέτρα και πιστεύοντας ότι θα συμπιεστεί σε ένα λασπώδες υλικό, το οποίο θα πέσει στον πυθμένα του ωκεανού. Η υποθαλάσσια αποθήκευση άνθρακα δεν έχει εξεταστεί σε μεγάλο βαθμό και υπάρχουν πολλές ανησυχίες σχετικά με την ασφάλεια της θαλάσσιας ζωής και την πιθανότητα το διοξείδιο του άνθρακα να βρει τελικά το δρόμο του πίσω στο περιβάλλον (How Carbon Capture Works, 2014).

Βιομηχανικές χρήσεις του δεσμευμένου CO_2

Οι υπάρχουσες βιομηχανικές χρήσεις του CO_2 είναι οι εξής (Brinckerhoff, 2011):

- ✓ Βελτιωμένη ανάκτηση πετρελαίου
- ✓ Αφαίρεση καφεΐνης από τον καφέ
- ✓ Παραγωγή λιπασμάτων ουρίας
- ✓ Φαρμακευτικά προϊόντα
- ✓ Επεξεργασία τροφίμων και συντήρηση
- ✓ Κηπουρική
- ✓ Συσκευασίες
- ✓ Ενανθράκωση ποτών
- ✓ Καταστολή φωτιάς
- ✓ Οινοποίηση
- ✓ Χαλυβουργία
- ✓ Μεταποίηση πολτού και χαρτιού
- ✓ Μεταλλουργία
- ✓ Επεξεργασία νερού
- ✓ Ηλεκτρονικά
- ✓ Αδρανοποίηση
- ✓ Συστήματα πεπιεσμένου αέρα

Μια εικόνα της κατανομής των παραπάνω χρήσεων παρουσιάζεται παρακάτω (Εικόνα 18).



Εικόνα 18. Υπαρκτός όγκος της αγοράς CO_2 (Brinckerhoff, 2011).

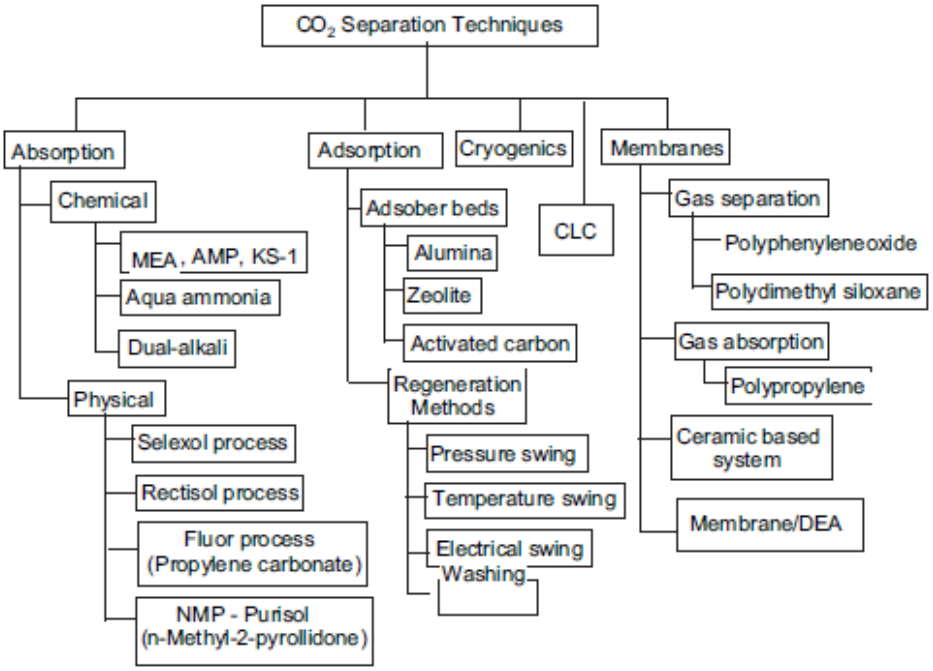
Έκτος από τις παραπάνω παρατίθενται, στη συνέχεια, και μερικές αναδυόμενες βιομηχανικές χρήσεις του CO_2 (Brinckerhoff, 2011):

- Αναγέννηση ενισχυμένου μεθανίου από κοιτάσματα γαιάνθρακα
- Βίο-σταθεροποίηση αλγών και παραγωγή βίο-καυσίμων
- Ενισχυμένα συστήματα γεωθερμίας (χρησιμοποιώντας CO_2 ως φέρον ρευστό)
- Επεξεργασία υπολειμμάτων βωξίτη
- Παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας με CO_2 ως φέρον ρευστό
- Ορυκτοποίηση ανθρακικών (παραγωγή αδρανών υλικών)
- Επεξεργασία πολυμερών
- Σκλήρυνση σκυροδέματος με CO_2
- "Ανανεώσιμη" μεθανόλη
- Παραγωγή μυρμηκικού οξέος

Ανασκόπηση των πιθανών τεχνικών διαχωρισμού CO_2

Η δέσμευση του CO_2 συμβάλλει 75% στο συνολικό κόστος της CCS και η CCS αυξάνει το κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας κατά 50%. Αν και αυτοί οι αριθμοί ενδέχεται να διαφοροποιούνται σε διαφορετικά συστήματα CCS, η μείωση του κόστους δέσμευσης αποτελεί το πιο σημαντικό ζήτημα ώστε η διεργασία CCS να είναι αποδεκτή στη βιομηχανία ενέργειας. Υπάρχουν πολλές επιλογές για το διαχωρισμό του CO_2 και αυτές περιλαμβάνουν απορρόφηση, προσρόφηση, μεμβράνες και κρυογονική. Το βέλτιστο

σύστημα δέσμευσης CO_2 θα μπορούσε να καθοριστεί μέσω ανάλυσης κόστους ή του πλαισίου της παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας. Το δεσμευμένο CO_2 χρησιμοποιείται σε διάφορες βιομηχανικές και εμπορικές διεργασίες, όπως η παραγωγή ουρίας, η παραγωγή λιπασμάτων, η εμφύσηση αφρού (πυροσβεστήρες), η ενανθράκωση ποτών και παραγωγή ξηρού πάγου. Σήμερα υπάρχει ένα ευρύ φάσμα τεχνολογιών για το διαχωρισμό του CO_2 από αέρια ρεύματα (Εικόνα 19), παρόλο που δεν έχουν σχεδιαστεί για διεργασίες κλίμακας μονάδων ηλεκτροπαραγωγής. Η επιλογή της κατάλληλης τεχνολογίας εξαρτάται από τα χαρακτηριστικά του ρεύματος καυσαερίου, τα οποία εξαρτώνται κυρίως από την τεχνολογία της μονάδας ηλεκτροπαραγωγής (Olajire, 2010).



Εικόνα 19. Επιλογές τεχνολογίας για διαχωρισμό του CO_2 (Olajire, 2010).

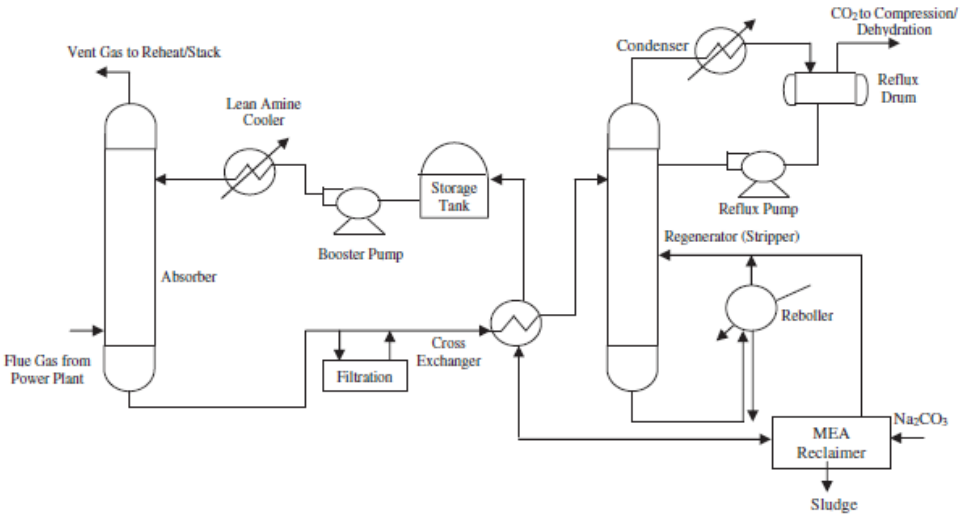
Διεργασίες επεξεργασίας αέριων αποβλήτων

2.2.1. Χημική απορρόφηση

Η χημική απορρόφηση προτιμάται για χαμηλές προς μέτριες μερικές πιέσεις CO_2. Λόγω του ότι το CO_2 είναι ένα όξινο αέριο, η χημική απορρόφησή του από αέρια ρεύματα, όπως τα καυσαέρια, εξαρτάται από αντιδράσεις εξουδετέρωσης οξέων-βάσεων χρησιμοποιώντας βασικούς διαλύτες. Το CO_2 αντιδρά με χημικούς διαλύτες για το σχηματισμό μιας αδύναμα συνδεδεμένης ενδιάμεσης ένωσης, η οποία, στην συνέχεια, σπάει μέσω εφαρμογής θερμότητας, οδηγώντας στην αναγέννηση του αρχικού διαλύτη και παραγωγή ενός καθαρού ρεύματος CO_2. Εξειδικευμένοι διαλύτες αναπτύχθηκαν πριν από

περισσότερα από 60 χρόνια για την απομάκρυνση CO_2 από ακάθαρτο φυσικό αέριο και οι διεργασίες φυσικού αερίου εξακολουθούν να χρησιμοποιούν αυτούς τους διαλύτες μέχρι σήμερα. Επιπρόσθετα, αρκετές μονάδες ηλεκτροπαραγωγής και άλλες βιομηχανικές μονάδες χρησιμοποιούν τους ίδιους ή παρόμοιους διαλύτες για την ανάκτηση CO_2 από καυσαέρια για εφαρμογές σε διεργασίες τροφίμων και χημικές βιομηχανίες. Τέλος, μια ποικιλία εναλλακτικών μεθόδων χρησιμοποιούνται για το διαχωρισμό CO_2 από μίγματα καυσαερίων κατά τη διάρκεια παραγωγής υδρογόνου για διύλιση πετρελαίου, παραγωγή αμμωνίας και σε άλλες χημικές βιομηχανίες (Olajire, 2010).

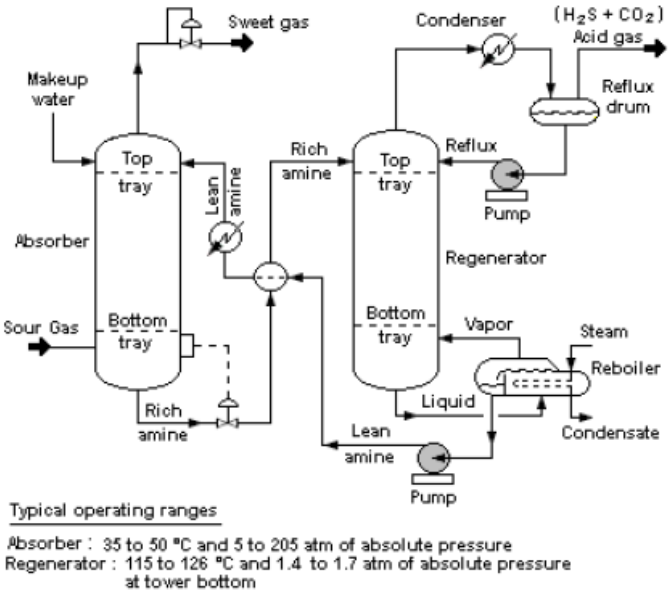
Η επιλογή μιας τεχνολογίας για μία δεδομένη εφαρμογή δέσμευσης εξαρτάται από πολλούς παράγοντες, όπως η μερική πίεση του CO_2 στο αέριο ρεύμα, η έκταση της απαιτούμενης ανάκτησης CO_2, η αναγέννηση του διαλύτη, η ευαισθησία σε ακαθαρσίες, όπως όξινα αέρια και σωματίδια, η καθαρότητα του επιθυμητού προϊόντος CO_2, τα κόστη κεφαλαίου και λειτουργίας της διεργασίας, το κόστος των πρόσθετων υλικών που είναι απαραίτητα για να ξεπεραστεί η ρύπανση και η διάβρωση και ενδεχομένως, οι περιβαλλοντικές επιπτώσεις. Ένα σχηματικό διάγραμμα μιας τεχνολογίας χημικής απορρόφησης για καυσαέριο μονάδας ηλεκτροπαραγωγής απεικονίζεται στην Εικόνα 20 (Olajire, 2010).



Εικόνα 20. Διάγραμμα ροής ενός τυπικού συστήματος χημικής απορρόφησης για ανάκτηση CO_2 από καυσαέριο (Olajire, 2010).

Διεργασία απορρόφησης αμίνης

Μία τυπική διεργασία απορρόφησης αμίνης αποτελείται από μία στήλη απορρόφησης και μία στήλη απογύμνωσης, στην οποία το απορροφητικό αναγεννιέται θερμικά (Εικόνα 21). Σε μία διεργασία χημικής απορρόφησης, το καυσαέριο που περιέχει CO_2 εισέρχεται σε μία στήλη απορρόφησης από το κάτω μέρος και έρχεται σε επαφή μέσω αντιρροής με ένα απορροφητικό ισχνού CO_2. Μετά την απορρόφηση, το απορροφητικό πλούσιο σε CO_2 ρέει μέσα σε μία στήλη απογύμνωσης για θερμική αναγέννηση. Ύστερα από την αναγέννηση, το απορροφητικό ισχνού CO_2 αντλείται πίσω στη στήλη απορρόφησης για κυκλική χρήση. Το καθαρό CO_2 που απελευθερώνεται από τη στήλη απογύμνωσης, συμπιέζεται για την επερχόμενη μεταφορά και αποθήκευσή του (Yu et al., 2012).



Εικόνα 21. Διάγραμμα ροής μιας τυπικής διεργασίας αμίνης (Dreyer, 2011).

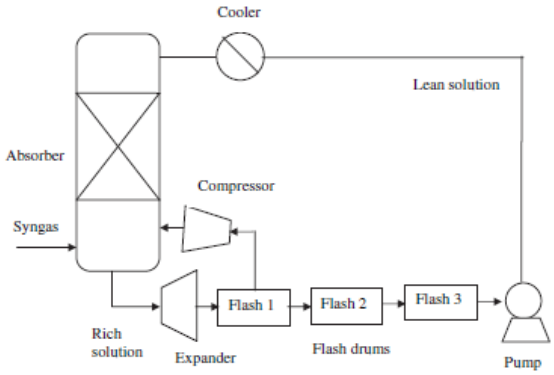
Οι αλκανολαμίνες χρησιμοποιούνται ευρέως ως απορροφητικά για δέσμευση CO_2. Οι δομές των αλκανολαμινών περιλαμβάνουν πρωτοταγείς, δευτεροταγείς και τριτοταγείς αμίνες που περιέχουν τουλάχιστον ένα υδροξύλιο (OH) και μια αμινομάδα τις μονοαιθανολαμίνη (MEA), διαιθανολαμίνη (DEA) και N-μεθυλδιαιυανολαμίνη (MDEA). Η αντίδραση τις πρωτογενούς και της δευτερογενούς αμίνης με CO_2 είναι αρχικά για το σχηματισμό διπολικού ιόντος και έπειτα για το σχηματισμό καρβαμικού. Η αντίδραση της τριτογενούς αμίνης με CO_2 είναι για το σχηματισμό όξινου ανθρακικού (HCO_3^-) αλλά όχι για το σχηματισμό καρβαμικού. Λόγω των ποικίλων ιδιοτήτων και πλεονεκτημάτων των διάφορων αμινών, οι μικτές αμίνες έχουν προταθεί για την ενίσχυση της απόδοσης της δέσμευσης CO_2 και για τη μείωση του κόστους αναγέννησης (Yu et al., 2012).

Το πλεονέκτημα μιας τεχνολογίας χημικής απορρόφησης είναι ότι αποτελεί την πιο ώριμη τεχνολογία δέσμευσης CO_2 και έχει εμπορευματοποιηθεί για τις δεκαετίες, όχι τις για δέσμευση CO_2 από μονάδες ηλεκτροπαραγωγής. Ένα ακόμη πλεονέκτημα αυτής της τεχνολογίας είναι ότι είναι κατάλληλη για μετεξοπλισμό των υπαρχουσών μονάδων ηλεκτροπαραγωγής. Ωστόσο, έχει και αρκετά μειονεκτήματα: (1) δυνατότητα χαμηλής φόρτισης CO_2, (2) υψηλός ρυθμός διάβρωσης εξοπλισμού, (3) αποδόμηση αμίνης από SO_2, NO_2 και O_2 στα καυσαέρια, προκαλώντας έναν υψηλό βαθμό ανασύνθεσης απορροφητικού, (4) κατανάλωση μεγάλης ενέργειας κατά τη διάρκεια υψηλής θερμοκρασίας αναγέννησης απορροφητικού, (5) Εξοπλισμός μεγάλου μεγέθους (Yu et al., 2012).

2.2.2. Φυσική απορρόφηση

Όσον αφορά τη φυσική απορρόφηση, το CO_2 απορροφάται φυσικά σε ένα διαλύτη σύμφωνα με το Νόμο του Henry, πράγμα που σημαίνει ότι είναι εξαρτημένα από τη θερμοκρασία και την πίεση. Υψηλότερη μερική πίεση του CO_2 και χαμηλότερη θερμοκρασία ευνοούν τη διαλυτότητα του CO_2 στους διαλύτες (απορροφητικό). Οι διαλύτες αναγεννιούνται είτε μέσω θέρμανσης είτε μέσω μείωσης της πίεσης. Η αλληλεπίδραση μεταξύ CO_2 και απορροφητικού είναι αδύναμη σε σύγκριση με τους χημικούς διαλύτες, μειώνοντας την απαιτούμενη ενέργεια για αναγέννηση. Η φυσική απορρόφηση χρησιμοποιείται στο εμπόριο για την απομάκρυνση όξινου αερίου (CO_2 + H_2S) από το φυσικό αέριο και για την απομάκρυνση CO_2 από το αέριο σύνθεσης (syngas) στην παραγωγή υδρογόνου, αμμωνίας και μεθανόλης. Οι φυσικοί διαλύτες είναι διαθέσιμοι στο εμπόριο. Το Selexol (διμεθυλαιθέρας της πολυαιθυλενογλυκόλης), ένας υγρός διαλύτης με βάση τη γλυκόλη, χρησιμοποιείται για δεκαετίες για την επεξεργασία φυσικού αερίου, για την απομάκρυνση CO_2 και H_2S. Η γλυκόλη είναι αποτελεσματική για τη δέσμευση τόσο CO_2 όσο H_2S σε υψηλές συγκεντρώσεις. Η διεργασία Rectisol, που βασίζεται σε μεθανόλη χαμηλής θερμοκρασίας (μεθανόλη υπό ψύξη), συνιστά μία ακόμη διεργασία φυσικού διαλύτη που χρησιμοποιείται για την απομάκρυνση CO_2. Η ανθρακική γλυκόλη έχει ιδιαίτερο ενδιαφέρον λόγω της υψηλής εκλεκτικότητας για το CO_2, αλλά έχει σχετικά χαμηλή δυνατότητα. Άλλοι φυσικοί διαλύτες για την απομάκρυνση CO_2 περιλαμβάνουν ανθρακικό προπυλένιο (διεργασία FLUOR) και N-μεθυλ-2-πυρολλιδόνη (Purisol). Η διεργασία φυσικής απορρόφησης απεικονίζεται παρακάτω στην Εικόνα 22. Το CO_2 που διαλύεται στο διαλύτη αναγεννιέται μέσω μείωσης της πίεσης σε διάφορες στήλες flash. Δεν απαιτείται θερμότητα για την απελευθέρωση του CO_2 λόγω της χαμηλής θερμότητας

της απορρόφησης. Μετά την αποσυμπίεση, καθαρά ρεύματα CO_2 απελευθερώνονται σε διαφορετικές πιέσεις (Olajire, 2010).



Εικόνα 22. Φυσική απορρόφηση για δέσμευση CO_2 από συνθετικό αέριο (Olajire, 2010).

Ορισμένες εφαρμογές δέσμευσης CO_2 επωφελούνται από ένα μίγμα φυσικών και χημικών διαλυτών. Τα πιο συχνά χρησιμοποιούμενα παραδείγματα είναι το Sulfinol, που είναι ένα μίγμα φυσικού διαλύτη σουλφολάνης με αμίνες όπως η δι-ισοπροπυλαμίνη (DIPA) ή η μεθυλ-διαιθανολαμίνη (MDEA), και το Amisol, που είναι ένα μίγμα μεθανόλης και δευτεροταγών αμινών. Αυτοί οι υβριδικοί διαλύτες προσπαθούν να εκμεταλλευτούν τις θετικές ιδιότητες κάθε στοιχείου κάτω από ειδικές συνθήκες (Olajire, 2010).

Διεργασία Rectisol

Ο φυσικός διαλύτης Rectisol χρησιμοποιείται κυρίως για την επεξεργασία αερίου σύνθεσης, υδρογόνου και αστικών αερίων ρευμάτων, οδηγώντας έτσι στην απομάκρυνση των περισσότερων ακαθαρσιών. Η διεργασία Rectisol χρησιμοποιεί μεθανόλη υπό ψύξη ως διαλύτη, λόγω της υψηλής τάσης ατμών της μεθανόλης, η διεργασία συνήθως εφαρμόζεται σε θερμοκρασία εύρους 30 έως 100 F. Η διεργασία είναι περισσότερο κατάλληλη εκεί όπου υπάρχουν περιορισμένες ποσότητες αιθανίου και βαρύτερων στοιχείων. Υπάρχουν πολλές πιθανές διαμορφώσεις διεργασιών για τη διεργασία Rectisol, ανάλογα με την απαίτηση/προδιαγραφές και τη δυνατότητα κλιμάκωσης της διεργασίας. Η διεργασία Rectisol χρησιμοποιείται εκτενώς στη βιομηχανία φυσικού αερίου για την απομάκρυνση CO_2 (Olajire, 2010).

Πλεονεκτήματα της διεργασίας Rectisol (Olajire, 2010):

i. Ο διαλύτης (μεθανόλη) δεν αφρίζει και είναι πλήρως αναμίξιμος με το νερό, μειώνοντας έτσι τις απώλειες.
ii. Έχει υψηλή θερμική και χημική σταθερότητα.
iii. Είναι μη διαβρωτικό.

iv. Δεν υπάρχουν προβλήματα αποδόμησης.

v. Ο χάλυβας άνθρακα μπορεί να χρησιμοποιηθεί ευρέως για τον εξοπλισμό.

vi. Ο πλούσιος διαλύτης μπορεί εύκολα να αναγεννηθεί μέσω στήλης flash σε χαμηλή πίεση, επομένως εξαλείφεται η ανάγκη για θέρμανση αναβραστήρα.

Μειονεκτήματα της διεργασίας Rectisol (Olajire, 2010):

i. Ο διαλύτης μεθανόλης υπό ψύξη που χρησιμοποιείται, είναι ικανός να απορροφήσει μεταλλικά ιχνοστοιχεία όπως υδράργυρο (Hg) για το σχηματισμό αμαλγάματος σε χαμηλή θερμοκρασία της διεργασίας.

ii. Το σύνθετο συγκρότημα Rectisol και η ανάγκη για ψύξη του διαλύτη οδηγούν σε υψηλό κόστος κεφαλαίου και λειτουργίας της μονάδας.

Διεργασία Selexol

Ο φυσικός διαλύτης Selexol χρησιμοποιείται από το 1969 για την απομάκρυνση CO_2 και H_2S από το φυσικό αέριο. Η διεργασία Selexol χρησιμοποιεί διαλύτη Selexol ένωσης καρβιδίου, που είναι ένας φυσικός διαλύτης από διμεθυλαιθέρα πολυαιθυλενογλυκόλης [$CH_3(CH_2CH_2O)nCH_3$], όπου το n είναι μεταξύ 3 και 9. Η απορρόφηση πραγματοποιείται σε χαμηλή θερμοκρασία (0-5 °C). Η εκρόφηση του πλούσιου διαλύτη Selexol μπορεί να επιτευχθεί είτε μέσω μείωσης της πίεσης (απομάκρυνση CO_2) είτε μέσω απογύμνωσης με αέρα, αδρανές αέριο ή ατμό. Ο διαλύτης μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την επιλεκτική ή ταυτόχρονη απομάκρυνση ενώσεων θείου, διοξειδίου του άνθρακα, νερού, καθώς και αρωματικών ενώσεων (BTEX). Η αφυδάτωση του αερίου τροφοδοσίας απαιτείται πριν από την εισαγωγή του στη μονάδα Selexol (Olajire, 2010).

Πλεονεκτήματα της διεργασίας Selexol (Olajire, 2010):

i. Η αύξηση της θερμότητας του διαλύτη στη στήλη απορρόφησης είναι μικρή, δεδομένου ότι δεν υπάρχει θερμότητα χημικής αντίδρασης.

ii. Το αέριο εξέρχεται ξηρό από τη στήλη απορρόφησης, λόγω της υψηλής προτίμησης του διαλύτη Selexol με το νερό.

iii. Τα αρχικά κόστη εγκατάστασης και λειτουργίας είναι ελάχιστα.

iv. Η αναγέννηση του διαλύτη γίνεται μέσω αέρα απογύμνωσης, χωρίς να απαιτείται θερμότητα αναβραστήρα.

v. Η διεργασία Selexol επιτρέπει την κατασκευή των περισσότερων χαλύβων άνθρακα λόγω των μη υδάτινων και αδρανών χημικών χαρακτηριστικών της.

vi. Η διεργασία θα μπορούσε να εφαρμοσθεί σε χαμηλή πίεση.

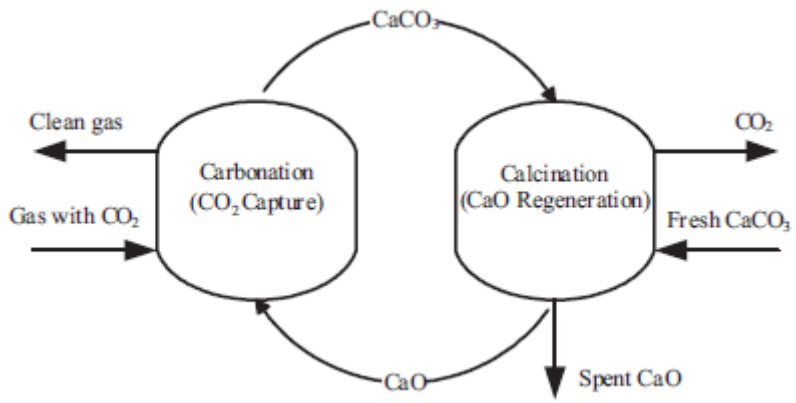
Μειονεκτήματα της διεργασίας Selexol (Olajire, 2010):

i. Ο διαλύτης έχει υψηλή προτίμηση σε βαρείς υδρογονάνθρακες που απομακρύνονται με CO_2 και ουσιαστικά οδηγεί σε απώλειες υδρογονανθράκων.

ii. Η διεργασία είναι πιο αποτελεσματική σε υψηλή πίεση λειτουργίας.

2.2.3. Βρόχος ασβεστίου (Ca – loop)

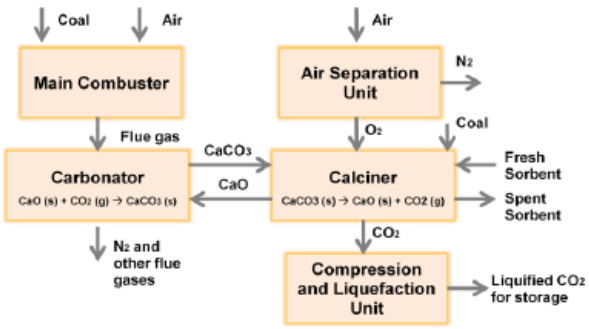
Η έννοια ενός κύκλου βρόχου προσροφητικού με βάση το ασβέστιο (Ca-based sorbent looping cycle), όπως βρόχος ασβεστοποίησης/ενανθράκωσης, αντιπροσωπεύει έναν καινοτόμο τρόπο δέσμευσης CO_2 σε μια διεργασία παραγωγής ενέργειας και έχει προσελκύσει ιδιαίτερη προσοχή λόγω του ενδεχόμενου αναγέννησης, όπως φαίνεται στην Εικόνα 23. Μεταξύ των πιθανών εφαρμογών των προσροφητικών υλικών με βάση το ασβέστιο για την απομάκρυνση CO_2 είναι αναμορφωτές ατμού, ρευστοποιημένες κλίνες καύσης με in situ δέσμευση CO_2, καθώς και αεριοποίηση ορυκτών καυσίμων ή καυσίμων βιομάζας για την ενίσχυση των αντιδράσεων αλλαγής νερού αερίου παρέχοντας υψηλότερες αποδόσεις υδρογόνου. Μια τέτοια διεργασία απαιτεί ένα προσροφητικό υλικό με βάση το ασβέστιο να ανακυκλώνεται πολλές φορές προκειμένου να μειωθεί η ροή ανασύνθεσης προσροφητικού. Παρ' όλα αυτά, ορισμένες μελέτες υπέδειξαν ότι η μετατροπή ενανθράκωσης του προσροφητικού με βάση το ασβέστιο, όπως ασβεστόλιθος και δολομίτης, είχε μια ταχεία πτώση με την αύξηση του αριθμού κύκλων ασβεστοποίησης/ενανθράκωσης (Li et al., 2009).



Εικόνα 23. Σχηματική αναπαράσταση της δέσμευσης CO_2 χρησιμοποιώντας $CaCO_3$ ως προσροφητικό υλικό στη διεργασία βρόχου ασβεστίου (Li et al., 2009).

Η αρχή αυτής της τεχνολογίας είναι η αντιστρεψιμότητα των αντιδράσεων δέσμευσης μεταξύ του προσροφητικού υλικού οξειδίου του ασβεστίου και του διοξειδίου του άνθρακα. Προκειμένου αυτό να επιτευχθεί, είναι απαραίτητο να υπάρχει στην ίδια μονάδα η αντίδραση ενανθράκωσης, η οποία δεσμεύει στην ουσία το CO_2 και η αντιστρεπτή αντίδραση που ονομάζεται ασβεστοποίηση. Έτσι, αυτή η τεχνολογία κύκλου βασίζεται στη χρήση προσροφητικών υλικών με βάση το ασβέστιο σε μία διπλή ρευστοποιημένη κλίνη καύσης, αποτελούμενη από έναν αντιδραστήρα ενανθράκωσης (carbonator) και έναν αντιδραστήρα ασβεστοποίησης (calciner) (Rosa, 2012).

Στην Εικόνα 24 παρουσιάζεται η πλήρης διεργασία της τεχνολογίας βρόχου ασβεστίου. Αρχικά, το καυσαέριο εισάγεται στον πρώτο αντιδραστήρα ρευστοποιημένης κλίνης, τον ενανθρακωτή (carbonator). Εκεί, το CO_2 διαχωρίζεται από τα άλλα αέρια μέσω αντίδρασης με CaO όπου μετατρέπεται σε $CaCO_3$ στους 650 °C. Στο δεύτερο αντιδραστήρα, το $CaCO_3$ (προϊόν της πρώτης αντίδρασης) μετατρέπεται ξανά σε CaO, αναγεννώντας το προσροφητικό υλικό. Αυτό το βήμα της αναγέννησης απαιτεί εισαγωγή ενέργειας προκειμένου να επιτευχθεί η απαιτούμενη θερμοκρασία (900 °C) που οδηγεί στην ενδόθερμη αντίδραση ασβεστοποίησης. Συνεπώς, είναι απαραίτητη η εφαρμογή της αντίδρασης ασβεστοποίησης σε μία διεργασία καύσης οξυγόνου (Rosa, 2012).



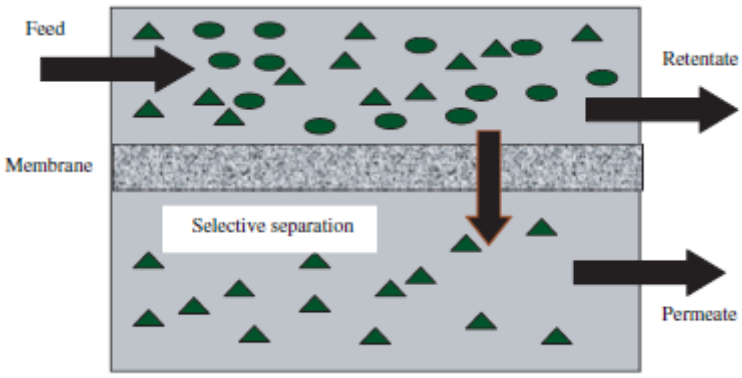
Εικόνα 24. Τεχνολογία Ca-loop στη δέσμευση CO_2 από ένα καυσαέριο (Rosa, 2012).

Η χρήση οξειδίου του ασβεστίου ως προσροφητικό υλικό για το διαχωρισμό του CO_2 από καυσαέριο έχει αποδειχθεί να είναι μια πολλά υποσχόμενη τεχνολογία για τον περιορισμό των εκπομπών CO_2. Η τεχνολογία αυτή εκμεταλλεύεται την αντιστρεπτή αντίδραση μεταξύ CaO και CO_2 προς σχηματισμό $CaCO_3$. Το οξείδιο του ασβεστίου παρέχεται μέσω ασβεστόλιθων, οι οποίοι είναι φορείς που ελκύουν CO_2, επειδή είναι φθηνοί και άφθονα υλικά στη φύση. Η τεχνολογία βρόχου ασβεστίου έχει άλλα βασικά πλεονεκτήματα, τα οποία είναι: (i) χαμηλή κατανάλωση ενέργειας, (ii) συνέργεια με βιομηχανία τσιμέντου, (iii) χρήση ώριμου μεγάλης κλίμακας εξοπλισμού (μειώνει τον κίνδυνο κλιμάκωσης). Επιπλέον, έχει το πλεονέκτημα της μείωσης της θερμικής απόδοσης

που συνδέεται με τη δέσμευση CO_2, περίπου στο 6-8%, σε σύγκριση με το 8-10% για τη χημική προσρόφηση με MEA. Παρ' όλα αυτά, η φθορά της δραστικότητας του προσροφητικού υλικού έπειτα από αρκετούς κύκλους δέσμευσης και απελευθέρωσης CO_2, επηρεάζει την αποτελεσματικότητα κόστους. Ωστόσο, εάν το εξαντλημένο προσροφητικό υλικό χρησιμοποιείται ως τροφοδοσία για βιομηχανίες τσιμέντου, η απώλεια δραστικότητας αποτελεί μικρό πρόβλημα. Σημαντικές ερευνητικές προσπάθειες έχουν γίνει για τη βελτίωση της μακροπρόθεσμης συγκέντρωσης των προσροφητικών υλικών οξειδίου του ασβεστίου (Rosa, 2012).

2.2.4. Μεμβράνες

Μία σχετικά νέα έννοια δέσμευσης είναι η χρήση εκλεκτικών μεμβρανών για το διαχωρισμό ορισμένων στοιχείων από ένα αέριο ρεύμα, τα οποία μπορεί να είναι CO_2 από καυσαέριο (σύστημα μετά-καύσης), CO_2 από φυσικό αέριο (διεργασία φυσικού αερίου) και CO_2 από υδρογόνο (συστήματα μετά-καύσης) ή οξυγόνου από άζωτο (σύστημα καύσης καυσίμου οξυγόνου). Οι μεμβράνες διατίθενται σε διαφορετικά είδη υλικών, τα οποία μπορεί να είναι είτε οργανικά (πολυμερικά) είτε ανόργανα (άνθρακας, ζεόλιθος, κεραμικό ή μεταλλικό) και μπορεί να είναι πορώδη ή μη πορώδη. Οι μεμβράνες ενεργούν σαν φίλτρα για το διαχωρισμό ενός ή περισσότερων αερίων από ένα μίγμα τροφοδοσίας και για την παραγωγή ενός συγκεκριμένου αερίου πλούσιας διαπερατότητας (Εικόνα 25). Δύο χαρακτηριστικά υπαγορεύουν την επίδοση των μεμβρανών: η διαπερατότητα, που είναι η ροή ενός συγκεκριμένου αερίου διαμέσω της μεμβράνης και η εκλεκτικότητα, που είναι η προτίμηση της μεμβράνης να περάσει ένα είδος αερίου αντί ενός άλλου (Olajire, 2010).



Εικόνα 25. Σχηματική αναπαράσταση διαχωρισμού αερίου από μεμβράνη (Olajire, 2010).

Οι μεμβράνες δεν μπορούν συνήθως να επιτύχουν υψηλούς βαθμούς διαχωρισμού, έτσι είναι απαραίτητη η χρήση πολλαπλών σταδίων και/ή ανακύκλωση ενός από τα ρεύματα. Αυτό οδηγεί σε αυξημένη πολυπλοκότητα, κατανάλωση ενέργειας και κόστη. Αρκετές μεμβράνες με διαφορετικά χαρακτηριστικά ενδέχεται να απαιτούνται για το διαχωρισμό υψηλής καθαρότητας CO_2. Μεμβράνες ενισχυμένες με διαλύτη αναπτύσσονται για το συνδυασμό των καλύτερων χαρακτηριστικών (CO_2 Capture Project, 2014).

2.2.5. Κρυογονική

Η κρυογονική μέθοδος καθαρισμού περιλαμβάνει το διαχωρισμό των αερίων μιγμάτων μέσω κλασματικής συμπύκνωσης και απόσταξης σε χαμηλή θερμοκρασία. Η απόσταξη χαμηλής θερμοκρασίας (διαχωρισμός κρυογονικής) είναι μια εμπορική διεργασία που χρησιμοποιείται συνήθως για υγροποίηση και καθαρισμό CO_2 από αέρια ρεύματα υψηλής συγκέντρωσης CO_2 (> 90%), αλλά δε χρησιμοποιείται για περισσότερο αραιά ρεύματα CO_2. Πρόκειται για ψύξη των αερίων σε μία πολύ χαμηλή θερμοκρασία (χαμηλότερη από 73,3 °C), έτσι ώστε το CO_2 να μπορεί να ψυχθεί/υγροποιηθεί και να διαχωριστεί. Η διεργασία έχει το πλεονέκτημα ότι επιτρέπει την αναγέννηση καθαρού CO_2 σε μορφή υγρού, το οποίο μπορεί άνετα να μεταφερθεί ή να αντληθεί στην τοποθεσία έγχυσης για την ενίσχυση της αναγέννησης πετρελαίου (Enhance Oil Recovery-EOR) ή για την ενίσχυση μεθανίου από κοιτάσματα γαιάνθρακα (Enhance Coal-Bed Methane-ECBM). Η κρυογονική θα μπορούσε κανονικά να εφαρμοστεί μόνο σε αέρια υψηλής συγκέντρωσης και πίεσης, όπως σε διεργασίες δέσμευσης προ-καύσης ή καύσης καυσίμου οξυγόνου. Ένα σημαντικό μειονέκτημα του διαχωρισμού κρυογονικής του CO_2 είναι το απαιτούμενο ποσό ενέργειας για την παροχή της απαραίτητης ψύξης στη διεργασία, ιδιαίτερα για αραιά αέρια ρεύματα. Ένα άλλο μειονέκτημα είναι ότι ορισμένα στοιχεία, όπως το νερό, πρέπει να απομακρυνθούν, πριν το αέριο ρεύμα ψυχθεί, ώστε να αποφεύγονται αποφράξεις (Olajire, 2010) (CO_2 Capture Project, 2014).

Κεφάλαιο 3: *Μαθηματική μοντελοποίηση*

Το παρών κεφάλαιο επικεντρώνεται στις μαθηματικές σχέσεις που χρησιμοποιήθηκαν, για κάθε τεχνολογία επεξεργασίας. Επιπλέον, παρατίθενται λογικά διαγράμματα που αναπτύχθηκαν για το σχεδιασμό των τεχνολογιών επεξεργασίας, οι πίνακες με τα αποτελέσματα επεξεργασίας των υγρών και αέριων αποβλήτων ρευμάτων κάθε διεργασίας, καθώς και κάποια πρώτα συμπεράσματα σχετικά με αυτά.

3.1. Τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων

Οι μαθηματικές σχέσεις, που αναλύονται σε κάθε τεχνολογία επεξεργασίας υγρών αποβλήτων, αφορούν τον υπολογισμό των εκροών (καθαρού νερού, ιλύος και προϊόντος – όπου προκύπτει), της απαιτούμενης ενέργειας και του κόστους (κεφαλαίου και λειτουργίας). Η αναλογία του BOD_5 και του COD ποικίλει ανάλογα με τη ρύπανση. Μία μέση τιμή σε όλους τους τύπους των ρύπων ανέρχεται περίπου στο 0.35 (Smith, 2005). Στις μαθηματικές σχέσεις που ακολουθούν, το BOD_5 αναφέρεται ως BOD και θεωρήθηκε ότι ισούται με το 35% του COD. Οι τεχνολογίες ενεργούς ιλύος, βιολογικών φίλτρων και περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων απαιτούν πρωτογενή επεξεργασία, κατά τη διάρκεια της οποίας απομακρύνεται περίπου το 25-50% του εισερχόμενου BOD και το 50-70% των εισερχόμενων TSS (FAO, 2013). Για τους απαραίτητους υπολογισμούς θεωρήθηκε ότι στην πρωτογενή επεξεργασία αυτών των τεχνολογιών απομακρύνεται το 30% του BOD και αντίστοιχα το 55% των TSS.

3.1.1. Αναερόβια χώνευση

Οι εκροές της τεχνολογίας αναερόβιας χώνευσης περιλαμβάνουν στερεό υπόλειμμα (κομπόστ), καθαρό νερό και βιοαέριο. Συγκεκριμένα, το στερεό υπόλειμμα υπολογίζεται συναρτήσει της εισροής της τεχνολογίας. Έπειτα, θεωρώντας ότι το βιοαέριο, που παράγεται, περιέχει 70% μεθάνιο, υπολογίζεται το καθαρό νερό, που εξέρχεται από την τεχνολογία, εφαρμόζοντας ισοζύγιο μάζας (Appels et al., 2008) (Haandel et al., 2007).

$$\boxed{Compost\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.1 * Total\ Flow\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

$$CH_4\left[\frac{kg}{day}\right]=\frac{COD_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]}{4}$$

$$\boxed{Biogas\left[\frac{kg}{day}\right]=\frac{CH_4\left[\frac{kg}{day}\right]}{0.7}}$$

$$\boxed{H_2O\left[\frac{kg}{day}\right]=Total\ Flow\left[\frac{kg}{day}\right]-\left(Compost\left[\frac{kg}{day}\right]+Biogas\left[\frac{kg}{day}\right]\right)}$$

Ένα από τα πλεονεκτήματα της τεχνολογίας αναερόβιας χώνευσης είναι ότι δεν απαιτεί κατανάλωση ενέργειας. Αντιθέτως, παράγει ενέργεια, η οποία κατατάσσεται σε θερμική και ηλεκτρική. Η πρώτη είναι τριπλάσια της δεύτερης και υπολογίζεται συναρτήσει του παραγόμενου βιοαερίου (Boundy et al., 2011) (Mukhtar et al., 2007).

$$Thermal\ Energy\ Produced\left[kWh\right]=LHV_{CH_4}\left[\frac{kWh}{kg}\right]*Biogas\left[\frac{kg}{day}\right]*0.95$$

Όπου: $LHV_{CH_4}\left[\frac{kWh}{kg}\right]=0.65*LHV_{natural\ gas}\left[\frac{kWh}{kg}\right]$

$$Electrical\ Energy\ Produced\left[kWh\right]=\frac{Thermal\ Energy\ Produced\left[kWh\right]}{3}$$

$$\boxed{Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]=0}$$

Στη συνέχεια, γνωρίζοντας ότι η απόδοση της τεχνολογίας είναι 90%, παρατίθενται οι υπολογισμοί κόστους, οι οποίοι εξαρτώνται από την ποσότητα COD που απομακρύνεται ετησίως, καθώς και ο υπολογισμός του εξερχόμενου BOD (ESCWA, 2013):

$$\boxed{CC\left[\frac{million\$1994}{year}\right]=\frac{2.1}{COD_{removed\ per\ year}}*10^{-6}}$$

$$\boxed{O\ \&\ MC\left[\frac{million\$1994}{year}\right]=\frac{0.16}{COD_{removed\ per\ year}}*10^{-6}}$$

Όπου: $COD_{removed\ per\ year} = 0.9 * COD_{in} \left[\frac{\frac{kg}{m^3}}{year} \right]$

$$\boxed{BOD_{out} \left[\frac{kg}{day} \right] = 0.1 * BOD_{in} \left[\frac{kg}{day} \right]}$$

3.1.2. Ενεργός ιλύς

Η τεχνολογία ενεργούς ιλύος απαιτεί πρωτογενή επεξεργασία, οπότε για το BOD και τα TSS ισχύουν οι θεωρήσεις που πραγματοποιήθηκαν στην αρχή του υποκεφαλαίου. Επιπλέον, θεωρώντας ότι η απόδοση της τεχνολογίας, όσον αφορά τη δευτερογενή επεξεργασία, είναι 90%, υπολογίζεται η τιμή του εξερχόμενου BOD ως εξής:

$$\boxed{BOD_{out} \left[\frac{kg}{day} \right] = 0.1 * \left(BOD_{in} \left[\frac{kg}{day} \right] - BOD_{removed\ in\ primary\ sedimentation} \left[\frac{kg}{day} \right] \right)}$$

Αναλυτικότερα, θεωρήθηκε ότι η τεχνολογία ενεργούς ιλύος περιλαμβάνει μία δεξαμενή πρωτογενούς καθίζησης και μία δεξαμενή αερισμού, όπου ο χρόνος παραμονής του ρεύματος είναι 6 ώρες για την πρώτη και 48 ώρες για τη δεύτερη. Σύμφωνα με τα παραπάνω, υπολογίστηκαν ο όγκος ιλύος που εξέρχεται από την κάθε δεξαμενή, καθώς και η αντίστοιχη εξερχόμενη μαζική παροχή ιλύος.

- Primary settling:

$$t[hr] = 6$$

$$Sludge\left[m^3\right] = Total\ Flow \left[\frac{m^3}{hr} \right] * t[hr]$$

$$Sludge \left[\frac{kg}{day} \right] = TSS_{removed\ in\ primary\ sedimentation} \left[\frac{kg}{day} \right]$$

- Aeration tank:

$$t[hr] = 48$$

$$Sludge\left[m^3\right] = Total\ Flow\left[\frac{m^3}{hr}\right] * t\left[hr\right]$$

$$Sludge\left[\frac{kg}{day}\right] = \frac{TSS_{in}\left[\frac{kg}{day}\right] * 0.45}{t\left[day\right]}$$

Θεωρώντας ότι το άθροισμα των ποσοτήτων εξερχόμενων ιλύων, που υπολογίστηκαν προηγουμένως, περιέχουν 40% υγρασία, υπολογίζονται η εκροή ιλύος, καθώς και η εκροή καθαρού νερού εφαρμόζοντας ισοζύγιο μάζας:

$$\boxed{Effluent\left[\frac{kg}{day}\right] = \frac{\sum Sludge\left[\frac{kg}{day}\right]}{0.6}}$$

$$\boxed{H_2O\left[\frac{kg}{day}\right] = Total\ Flow\left[\frac{kg}{day}\right] - Effluent\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

Παρακάτω υπολογίζονται η εκροή αζώτου και η συνολική απαίτηση οξυγόνου, η οποία προκύπτει ως άθροισμα του οξυγόνου που απαιτείται για την ποσότητα άνθρακα και αζώτου που περιέχονται στο προς εξέταση ρεύμα. Επιπλέον, υπολογίζεται η απαιτούμενη ενέργεια συναρτήσει της συνολικής απαίτησης οξυγόνου (Qiu et al., 2010) (NPTEL, 2013).

$$Nitrogen\ Effluent\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.58 * Nitrogen_{removed\ in\ primary\ sedimentation}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Όπου: $Nitrogen_{removed\ in\ primary\ sedimentation}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.3 * Nitrogen\left[\frac{kg}{day}\right]$

$$Carbon\ Oxygen\left[\frac{kg}{hr}\right] = BOD_{in}\left[\frac{kg}{hr}\right] * 0.9 * 1.47 - BOD_{out}\left[\frac{kg}{hr}\right] * 1.42$$

$$Nitrogen\ Oxygen\left[\frac{kg}{hr}\right] = 4.33 * Nitrogen\left[\frac{kg}{hr}\right]$$

$$Total\ Oxygen\left[\frac{kg}{hr}\right] = Carbon\ Oxygen\left[\frac{kg}{hr}\right] + Nitrogen\ Oxygen\left[\frac{kg}{hr}\right]$$

$$Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]=\frac{Total\ Oxygen\left[\frac{kg}{year}\right]}{1.4}$$

Όσον αφορά τα κόστη, πραγματοποιήθηκαν υπολογισμοί για δύο είδη τεχνολογίας ενεργούς ιλύος. Η πρώτη αναφέρεται ως συμβατική τεχνολογία ενεργούς ιλύος με διάχυση αέρα και η δεύτερη ως τεχνολογία ενεργούς ιλύος με νιτροποίηση σε ένα στάδιο. Στις δύο περιπτώσεις, οι υπολογισμοί κόστους πραγματοποιήθηκαν εξίσου συναρτήσει της εισροής της τεχνολογίας και παρατίθενται αντιστοίχως (ESCWA, 2013):

$$CC\left[\frac{million\ \$1992}{year}\right]=\left(72*Total\ Flow\left[\frac{kg}{year}\right]+368.043\right)*10^{-6}$$

$$O\ \&\ MC\left[\frac{million\ \$1992}{year}\right]=\left(4.58*Total\ Flow\left[\frac{kg}{year}\right]+36.295\right)*10^{-6}$$

$$CC\left[\frac{million\ \$1992}{year}\right]=\left(90*Total\ Flow\left[\frac{kg}{year}\right]+612.777\right)*10^{-6}$$

$$O\ \&\ MC\left[\frac{million\ \$1992}{year}\right]=\left(93*\left(Total\ Flow\left[\frac{kg}{year}\right]\right)^{0.834}\right)*10^{-6}$$

Στο σημείο αυτό, αξίζει να σημειωθεί ότι στους πίνακες αποτελεσμάτων και στο μοντέλο των υπερδομών που αναλύονται παρακάτω, χρησιμοποιήθηκαν οι σχέσεις κόστους που αναφέρονται στη συμβατική τεχνολογία ενεργούς ιλύος με διάχυση αέρα. Αυτός είναι και ο λόγος που μόνο οι δύο πρώτες σχέσεις περιέχονται σε πλαίσιο.

3.1.3. Βιολογικά φίλτρα (υψηλού ρυθμού)

Η τεχνολογία βιολογικών φίλτρων απαιτεί πρωτογενή επεξεργασία, οπότε για το BOD και τα TSS ισχύουν οι θεωρήσεις που πραγματοποιήθηκαν στην αρχή του υποκεφαλαίου. Επίσης, επισημαίνεται ότι όλοι οι υπολογισμοί που ακολουθούν αφορούν βιολογικά φίλτρα υψηλού ρυθμού.

Θεωρώντας ότι η απόδοση της τεχνολογίας, όσον αφορά τη δευτερογενή επεξεργασία, είναι 85%, υπολογίζεται η τιμή του εξερχόμενου BOD ως εξής (NPTEL, 2013):

$$BOD_{load\ applied\ to\ the\ filter}\left[\frac{kg}{day}\right] = BOD_{in}\left[\frac{kg}{day}\right] - BOD_{removed\ in\ primary\ sedimentation}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$\boxed{BOD_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.15 * BOD_{load\ applied\ to\ the\ filter}\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

Για τον υπολογισμό του όγκου του φίλτρου, $V_1\left[m^3\right]$, χρησιμοποιείται η εξίσωση NRC (NPTEL, 2013) (AGR, 2014):

$$E_2 = \frac{100}{1 + 0.44 * \left(\frac{F_{1.BOD}}{V_1 * Rf_1}\right)^{\frac{1}{2}}}$$

Όπου: $E_2 = \%\ efficiency\ in\ BOD\ removal\ of\ single\ stage$

$F_{1.BOD} = BOD\ load\ applied\ to\ the\ filter\left[\frac{kg}{day}\right]$

$Rf_1 = Recirculation\ factor\ for\ first\ stage$

$R_1 = Recirculation\ ratio\ for\ first\ stage\ filter$

Θεωρήθηκε: $Recirculation\ Ratio = 3$

$$Recirculation\ Factor = \frac{1 + Recirculation\ Ratio}{\left(1 + 0.1 * Recirculation\ Ratio\right)^2}$$

Σύμφωνα με όσα προαναφέρθηκαν, προκύπτει η ακόλουθη εξίσωση υπολογισμού του όγκου του φίλτρου:

$$Volume\left[m^3\right] = \frac{BOD_{load\ applied\ to\ the\ filter}\left[\frac{kg}{day}\right]}{Recirculation\ Factor * \left(\frac{\left(\left(\left(\frac{100}{\%\ BOD\ removal}\right)-1\right)\right)}{0.44}\right)^2}$$

Έχοντας υπολογίσει τον όγκο του φίλτρου, υπολογίζεται ο ρυθμός οργανικής φόρτωσης (NPTEL, 2014):

$$Organic\ Loading\ Rate\left[\frac{kg\ BOD}{m^3 * day}\right] = \frac{BOD_{load\ applied\ to\ the\ filter}\left[\frac{kg}{day}\right]}{Volume\left[m^3\right]}$$

Στη συνέχεια, υπολογίζονται η εκροή ιλύος και καθαρού νερού, που προκύπτουν από την τεχνολογία βιολογικών φίλτρων. Συγκεκριμένα, το 3% της εκροής ιλύος αποτελείται από στερεά σε ξηρή μορφή. Όσον αφορά την εκροή καθαρού νερού υπολογίζεται εφαρμόζοντας ισοζύγιο μάζας (Daigger et al., 2011) (USEPA, 1979).

$$\boxed{Effluent\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.7 * \left(BOD_{load\ applied\ to\ the\ filter}\left[\frac{kg}{day}\right] - BOD_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]\right)}$$

$$Dry\ solids\ in\ waste\ sludge\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.03 * Effluent\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$\boxed{H_2O\left[\frac{kg}{day}\right] = Total\ Flow\left[\frac{kg}{day}\right] - Effluent\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

Για την τεχνολογία βιολογικών φίλτρων θεωρήθηκε ότι απαιτούνται 8 kWh ανά 1000 m^3. Συνεπώς, η απαιτούμενη ενέργεια υπολογίζεται ως εξής (SCET, 2013):

$$\boxed{Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = \frac{Volume\left[m^3\right] * 8\left[kWh\right]}{1000\left[m^3\right]}}$$

Τα κόστη υπολογίζονται συναρτήσει της εισροής της τεχνολογίας (ESCWA, 2013):

$$CC\left[\frac{million\,\$1992}{year}\right]=\left(-0.00007*\left(Total\,Flow\left[\frac{kg}{year}\right]\right)^{2}+56.89*Total\,Flow\left[\frac{kg}{year}\right]+244.791\right)*10^{-6}$$

$$O\,\&\,MC\left[\frac{million\,\$1992}{year}\right]=\left(278*\left(Total\,Flow\left[\frac{kg}{year}\right]\right)^{0.505}\right)*10^{-6}$$

3.1.4. Περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι

Η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων απαιτεί πρωτογενή επεξεργασία, οπότε για το BOD και τα TSS ισχύουν οι θεωρήσεις που πραγματοποιήθηκαν στην αρχή του υποκεφαλαίου. Στους περιστρεφόμενους βιολογικούς δίσκους χρησιμοποιείται η σχέση sBOD για τη διεξαγωγή των απαραίτητων υπολογισμών (Spellman, 2004):

$$sBOD_{in}\left[\frac{kg}{m^{3}}\right]=BOD_{in}\left[\frac{kg}{m^{3}}\right]-\left(0.7*TSS_{primary\,effluent}\left[\frac{kg}{m^{3}}\right]\right)$$

$$sBOD_{loading}\left[\frac{kg}{day}\right]=sBOD_{primary\,effluent}\left[\frac{kg}{m^{3}}\right]*Total\,Flow\left[\frac{m^{3}}{day}\right]$$

Η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων αποτελείται από μία ή περισσότερες σειρές δεξαμενών με στάδια (δίσκους). Προκειμένου να υπολογιστεί το εξερχόμενο BOD, ακολουθούν ορισμένες θεωρήσεις και υπολογισμοί.

Αρχικά, θεωρήθηκε μία μέση τιμή ρυθμού οργανικής φόρτισης για το πρώτο στάδιο των βιολογικών περιστρεφόμενων δίσκων, με βάση την οποία υπολογίστηκε η συνολική απαιτούμενη επιφάνεια δίσκου (σταδίου) (RBC, 2013):

$$1^{st}-stage\,sBOD_{loadind}\;rate\,criteria\left[\frac{g}{m^{2}*day}\right]=15$$

$$Total\ disk\ area\ required\left[m^2\right] = \frac{sBOD_{loading}\left[\frac{kg}{day}\right]}{1^{st} - stage\ sBOD_{loading}\ rate\ criteria\left[\frac{kg}{m^2 * day}\right]}$$

Στη συνέχεια, θεωρώντας ένα μέσο μέγεθος μονάδας, υπολογίζεται ο απαραίτητος αριθμός περιστροφών (RBC, 2013):

$$Surface\ area\left[m^2\right] = 9300$$

$$Number\ of\ shafts = \frac{Total\ disk\ area\ required\left[m^2\right]}{Surface\ area\left[\frac{m^2}{shaft}\right]}$$

Θεωρώντας 1 σειρά με 1 στάδιο ανά σειρά, υπολογίζεται ο ρυθμός ροής ανά σειρά (RBC, 2013):

$$Flow\ Rate\ per\ train\left[\frac{m^3}{day}\right] = \frac{Total\ Flow\left[\frac{m^3}{day}\right]}{1 train}$$

Ο υπολογισμός του εξερχόμενου BOD από κάθε στάδιο (n) της τεχνολογίας περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων, πραγματοποιείται με βάση την ακόλουθη σχέση (RBC, 2013):

$$S_n = \frac{-1 + \sqrt{1 + \left((4 * 0.00974) * \left(\frac{A_s}{Q}\right) * S_{n-1}\right)}}{2 * 0.00974 * \left(\frac{A_s}{Q}\right)}$$

Όπου: $S_n\left[\frac{mg}{L}\right] = sBOD\ concentration\ in\ stage\ n$

$A_s\left[m^2\right] = disk\ surface\ area\ on\ stage\ n$

$Q\left[\frac{m^3}{day}\right] = flow\ rate$

Εφόσον θεωρήθηκε 1 στάδιο και σύμφωνα με τα παραπάνω, η προηγούμενη σχέση εξερχόμενου BOD μετασχηματίζεται ως εξής (RBC, 2013):

$$S_1\left[\frac{kg}{m^3}\right]=\frac{-1+\sqrt{1+(4*0.00974)*\left(\frac{9300\left[m^2\right]}{Flow\ Rate\ per\ train\left[\frac{m^3}{day}\right]}\right)*sBOD_{primary\ effluent}\left[\frac{kg}{m^3}\right]}}{2*0.00974*\left(\frac{9300\left[m^2\right]}{Flow\ Rate\ per\ train\left[\frac{m^3}{day}\right]}\right)}$$

$$\boxed{BOD_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]=S_1\left[\frac{kg}{m^3}\right]*Total\ Flow\left[\frac{m^3}{day}\right]}$$

Θεωρώντας ότι τα στερεά περιέχουν 40% υγρασία και ότι το ποσοστό απομάκρυνσης των TSS, που εισέρχονται στην τεχνολογία μετά την πρωτογενή επεξεργασία, είναι 90%, υπολογίζεται η εκροή ιλύος (MECC, 2013). Η εκροή καθαρού νερού, με τη σειρά της, υπολογίζεται εφαρμόζοντας ισοζύγιο μάζας.

$$\boxed{Effluent\left[\frac{kg}{day}\right]=\frac{\left(0.9*TSS_{primary\ effluent}\left[\frac{kg}{m^3}\right]+TSS_{primary\ effluent}\left[\frac{kg}{m^3}\right]\right)*Total\ Flow\left[\frac{m^3}{day}\right]}{0.6}}$$

$$\boxed{H_2O\left[\frac{kg}{day}\right]=Total\ Flow\left[\frac{kg}{day}\right]-Effluent\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

Η συνολική επιφάνεια της τεχνολογίας περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων υπολογίζεται συναρτήσει του μέσου μεγέθους επιφάνειας, του αριθμού σειρών και σταδίων, ως εξής (RBC, 2013):

$$Total\ Surface\ Area\left[m^2\right]=Trains*Stages*Surface\ Area\left[m^2\right]$$

Στη συνέχεια, υπολογίζεται η απαιτούμενη ενέργεια της τεχνολογίας περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων συναρτήσει της συνολικής επιφάνειας και του μέσου μεγέθους επιφάνειας (Patwardhan, 2003):

$$Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = 2.3[kWh] * \frac{Total\ Surface\ Area\left[m^2\right]}{Surface\ Area\left[m^2\right]}$$

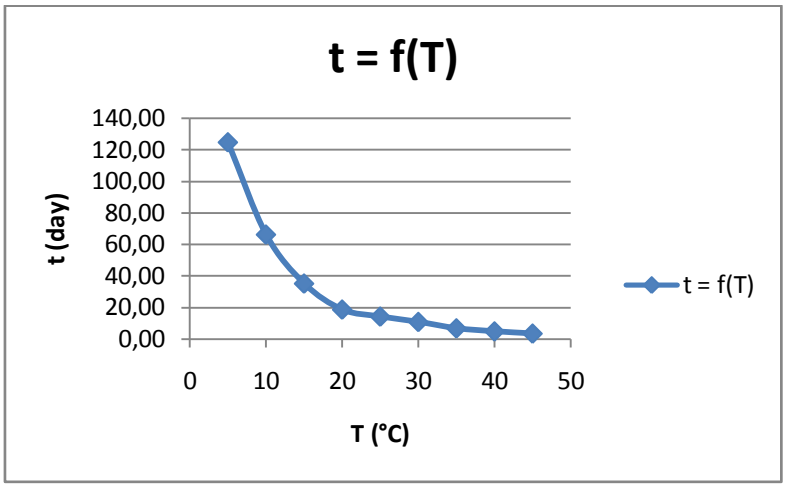
Το κόστος κεφαλαίου υπολογίζεται συναρτήσει της εισροής της τεχνολογίας, ενώ το κόστος λειτουργίας υπολογίζεται εξίσου συναρτήσει της εισροής, αλλά και της απαιτούμενης ενέργειας (Patwardhan, 2003) (Chen et al., 1981).

$$CC\left[\frac{million\ \$1972}{year}\right] = \left(\frac{245000 * Total\ Flow\left[\frac{m^3}{year}\right]}{0.02}\right) * 10^{-6}$$

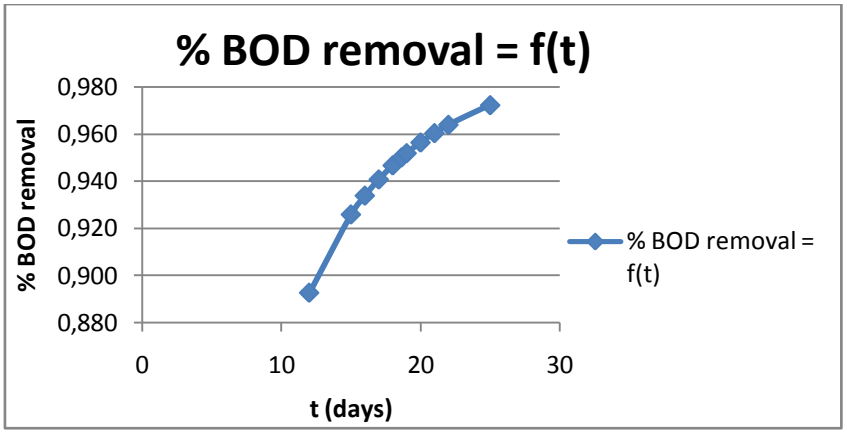
$$O\ \&\ MC\left[\frac{million\ \$1972/2003}{year}\right] = \left(\left(\frac{9200 * Total\ Flow\left[\frac{m^3}{year}\right]}{0.02}\right) + \left(0.035\left[\frac{\$}{kWh}\right] * Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]\right)\right) * 10^{-6}$$

3.1.5. Αεριζόμενη δεξαμενή

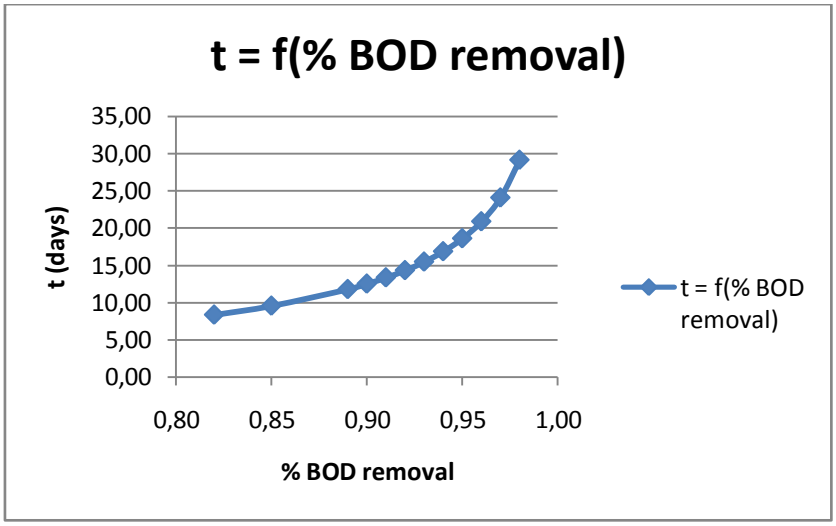
Η τεχνολογία αεριζόμενης δεξαμενής εξαρτάται σημαντικά από τη θερμοκρασία υπό την οποία τίθεται σε εφαρμογή. Συγκεκριμένα, παρουσιάζονται η εξάρτηση του χρόνου παραμονής από τη θερμοκρασία (Εικόνα 26), της απόδοσης της τεχνολογίας από το χρόνο παραμονής (Εικόνα 27) και το αντίστροφο (Εικόνα 28).



Εικόνα 26. Εξάρτηση του χρόνου παραμονής από τη θερμοκρασία.



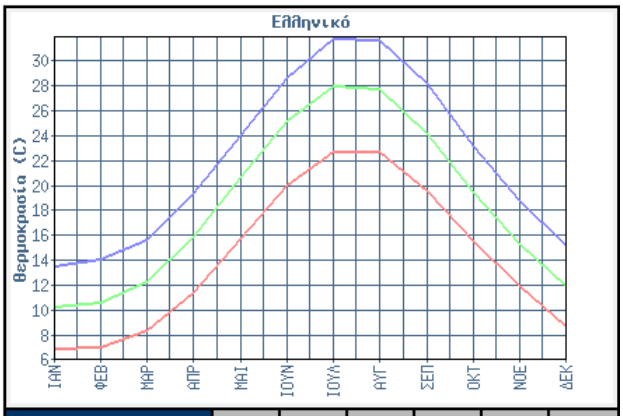
Εικόνα 27. Εξάρτηση της απόδοσης της τεχνολογίας αερόβιας δεξαμενής από το χρόνο παραμονής.



Εικόνα 28. Εξάρτηση του χρόνου παραμονής από την απόδοση της τεχνολογίας αερόβιας δεξαμενής.

Σύμφωνα, λοιπόν, με τα παραπάνω, διαπιστώνεται ότι η θερμοκρασία των 20°C οδηγεί σε υψηλή απόδοση της τεχνολογίας (95%) και όχι ιδιαίτερα μεγάλο χρόνο παραμονής.

Επιπλέον, σύμφωνα με την Εθνική Μετεωρολογική Υπηρεσία (Εικόνα 29), διαπιστώθηκε ότι η μέση ετήσια θερμοκρασία της Ελλάδας είναι περίπου 20°C.



1ο Εξάμηνο	ΙΑΝ	ΦΕΒ	ΜΑΡ	ΑΠΡ	ΜΑΙ	ΙΟΥΝ
Ελάχιστη Μηνιαία Θερμοκρασία	7.0	7.1	8.4	11.4	15.8	20.1
Μέση Μηνιαία Θερμοκρασία	10.3	10.6	12.3	15.9	20.7	25.2
Μέγιστη Μηνιαία Θερμοκρασία	13.6	14.1	15.7	19.4	24.1	28.7
2ο Εξάμηνο	ΙΟΥΛ	ΑΥΓ	ΣΕΠ	ΟΚΤ	ΝΟΕ	ΔΕΚ
Ελάχιστη Μηνιαία Θερμοκρασία	22.8	22.8	19.6	15.6	12.0	8.8
Μέση Μηνιαία Θερμοκρασία	28.0	27.8	24.2	19.5	15.4	12.0
Μέγιστη Μηνιαία Θερμοκρασία	31.8	31.7	28.2	23.2	18.8	15.2

Εικόνα 29. Μηνιαία κατανομή της θερμοκρασίας της Ελλάδας 1955-1977 (ΕΜΥ, 2013).

Θεωρώντας, λοιπόν, $T\left[°C\right]=20$, ελάχιστο αριθμό κελιών $n=3$ και σταθερό ποσοστό απομάκρυνσης BOD (95%)

$$BOD_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]=0.05*BOD_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

υπολογίστηκε ο χρόνος παραμονής, $t\left[days\right]$, σύμφωνα με την ακόλουθη σχέση (USEPA, 2002):

$$\boxed{BOD_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]=\frac{BOD_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]}{\left(1+\left(\frac{K_T\left[days^{-1}\right]*t\left[days\right]}{n}\right)\right)^n}}$$

Όπου: $K_T=K_{20}*\theta^{(T-20)}$

$$K_{20}=0.276\left[days^{-1}\right]$$

Για διάφορα εύρη θερμοκρασίας, χρησιμοποιούνται οι αντίστοιχες τιμές θ, όπως παρατίθενται παρακάτω (Ramalho, 1977) (Rood, 2012):

$$T[°C] = 4 \sim 20 : \theta = 1.135$$

$$T[°C] = 20 \sim 30 : \theta = 1.056$$

$$T[°C] > 30 : \theta = 1.07$$

Έπειτα, υπολογίζονται η εκροή ιλύος, η οποία περιλαμβάνει τη μισή ποσότητα του εισερχόμενου BOD της τεχνολογία αεριζόμενης δεξαμενής στη μορφή κυτταρικής μάζας, καθώς και η εκροή καθαρού νερού με την εφαρμογή ισοζυγίου μάζας (ESCWA, 2013).

$$\boxed{Effluent\left[\frac{kg}{day}\right] = \frac{1}{2} * BOD_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

$$\boxed{H_2O\left[\frac{kg}{day}\right] = Total\ Flow\left[\frac{kg}{day}\right] - Effluent\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

Γνωρίζοντας ότι απαιτούνται 1.5 kg O_2 για την επεξεργασία 1 kg BOD και περίπου 5 kg O_2 για τη μετατροπή 1 kg NH_3 σε νιτρικό, προκύπτουν οι ακόλουθες σχέσεις απαίτησης οξυγόνου (USEPA, 2002):

$$Oxygen\ required\ \ for\ nitrification\left[\frac{kg}{day}\right] = \frac{Nitrogen\left[\frac{kg}{day}\right]}{MW_{NH_3}} * 5$$

Όπου: $MW_{NH_3} = 17.031$

$$Oxygen\ requirement\left[\frac{kg}{day}\right] = 1.5 * BOD_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Όσον αφορά την απαιτούμενη ενέργεια, χρησιμοποιήθηκαν οι σχέσεις συστημάτων μερικής ανάμιξης, διότι διαπιστώθηκε ότι αποτελούν ενεργειακά οικονομικότερα συστήματα (USEPA, 2002):

$$Horsepower\left[hp\right] = 7.5 * TotalFlow\left[\frac{million\ gallons}{day}\right]$$

$$\boxed{Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = 6598 * \left(Horsepower\left[hp\right]\right)^{1.026}}$$

Θεωρώντας, $Average\,depth\left[m\right]=3$, πραγματοποιήθηκαν οι ακόλουθοι υπολογισμοί επιφάνειας και όγκου της αεριζόμενης δεξαμενής (USEPA, 2002) (Water Environment Federation, 2003) (Ramalho, 1977):

$$Average\,area\,of\,lagoon\left[m^2\right]=\frac{Total\,Flow\left[\frac{m^3}{day}\right]*t\left[days\right]}{Average\,depth\left[m\right]}$$

$$Volume\left[m^3\right]=Average\,area\,of\,lagoon\left[m^2\right]*Average\,depth\left[m\right]$$

Τέλος, παρατίθενται οι υπολογισμοί κόστους της τεχνολογίας αεριζόμενης δεξαμενής, όπου το κόστος κεφαλαίου προκύπτει ως άθροισμα υπολογισμών με βάση τον όγκο και την επιφάνεια της δεξαμενής, ενώ το κόστος λειτουργίας υπολογίζεται συναρτήσει της απαιτούμενης ενέργειας της τεχνολογίας (USEPA, 2002) (Patwardhan, 2003):

$$\boxed{CC\left[\frac{million\,\$\,2002}{year}\right]=Compacting\,Cost+Synthetic\,lining\,material\,Cost}$$

Όπου:

$$Compacting\,Cost\left[million\ \$\,2002\right]=5\left[\frac{\$}{cubic\ yards}\right]*Volume\ \left[cubic\ yards\ \right]*10^{-6}$$

$$Synthetic\,lining\,material\,Cost\left[million\,\$\,2002\right]=1\left[\frac{\$}{ft^2}\right]*Average\,area\,of\,lagoon\left[\,ft^2\,\right]*10^{-6}$$

$$\boxed{O\,\&\,MC\left[\frac{million\,\$\,2003}{year}\right]=0.035\left[\frac{\$}{kWh}\right]*Energy\,Required\left[\frac{kWh}{year}\right]*10^{-6}}$$

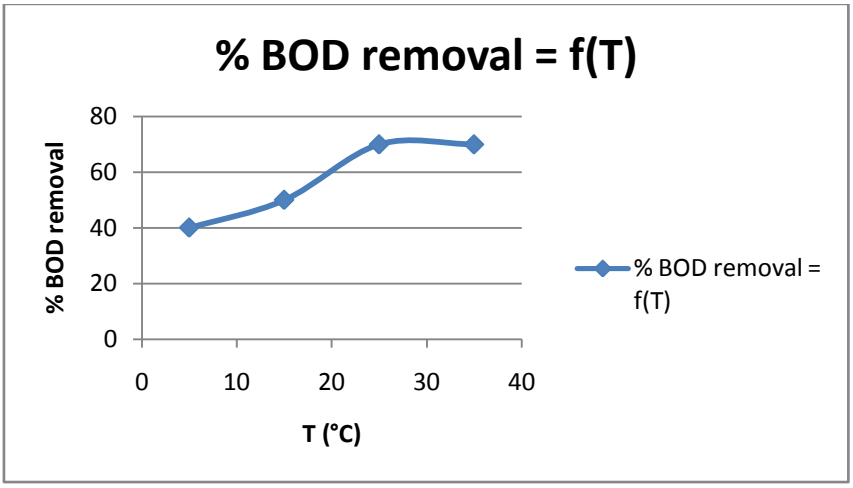
3.1.6. Δεξαμενή εξισορρόπησης (αναερόβια δεξαμενή)

Απαραίτητη για τη διεξαγωγή των υπολογισμών είναι η επισήμανση της εξάρτησης της % απομάκρυνσης του BOD και της ογκομετρικής οργανικής φόρτισης από τη θερμοκρασία, υπό την οποία εφαρμόζεται η τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης (Πίνακας 3) (Kayombo et al, 2005).

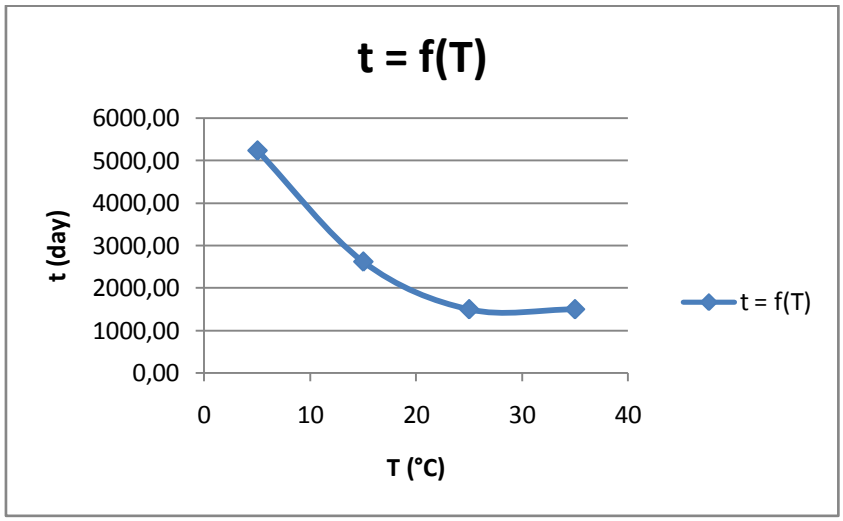
Πίνακας 3. Σχεδιαστικές τιμές των επιτρεπτών ογκομετρικών φορτίσεων BOD και του ποσοστού απομάκρυνσης BOD για αναερόβιες δεξαμενές σε διάφορες θερμοκρασίες (Kayombo et al, 2005).

Temperature (°C)	Volumetric loading (g/m^3 · day)	BOD removal (%)
< 10	100	40
10 – 20	20T – 100	2T + 20
20 – 25	10T + 100	2T + 20
> 25	350	70

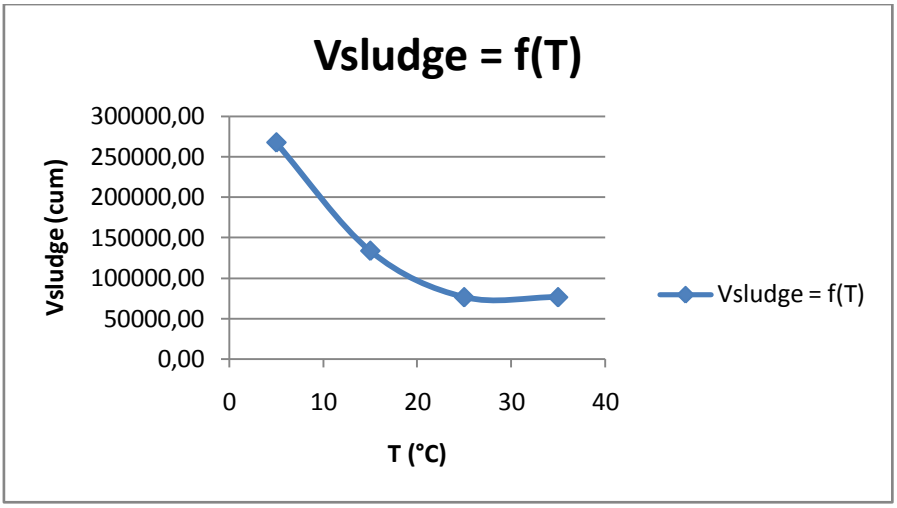
Στη συνέχεια, παρουσιάζονται η εξάρτηση της απόδοσης της τεχνολογίας δεξαμενής εξισορρόπησης από τη θερμοκρασία (Εικόνα 30), του χρόνου παραμονής από τη θερμοκρασία (Εικόνα 31), καθώς και του όγκου ιλύος από τη θερμοκρασία (Εικόνα 32).



Εικόνα 30. Εξάρτηση της απόδοσης της τεχνολογίας δεξαμενής εξισορρόπησης από τη θερμοκρασία.



Εικόνα 31. Εξάρτηση του χρόνου παραμονής από τη θερμοκρασία.



Εικόνα 32. Εξάρτηση του όγκου ιλύος από τη θερμοκρασία.

Όπως στην περίπτωση της αεριζόμενης δεξαμενής, έτσι και στην περίπτωση της δεξαμενής εξισορρόπησης πραγματοποιείται η ίδια θεώρηση όσον αφορά τη μέση ετήσια θερμοκρασία της Ελλάδας, δηλαδή $T\left[°C\right]=20$ (ΕΜΥ, 2013).

Σύμφωνα, λοιπόν, με τα προαναφερθέντα προκύπτει ο υπολογισμός της % απομάκρυνσης BOD, άρα και της εξερχόμενης ποσότητας BOD, καθώς και ο υπολογισμός της ογκομετρικής οργανικής φόρτισης:

$$\%\ BOD\ removal = 2*T\left[°C\right]+20 = 60\%$$

$$\boxed{BOD_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.4*BOD_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

$$Volumetric\ loading\left[\frac{g}{m^3*day}\right] = 20*T\left[°C\right]-100$$

Οι προηγούμενοι υπολογισμοί είναι απαραίτητοι για τον υπολογισμό του όγκου της δεξαμενής και του χρόνου παραμονής αντίστοιχα (Varón et al., 2004) (Von Sperling, 2007):

$$Volume\left[m^3\right] = \frac{BOD_{in}\left[\frac{kg}{m^3}\right]*Total\ Flow\left[\frac{m^3}{day}\right]}{Volumetric\ loading\left[\frac{kg}{m^3*day}\right]}$$

$$t\left[days\right] = \frac{Volume\left[m^3\right]}{Total\ Flow\left[\frac{m^3}{day}\right]}$$

Ο όγκος ιλύος υπολογίζεται συναρτήσει των TSS του ρεύματος εισόδου και του χρόνου παραμονής που υπολογίστηκε προηγουμένως (Birchall, 2008):

$$V_{sludge}\left[m^3\right] = 0.00455 * TSS\left[\frac{kg}{day}\right] * t\left[days\right]$$

Λόγω του ότι ο όγκος της δεξαμενής προκύπτει πολύ υψηλός, θεωρείται ότι η τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης αποτελείται από περισσότερες από μία δεξαμενές μικρότερου όγκου. Θεωρώντας για κάθε δεξαμενή, i, χρόνο παραμονής, $t_i\left[days\right] = 50$, υπολογίζονται ο όγκος για καθεμία από τις επιμέρους δεξαμενές της τεχνολογίας και αντίστοιχα, ο αριθμός των δεξαμενών που απαιτούνται για το συνολικό όγκο της τεχνολογίας (Birchall, 2008):

$$V_i\left[m^3\right] = t_i\left[days\right] * Total\ Flow\left[\frac{m^3}{day}\right]$$

$$Number\ of\ ponds = \frac{Volume\left[m^3\right]}{V_i\left[m^3\right]}$$

Σύμφωνα με όσα προαναφέρθηκαν, υπολογίζεται ο όγκος ιλύος για κάθε δεξαμενή, i, ως εξής (Birchall, 2008):

$$V_{i_{sludge}}\left[m^3\right] = 0.00455 * \frac{TSS\left[\frac{kg}{day}\right]}{Density\left[\frac{kg}{m^3}\right] * Number\ of\ ponds} * t_i\left[days\right]$$

Στη συνέχεια, με βάση την ετήσια ογκομετρική παροχή των TSS του ρεύματος και το συνολικό όγκο ιλύος, μπορεί να υπολογιστεί η περίοδος αποφόρτισης της τεχνολογίας δεξαμενής εξισορρόπησης (Birchall, 2008):

$$Desludging\ period\left[years\right] = \frac{V_{sludge}\left[m^3\right]}{TSS\left[\frac{m^3}{year}\right]}$$

Θεωρώντας ότι τα στερεά περιέχουν 40% υγρασία, υπολογίζεται η εκροή ιλύος συναρτήσει των TSS του ρεύματος, καθώς και η εκροή καθαρού νερού εφαρμόζοντας ισοζύγιο μάζας:

$$Effluent\left[\frac{kg}{year}\right]=\frac{TSS\left[\frac{kg}{year}\right]}{0.6}$$

$$H_2O\left[\frac{kg}{year}\right]=Total\ Flow\left[\frac{kg}{year}\right]-Effluent\left[\frac{kg}{year}\right]$$

Όσον αφορά την τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης, μόνο οι αερόβιες δεξαμενές απαιτούν ενέργεια. Άρα, στην περίπτωση των αναερόβιων δεξαμενών που μελετήθηκαν, η απαιτούμενη ενέργεια είναι μηδενική (USEPA, 2000):

$$Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]=0$$

Σύμφωνα με τα παραπάνω, το λειτουργικό κόστος είναι μηδενικό, ενώ το κόστος κεφαλαίου υπολογίζεται συναρτήσει του όγκου κάθε δεξαμενής, i , με βάση τις ακόλουθες σχέσεις (Varón et al., 2004):

$$CC\left[\frac{million\ \$\ 2002}{year}\right]=CC_i*Number\ of\ ponds$$

Όπου: $$CC_i\left[\frac{million\ \$\ 2002}{year}\right]=Construction\ Cost_i+Pond\ lining\ Cost_i$$

$$Construction\ Cost_i\left[million\ \$\ 2002\right]=5.514*\left(V_i\left[m^3\right]\right)^{0.678}*10^{-6}$$

$$Pond\ lining\ Cost_i\left[million\ \$\ 2002\right]=18.592*\left(V_i\left[m^3\right]\right)^{0.732}*10^{-6}$$

$$O\ \&\ MC\left[\frac{million\ \$\ 2002}{year}\right]=0$$

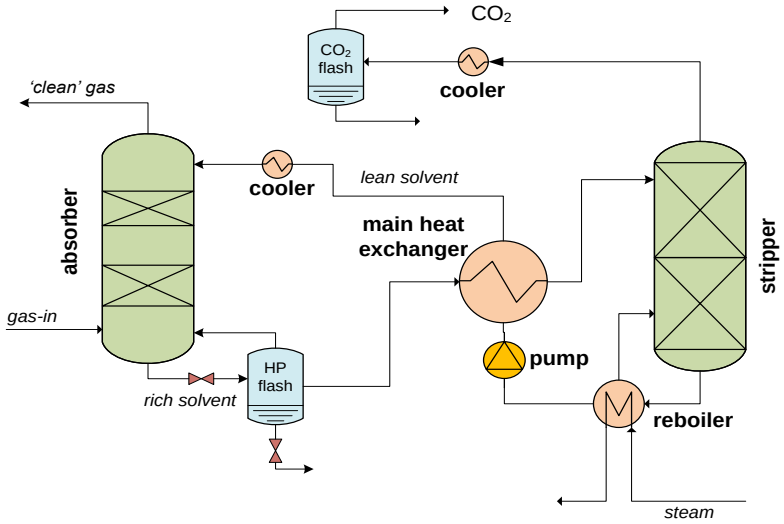
3.2. Τεχνολογίες επεξεργασίας αέριων αποβλήτων (CO_2 capture)

Οι μαθηματικές σχέσεις, που αναλύονται σε κάθε τεχνολογία επεξεργασίας αέριων αποβλήτων αφορούν τον υπολογισμό των εκροών διοξειδίου του άνθρακα, της απαιτούμενης ενέργειας και του κόστους (κεφαλαίου και λειτουργίας). Οι σχεδιαστικές συσχετίσεις των τεχνολογιών προέκυψαν με βάση το λεπτομερή σχεδιασμό αυτών στο

ASPEN, που πραγματοποιήθηκε από τον υποψήφιο διδάκτορα Κωνσταντίνο Ατσόνιο στα πλαίσια της διδακτορικής του διατριβής στο ΕΚΕΤΑ.

3.2.1. Χημική απορρόφηση με μονοαιθανολαμίνη (MEA)

Η τεχνολογία χημικής απορρόφησης με διαλύτη MEA σύμφωνα με τον αναλυτικό σχεδιασμό, που παρουσιάζεται στην Εικόνα 33, συνίσταται από δύο στήλες flash, εκ των οποίων η μία είναι υψηλής πίεσης (HP), μία στήλη απορρόφησης (absorber) και μία στήλη απογύμνωσης (stripper) (Ατσόνιος, 2013).



Εικόνα 33. Αναλυτικό διάγραμμα ροής της τεχνολογίας χημικής απορρόφησης με μονοαιθανολαμίνη (MEA) (Ατσόνιος, 2013).

- CO_2 flash:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.06 * Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$\boxed{CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.958 * Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

- Absorber:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.94 * Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.004 * Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Γνωρίζοντας ότι 2.2 kg MEA απαιτούνται για τη δέσμευση 1 tonne CO_2, υπολογίζεται η απαιτούμενη ποσότητα διαλύτη (MEA) (Yu et al., 2012):

$$MEA\left[\frac{kg}{day}\right] = 2.2\left[\frac{kg\ MEA}{1000kg\ CO_{2_{in}}}\right] * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Όσον αφορά την απαιτούμενη ενέργεια είναι γνωστό ότι το 60% αυτής προκύπτει από την αναγέννηση του διαλύτη (MEA) (Yu et al., 2012).

$$\boxed{Total\ Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = \frac{4.17\left[\frac{kWh}{kg\ CO_{2_{in}}}\right]}{0.4} * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{year}\right]}$$

$$Solvent\ Regeneration\ Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = 0.6 * Total\ Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]$$

Το κόστος κεφαλαίου συνιστά άθροισμα του κόστους των επιμέρους στηλών από τις οποίες αποτελείται η τεχνολογία (Walas, 1990):

$$\boxed{CC\left[\frac{million\ \$1984}{year}\right] = CC_{CO_2\ flash} + CC_{HP\ flash} + CC_{Absorber} + CC_{Stripper}}$$

Όπου: $CC_{CO_2\ flash}\left[million\ \$1984\right] = \left(f_1 * C_b + N * f_2 * f_3 * f_4 * C_t + C_{p1}\right) * 10^{-6}$

Η ίδια σχέση ισχύει και για τις υπόλοιπες τρείς στήλες της τεχνολογίας, με διάφορες, ωστόσο, αλλαγές στις παραμέτρους αυτής, όπως αναλύονται στη συνέχεια. Συγκεκριμένα, για τις δύο στήλες flash και τη στήλη απογύμνωσης ισχύουν τα εξής (Walas, 1990):

$$C_b = \exp\left[7.123 + 0.1478 * \ln W + 0.02488 * \left(\ln W\right)^2 + 0.01580 * \frac{L}{D} * \ln\frac{T_b}{T_p}\right],$$

$$\left(9020 < W\left[lbs\right] < 2470000\right)$$

Όπου: $W\left[lbs\right] =$ Βάρος, $D\left[ft\right] =$ Διάμετρος, $L\left[ft\right] =$ Ύψος,

$T_b\left[ft\right] =$ Πάχος στον πυθμένα ,

$T_p\left[ft\right] =$ Πάχος που απαιτείται για την πίεση λειτο υργίας

$C_t = 375.8 * \exp(0.1739 * D)$, $(2 < D[ft] < 16)$

$C_{p1} = 204.9 * D^{0.6332} * L^{0.8016}$, $(2 < D[ft] < 24)$ και $(57 < L[ft] < 170)$

Θεωρώντας ανοξείδωτο χάλυβα, 304 (stainless steel, 304) ως υλικό και κόσκινο με αγωγό καθόδου (sieve, with downcomer) ως τύπο βαθμίδας, προέκυψαν τα παρακάτω (Walas, 1990):

$f_1 = 1.7$, $f_2 = 1.189 + 0.0577 * D$, $f_3 = 0.85$

Ακόμη, θεωρήθηκε ότι ο αριθμός των βαθμίδων, N, είναι μικρότερος από 20 (Walas, 1990): $f_4 = \frac{2.25}{1.0414^N}$

Αντίστοιχα για τη στήλη απορρόφησης ισχύουν τα ακόλουθα (Walas, 1990):

$C_b = \exp\left[6.629 + 0.1826 * \ln W + 0.02297 * (\ln W)^2\right]$, $(4250 < W[lbs] < 980000)$

$C_{p1} = 246.4 * D^{0.7396} * L^{0.7068}$, $(3 < D[ft] < 21)$ και $(27 < L[ft] < 40)$

Όλες οι υπόλοιπες σχέσεις είναι όμοιες με εκείνες των άλλων τριών στηλών (Walas, 1990).

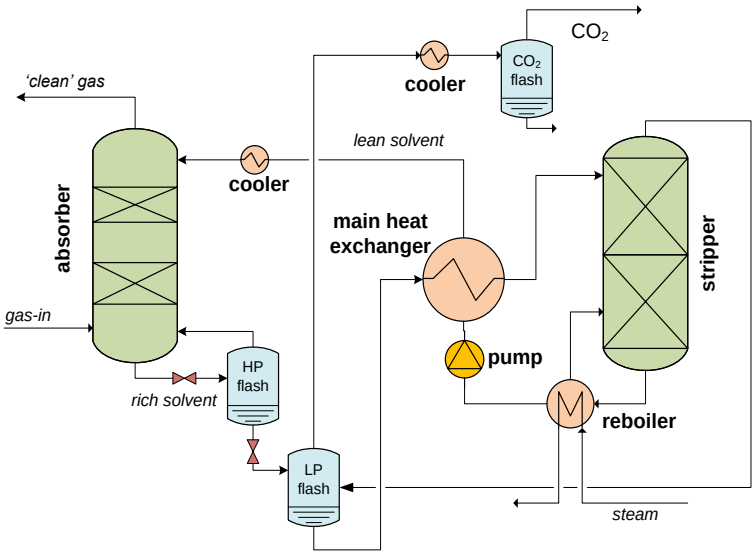
Στο σημείο αυτό αξίζει να επισημανθεί ότι μόνο η στήλη CO_2 flash θεωρήθηκε ότι λειτουργεί με $P[atm] < 1$, ενώ οι υπόλοιπες με $P[atm] \geq 1$. Σύμφωνα με αυτά, για τη στήλη CO_2 flash θεωρήθηκε $T_b[ft] = 0.04$ και $T_p[ft] = 0.03$, ενώ για τις υπόλοιπες στήλες θεωρήθηκε $T_b[ft] = 0.03$ και $T_p[ft] = 0.02$. Όσον αφορά τη διάμετρο, για τις δύο στήλες flash θεωρήθηκε $D[ft] = 6.6$, για τη στήλη απορρόφησης $D[ft] = 12$ και για τη στήλη απογύμνωσης $D[ft] = 7.5$. Το ύψος κάθε στήλης, $L[ft]$, προσαρμόστηκε έτσι ώστε ο χρόνος παραμονής του ρεύματος σε καθεμία από αυτές να είναι ίσος με 18 sec (EPA, 2014). Όσον αφορά το βάρος για τις στήλες flash και τη στήλη απογύμνωσης θεωρήθηκε ένα μέσο βάρος $W[lbs] = 1239510$, ενώ για τη στήλη απορρόφησης ένα μέσο βάρος $W[lbs] = 492125$. Τέλος, σχετικά με τον αριθμό βαθμίδων, για τις δύο στήλες flash θεωρήθηκε $N = 2$, για τη στήλη απορρόφησης $N = 11$ και για τη στήλη απογύμνωσης $N = 10$.

Το λειτουργικό κόστος περιλαμβάνει και το κόστος αναγέννησης του διαλύτη (MEA) και υπολογίζεται συναρτήσει της εισροής διοξειδίου του άνθρακα της τεχνολογίας χημικής απορρόφησης με διαλύτη MEA (Yu et al., 2012):

$$O\&MC\left[\frac{million\,\$\,2009}{year}\right]=77\left[\frac{\$}{tonne\,CO_{2_{in}}}\right]*CO_{2_{in}}\left[\frac{tonne}{year}\right]*10^{-6}$$

3.2.2. Χημική απορρόφηση με N-μεθυλοδιαιθανολαμίνη (MDEA)

Ομοίως με την τεχνολογία χημικής απορρόφησης με διαλύτη MEA, η τεχνολογία χημικής απορρόφησης με διαλύτη MDEA, σύμφωνα με τον αναλυτικό σχεδιασμό, που παρουσιάζεται στην Εικόνα 34, συνίσταται από τρείς στήλες flash, εκ των οποίων μία είναι υψηλής πίεσης (HP) και μία χαμηλής πίεσης (LP), μία στήλη απορρόφησης (absorber) και μία στήλη απογύμνωσης (stripper) (Ατσόνιος, 2013).



Εικόνα 34. Αναλυτικό διάγραμμα ροής της τεχνολογίας χημικής απορρόφησης με N-μεθυλοδιαιθανολαμίνη (MDEA) (Ατσόνιος, 2013).

- CO_2 flash:

$$Total\,Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]=0.34*Total\,Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right]=0.9378*Total\,Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

- Absorber:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.57 * Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.0199 * Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Όσον αφορά την απαιτούμενη ενέργεια είναι γνωστό ότι το 60% αυτής προκύπτει από την αναγέννηση του διαλύτη (MDEA) (Yu et al., 2012).

$$\boxed{Total\ Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = \frac{1.92\left[\frac{kWh}{kg\ CO_{2_{in}}}\right]}{0.4} * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{year}\right]}$$

$$Solvent\ Regeneration\ Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = 0.6 * Total\ Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]$$

Η δυνατότητα φόρτισης CO_2 για τις τριτοταγείς αμίνες είναι 1 mole CO_2 ανά mole αμίνης (MDEA), υψηλότερη από εκείνη των πρωτοταγών και δευτεροταγών αμινών όπου η δυνατότητα φόρτισης CO_2 κυμαίνεται μεταξύ 0.5-1 mole CO_2 ανά mole αμίνης (MEA/DEA). Συνεπώς, θεωρήθηκε ότι η δυνατότητα φόρτισης στη συγκεκριμένη τεχνολογία είναι 1 mole CO_2 ανά mole MDEA. Για τους υπολογισμούς, θεωρήθηκε δυνατότητα φόρτισης για τις πρωτοταγείς αμίνες 0.5 mole CO_2 ανά mole αμίνης (MEA). Ακόμη, είναι γνωστό ότι 2.2 kg MEA απαιτούνται για τη δέσμευση 1 tonne CO_2. Σύμφωνα με τα προαναφερθέντα, υπολογίζεται η απαιτούμενη ποσότητα διαλύτη (MDEA) (Yu et al., 2012):

$$MW_{MEA}\left[\frac{g}{mole}\right] = 61.08$$

$$MEA[mole] = \frac{2.2\left[\frac{kg\ MEA}{1000 kg\ CO_{2_{in}}}\right]}{MW_{MEA}\left[\frac{kg}{mole}\right]}$$

$$MDEA[mole] = 2 * MEA[mole]$$

$$MW_{MDEA}\left[\frac{g}{mole}\right] = 119.16$$

$$MDEA\left[\frac{kg}{hr}\right] = MDEA[mole] * MW_{MDEA}\left[\frac{kg}{mole}\right] * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{hr}\right]$$

Το κόστος κεφαλαίου συνιστά άθροισμα του κόστους των επιμέρους στηλών από τις οποίες αποτελείται η τεχνολογία (Walas, 1990):

$$\boxed{CC\left[\frac{million\,\$1984}{year}\right] = CC_{CO_2\ flash} + CC_{HP\ flash} + CC_{LP\ flash} + CC_{Absorber} + CC_{Stripper}}$$

Όπου: $CC_{CO_2\ flash}[million\,\$1984] = \left(f_1 * C_b + N * f_2 * f_3 * f_4 * C_t + C_{p1}\right) * 10^{-6}$

Η ίδια σχέση ισχύει και για τις υπόλοιπες τέσσερις στήλες της τεχνολογίας, με διάφορες, ωστόσο, αλλαγές στις παραμέτρους αυτής, που αναλύονται στη συνέχεια. Συγκεκριμένα, για τις τρείς στήλες flash και τη στήλη απογύμνωσης ισχύουν τα εξής (Walas, 1990):

$$C_b = \exp\left[7.123 + 0.1478 * \ln W + 0.02488 * (\ln W)^2 + 0.01580 * \frac{L}{D} * \ln\frac{T_b}{T_p}\right],$$

$$\left(9020 < W\,[lbs] < 2470000\right)$$

Όπου: $W\,[lbs] = \text{Βάρος}$, $D\,[ft] = \text{Διάμετρος}$, $L\,[ft] = \text{Ύψος}$,

$T_b\,[ft] = \text{Πάχος στον πυθμένα}$,

$T_p\,[ft] = \text{Πάχος που απαιτείται για την πίεση λειτο υργίας}$

$C_t = 375.8 * \exp(0.1739 * D)$, $\left(2 < D\,[ft] < 16\right)$

$C_{p1} = 204.9 * D^{0.6332} * L^{0.8016}$, $\left(2 < D\,[ft] < 24\right)$ και $\left(57 < L\,[ft] < 170\right)$

Θεωρώντας ανοξείδωτο χάλυβα, 304 (stainless steel, 304) ως υλικό και κόσκινο με αγωγό καθόδου (sieve, with downcomer) ως τύπο βαθμίδας, προέκυψαν τα παρακάτω (Walas, 1990):

$f_1 = 1.7$, $f_2 = 1.189 + 0.0577 * D$, $f_3 = 0.85$

Ακόμη, θεωρήθηκε ότι ο αριθμός των βαθμίδων, N , είναι μικρότερος από 20 (Walas, 1990): $f_4 = \frac{2.25}{1.0414^N}$

Αντίστοιχα για τη στήλη απορρόφησης ισχύουν τα ακόλουθα (Walas, 1990):

$$C_b = \exp\left[6.629 + 0.1826 * \ln W + 0.02297 * (\ln W)^2\right], \left(4250 < W\left[lbs\right] < 980000\right)$$

$$C_{p1} = 246.4 * D^{0.7396} * L^{0.7068}, \left(3 < D\left[ft\right] < 21\right) \text{ και } \left(27 < L\left[ft\right] < 40\right)$$

Όλες οι υπόλοιπες σχέσεις είναι όμοιες με εκείνες των άλλων τριών στηλών (Walas, 1990).

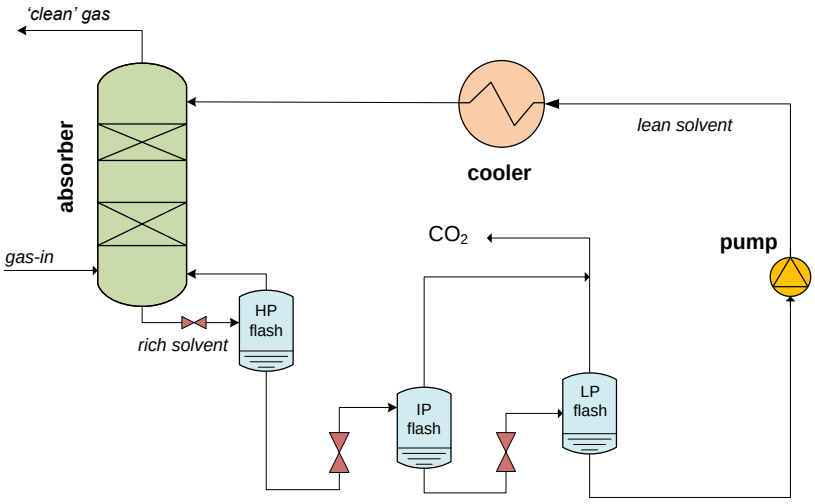
Στο σημείο αυτό αξίζει να επισημανθεί ότι μόνο οι στήλες CO_2 flash και LP flash θεωρήθηκε ότι λειτουργούν με $P\left[atm\right] < 1$, ενώ οι υπόλοιπες με $P\left[atm\right] \geq 1$. Σύμφωνα με αυτά, για τις στήλες CO_2 flash και LP flash θεωρήθηκε $T_b\left[ft\right] = 0.04$ και $T_p\left[ft\right] = 0.03$, ενώ για τις υπόλοιπες στήλες θεωρήθηκε $T_b\left[ft\right] = 0.03$ και $T_p\left[ft\right] = 0.02$. Όσον αφορά τη διάμετρο, για τις τρείς στήλες flash θεωρήθηκε $D\left[ft\right] = 6.6$, για τη στήλη απορρόφησης $D\left[ft\right] = 12$ και για τη στήλη απογύμνωσης $D\left[ft\right] = 7.5$. Το ύψος κάθε στήλης, $L\left[ft\right]$, προσαρμόστηκε έτσι ώστε ο χρόνος παραμονής του ρεύματος σε καθεμία από αυτές να είναι ίσος με 18 sec (EPA, 2014). Όσον αφορά το βάρος για τις στήλες flash και τη στήλη απογύμνωσης θεωρήθηκε ένα μέσο βάρος $W\left[lbs\right] = 1239510$, ενώ για τη στήλη απορρόφησης ένα μέσο βάρος $W\left[lbs\right] = 492125$. Τέλος, σχετικά με τον αριθμό βαθμίδων, για τις τρείς στήλες flash θεωρήθηκε $N = 2$, για τη στήλη απορρόφησης $N = 11$ και για τη στήλη απογύμνωσης $N = 10$.

Το λειτουργικό κόστος περιλαμβάνει και το κόστος αναγέννησης του διαλύτη (MDEA) και υπολογίζεται συναρτήσει της εισροής διοξειδίου του άνθρακα της τεχνολογίας χημικής απορρόφησης με διαλύτη MDEA (Yu et al., 2012):

$$\boxed{O\,\&\,MC\left[\frac{million\,\$\,2009}{year}\right] = 52\left[\frac{\$}{tonne\,CO_{2_{in}}}\right] * CO_{2_{in}}\left[\frac{tonne}{year}\right] * 10^{-6}}$$

3.2.3. *Φυσική απορρόφηση με ρεκτιζόλη (Rectisol)*

Η τεχνολογία φυσικής απορρόφησης με διαλύτη Rectisol, σύμφωνα με τον αναλυτικό σχεδιασμό, που παρουσιάζεται στην Εικόνα 35, συνίσταται από τρείς στήλες flash, εκ των οποίων η μία είναι υψηλής πίεσης (HP), η άλλη είναι ενδιάμεσης πίεσης (IP) και η τρίτη είναι χαμηλής πίεσης (LP), μία στήλη απορρόφησης (absorber) και μία στήλη απογύμνωσης (stripper) (Ατσόνιος, 2013).



Εικόνα 35. Αναλυτικό διάγραμμα ροής της τεχνολογίας φυσικής απορρόφησης με ρεκτιζόλη (Rectisol) (Ατσόνιος, 2013).

- IP + LP flash:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.33 * Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$\boxed{CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.9734 * Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

- Absorber:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.55 * Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.0219 * Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Στη συνέχεια, υπολογίζεται η απαιτούμενη ποσότητα διαλύτη Rectisol, καθώς και η απαιτούμενη ενέργεια συναρτήσει αυτής της ποσότητας:

$$Solvent\left[\frac{kg}{hr}\right] = 61.3 * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{hr}\right]$$

$$\boxed{Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = 6.23\left[\frac{kWh}{kg}\right] * Solvent\left[\frac{kg}{year}\right]}$$

Το κόστος κεφαλαίου συνιστά άθροισμα του κόστους των επιμέρους στηλών από τις οποίες αποτελείται η τεχνολογία (Walas, 1990):

$$\boxed{CC\left[\frac{million\ \$1984}{year}\right] = CC_{HP\ flash} + CC_{IP\ flash} + CC_{LP\ flash} + CC_{Absorber}}$$

Όπου: $CC_{HP\ flash}\left[million\ \$1984\right] = \left(f_1 * C_b + N * f_2 * f_3 * f_4 * C_t + C_{p1}\right) * 10^{-6}$

Η ίδια σχέση ισχύει και για τις υπόλοιπες τρείς στήλες της τεχνολογίας, με διάφορες, ωστόσο, αλλαγές στις παραμέτρους αυτής, που αναλύονται στη συνέχεια. Συγκεκριμένα, για τις τρείς στήλες flash ισχύουν τα εξής (Walas, 1990):

$$C_b = \exp\left[7.123 + 0.1478 * \ln W + 0.02488 * \left(\ln W\right)^2 + 0.01580 * \frac{L}{D} * \ln\frac{T_b}{T_p}\right],$$

$$\left(9020 < W\left[lbs\right] < 2470000\right)$$

Όπου: $W\left[lbs\right] =$ Βάρος, $D\left[ft\right] =$ Διάμετρος, $L\left[ft\right] =$ Ύψος,

$T_b\left[ft\right] =$ Πάχος στον πυθμένα ,

$T_p\left[ft\right] =$ Πάχος που απαιτείται για την πίεση λειτο υργίας

$$C_t = 375.8 * \exp\left(0.1739 * D\right),\ \left(2 < D\left[ft\right] < 16\right)$$

$$C_{p1} = 204.9 * D^{0.6332} * L^{0.8016},\ \left(2 < D\left[ft\right] < 24\right) \text{ και } \left(57 < L\left[ft\right] < 170\right)$$

Θεωρώντας ανοξείδωτο χάλυβα, 304 (stainless steel, 304) και κόσκινο με αγωγό καθόδου (sieve, with downcomer) ως τύπο βαθμίδας, προέκυψαν τα παρακάτω (Walas, 1990):

$f_1 = 1.7$, $f_2 = 1.189 + 0.0577 * D$, $f_3 = 0.85$

Ακόμη, θεωρήθηκε ότι ο αριθμός των βαθμίδων, N , είναι μικρότερος από 20 (Walas, 1990): $f_4 = \frac{2.25}{1.0414^N}$

Αντίστοιχα για τη στήλη απορρόφησης ισχύουν τα ακόλουθα (Walas, 1990):

$$C_b = \exp\left[6.629 + 0.1826 * \ln W + 0.02297 * (\ln W)^2\right], \left(4250 < W\left[lbs\right] < 980000\right)$$

$$C_{p1} = 246.4 * D^{0.7396} * L^{0.7068}, \left(3 < D\left[ft\right] < 21\right) \text{ και } \left(27 < L\left[ft\right] < 40\right)$$

Όλες οι υπόλοιπες σχέσεις είναι όμοιες με εκείνες των άλλων τριών στηλών (Walas, 1990).

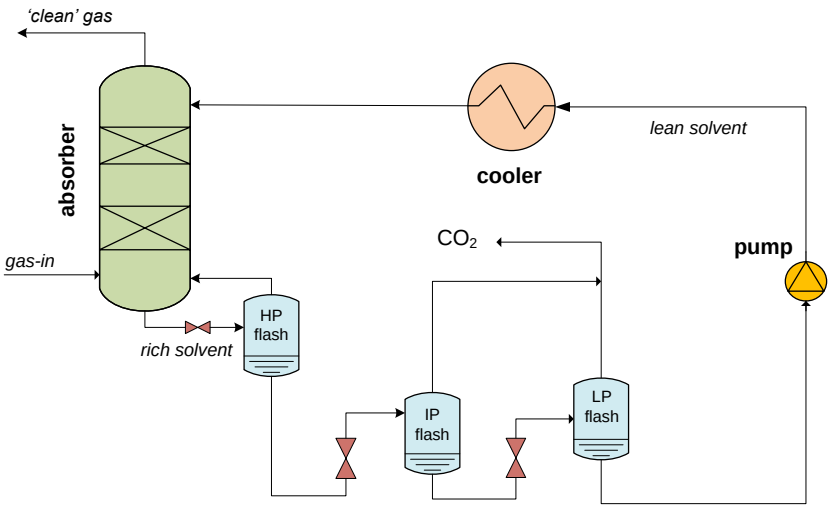
Στο σημείο αυτό αξίζει να επισημανθεί ότι μόνο η στήλη LP flash θεωρήθηκε ότι λειτουργεί με $P\left[atm\right] < 1$, ενώ οι υπόλοιπες με $P\left[atm\right] \geq 1$. Σύμφωνα με αυτά, για τη στήλη LP flash θεωρήθηκε $T_b\left[ft\right] = 0.04$ και $T_p\left[ft\right] = 0.03$, ενώ για τις υπόλοιπες στήλες θεωρήθηκε $T_b\left[ft\right] = 0.03$ και $T_p\left[ft\right] = 0.02$. Όσον αφορά τη διάμετρο, για τις τρείς στήλες flash θεωρήθηκε $D\left[ft\right] = 6.6$, για τη στήλη απορρόφησης $D\left[ft\right] = 12$. Το ύψος κάθε στήλης, $L\left[ft\right]$, προσαρμόστηκε έτσι ώστε ο χρόνος παραμονής του ρεύματος σε καθεμία από αυτές να είναι ίσος με 18 sec (EPA, 2014). Όσον αφορά το βάρος για τις στήλες flash και τη στήλη απογύμνωσης θεωρήθηκε ένα μέσο βάρος $W\left[lbs\right] = 1239510$, ενώ για τη στήλη απορρόφησης ένα μέσο βάρος $W\left[lbs\right] = 492125$. Τέλος, σχετικά με τον αριθμό βαθμίδων, για τις τρείς στήλες flash θεωρήθηκε $N = 2$ και για τη στήλη απορρόφησης $N = 11$.

Το λειτουργικό κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της απαιτούμενης ενέργειας της τεχνολογίας φυσικής απορρόφησης με διαλύτη Rectisol (Patwardhan, 2003):

$$\boxed{O\,\&\,MC\left[\frac{million\,\$\,2003}{year}\right] = 0.035\left[\frac{\$}{kWh}\right] * Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] * 10^{-6}}$$

3.2.4. *Φυσική απορρόφηση με σελεξόλη (Selexol)*

Ομοίως με την τεχνολογία φυσικής απορρόφησης με διαλύτη Rectisol, η τεχνολογία φυσικής απορρόφησης με διαλύτη Selexol, σύμφωνα με τον αναλυτικό σχεδιασμό, που παρουσιάζεται στην Εικόνα 36, συνίσταται από τρείς στήλες flash, εκ των οποίων η μία είναι υψηλής πίεσης (HP), η άλλη είναι ενδιάμεσης πίεσης (IP) και η τρίτη είναι χαμηλής πίεσης (LP), μία στήλη απορρόφησης (absorber) και μία στήλη απογύμνωσης (stripper). Ωστόσο, ρεύματα εξέρχονται μόνο από τις στήλες IP flash και LP flash, καθώς και από τη στήλη απορρόφησης. Πιο συγκεκριμένα, από τις πρώτες δύο εξέρχεται ρεύμα πλούσιο σε CO_2 και από την τελευταία εξέρχεται ρεύμα πλούσιο σε αέρα (Ατσόνιος, 2013).



Εικόνα 36. Αναλυτικό διάγραμμα ροής της τεχνολογίας φυσικής απορρόφησης με σελεξόλη (Selexol) (Ατσόνιος, 2013).

- IP + LP flash:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.36 * Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$\boxed{CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.9281 * Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

- Absorber:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.55 * Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.0103 * Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Στη συνέχεια, υπολογίζεται η απαιτούμενη ποσότητα διαλύτη Selexol, καθώς και η απαιτούμενη ενέργεια συναρτήσει αυτής της ποσότητας:

$$Solvent\left[\frac{kg}{hr}\right] = 185.85 * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{hr}\right]$$

$$\boxed{Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = 3.41\left[\frac{kWh}{kg}\right] * Solvent\left[\frac{kg}{year}\right]}$$

Το κόστος κεφαλαίου συνιστά άθροισμα του κόστους των επιμέρους στηλών από τις οποίες αποτελείται η τεχνολογία (Walas, 1990):

$$\boxed{CC\left[\frac{million\ \$1984}{year}\right] = CC_{HP\ flash} + CC_{IP\ flash} + CC_{LP\ flash} + CC_{Absorber}}$$

Όπου: $CC_{HP\ flash}\left[million\ \$1984\right] = \left(f_1 * C_b + N * f_2 * f_3 * f_4 * C_t + C_{p1}\right) * 10^{-6}$

Η ίδια σχέση ισχύει και για τις υπόλοιπες τρείς στήλες της τεχνολογίας, με διάφορες, ωστόσο, αλλαγές στις παραμέτρους αυτής, που αναλύονται στη συνέχεια. Πιο συγκεκριμένα, για τις τρείς στήλες flash ισχύουν τα εξής (Walas, 1990):

$$C_b = \exp\left[7.123 + 0.1478 * \ln W + 0.02488 * \left(\ln W\right)^2 + 0.01580 * \frac{L}{D} * \ln\frac{T_b}{T_p}\right],$$

$$\left(9020 < W\left[lbs\right] < 2470000\right)$$

Όπου: $W\left[lbs\right] = \text{Βάρος}$, $D\left[ft\right] = \text{Διάμετρος}$, $L\left[ft\right] = \text{Ύψος}$,

$T_b\left[ft\right] = \text{Πάχος στον πυθμένα}$,

$T_p\left[ft\right] = \text{Πάχος που απαιτείται για την πίεση λειτο υργίας}$

$C_t = 375.8 * \exp\left(0.1739 * D\right)$, $\left(2 < D\left[ft\right] < 16\right)$

$C_{p1} = 204.9 * D^{0.6332} * L^{0.8016}$, $\left(2 < D\left[ft\right] < 24\right)$ και $\left(57 < L\left[ft\right] < 170\right)$

Θεωρώντας ανοξείδωτο χάλυβα, 304 (stainless steel, 304) και κόσκινο με αγωγό καθόδου (sieve, with downcomer) ως τύπο βαθμίδας, προέκυψαν τα παρακάτω (Walas, 1990):

$f_1 = 1.7$, $f_2 = 1.189 + 0.0577 * D$, $f_3 = 0.85$

Ακόμη, θεωρήθηκε ότι ο αριθμός των βαθμίδων, N, είναι μικρότερος από 20 (Walas, 1990): $f_4 = \dfrac{2.25}{1.0414^N}$

Αντίστοιχα για τη στήλη απορρόφησης ισχύουν τα ακόλουθα (Walas, 1990):

$C_b = \exp\left[6.629 + 0.1826 * \ln W + 0.02297 * \left(\ln W\right)^2\right]$, $\left(4250 < W\left[lbs\right] < 980000\right)$

$C_{p1} = 246.4 * D^{0.7396} * L^{0.7068}$, $\left(3 < D\left[ft\right] < 21\right)$ και $\left(27 < L\left[ft\right] < 40\right)$

Όλες οι υπόλοιπες σχέσεις είναι όμοιες με εκείνες των άλλων τριών στηλών (Walas, 1990).

Στο σημείο αυτό αξίζει να επισημανθεί ότι μόνο η στήλη LP flash θεωρήθηκε ότι λειτουργεί με $P\left[atm\right] < 1$, ενώ οι υπόλοιπες με $P\left[atm\right] \geq 1$. Σύμφωνα με αυτά, για τη στήλη LP flash θεωρήθηκε $T_b\left[ft\right] = 0.04$ και $T_p\left[ft\right] = 0.03$, ενώ για τις υπόλοιπες στήλες θεωρήθηκε $T_b\left[ft\right] = 0.03$ και $T_p\left[ft\right] = 0.02$. Όσον αφορά τη διάμετρο, για τις τρείς στήλες flash θεωρήθηκε $D\left[ft\right] = 6.6$, για τη στήλη απορρόφησης $D\left[ft\right] = 12$. Το ύψος κάθε στήλης, $L\left[ft\right]$, προσαρμόστηκε έτσι ώστε ο χρόνος παραμονής του ρεύματος σε καθεμία από αυτές να είναι ίσος με 18 sec (EPA, 2014). Όσον αφορά το βάρος για τις στήλες flash και τη στήλη απογύμνωσης θεωρήθηκε ένα μέσο βάρος $W\left[lbs\right] = 1239510$, ενώ για τη στήλη απορρόφησης ένα μέσο βάρος $W\left[lbs\right] = 492125$. Τέλος, σχετικά με τον αριθμό βαθμίδων, για τις τρείς στήλες flash θεωρήθηκε $N = 2$ και για τη στήλη απορρόφησης $N = 11$.

Το λειτουργικό κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της απαιτούμενης ενέργειας της τεχνολογίας φυσικής απορρόφησης με διαλύτη Selexol (Patwardhan, 2003):

$$\boxed{O\,\&\,MC\left[\frac{million\,\$\,2003}{year}\right]=0.035\left[\frac{\$}{kWh}\right]*Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]*10^{-6}}$$

3.2.5. Βρόχος ασβεστίου (Ca – loop)

Η τεχνολογία βρόχου ασβεστίου αποτελείται από έναν αντιδραστήρα ασβεστοποίησης (calciner) και έναν αντιδραστήρα ενανθράκωσης (carbonator). Από τον πρώτο εξέρχεται ρεύμα πλούσιο σε CO_2, ενώ από το δεύτερο ρεύμα πλούσιο σε αέρα (Vorrias et al., 2013).

- Calciner:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]=0.39*Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$\boxed{CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right]=0.732*Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

- Carbonator:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]=0.82*Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right]=0.0144*Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Στη συνέχεια, υπολογίζονται οι ποσότητες οξειδίου του ασβεστίου, ανθρακικού ασβεστίου, αέρα και καυσίμου που απαιτούνται για τη λειτουργία της τεχνολογίας βρόχου ασβεστίου σύμφωνα με την εισροή διοξειδίου του άνθρακα:

$$CaO\left[\frac{kg}{day}\right]=14.06*CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$CaCO_3\left[\frac{kg}{day}\right]=0.36*CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$Air\left[\frac{kg}{day}\right] = 3.76 * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$Fuel\left[\frac{kg}{day}\right] = 1.17 * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Παρακάτω, ακολουθούν οι υπολογισμοί της απαιτούμενης ενέργειας, καθώς και της παραγόμενης ενέργειας της δεδομένης τεχνολογίας. Οι δύο σχέσεις βασίζονται εξίσου στην εισροή διοξειδίου του άνθρακα.

$$\boxed{Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] = 730.5\left[\frac{kWh}{kg}\right] * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{year}\right]}$$

$$Energy\ Produced\left[\frac{kWh}{year}\right] = 4342.86\left[\frac{kWh}{kg}\right] * CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{year}\right]$$

Το κόστος κεφαλαίο υπολογίζεται ως άθροισμα των επιμέρους αντιδραστήρων από τους οποίους συνίσταται η τεχνολογία βρόχου ασβεστίου (Walas, 1990):

$$\boxed{CC\left[\frac{million\ \$1984}{year}\right] = CC_{Calciner} + CC_{Carbonator}}$$

Όπου: $CC_{Calciner}\left[million\ \$1984\right] = \left(F_M * C_b + C_a\right) * 10^{-6}$

Η ίδια σχέση ισχύει και για τον αντιδραστήρα ενανθράκωσης (carbonator), χωρίς αλλαγές στις ακόλουθες παραμέτρους (Walas, 1990):

$$C_b = \exp\left[8.571 - 0.2330 * \ln W + 0.04333 * \left(\ln W\right)^2\right],\ \left(800 < W\left[lbs\right] < 914000\right)$$

$$C_a = 1370 * D^{0.2029},\ \left(3 < D\left[ft\right] < 12\right)$$

Θεωρώντας ανοξείδωτο χάλυβα, 304 (stainless steel, 304) προκύπτει ότι $F_M = 1.7$. Επιπλέον, θεωρήθηκε ένα μέσο βάρος $W\left[lbs\right] = 1000$, ενώ η διάμετρος προσαρμόστηκε έτσι ώστε η ταχύτητα ροής μέσα στον εκάστοτε αντιδραστήρα να ισούται με 7 m/sec (Fidaros et al., 2007) (Walas, 1990).

Το λειτουργικό κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της απαιτούμενης ενέργειας της τεχνολογίας βρόχου ασβεστίου (Patwardhan, 2003):

$$\boxed{O\,\&\,MC\left[\frac{million\,\$\,2003}{year}\right] = 0.035\left[\frac{\$}{kWh}\right] * Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right] * 10^{-6}}$$

3.2.6. Μεμβράνες

Στην τεχνολογία αντιδραστήρων μεμβράνης είναι απαραίτητη η ύπαρξη μονοξειδίου του άνθρακα στο προς επεξεργασία αέριο ρεύμα, καθώς ο στόχος αυτής είναι η παραγωγή εξερχόμενου αερίου ρεύματος με υψηλό ποσοστό διοξειδίου του άνθρακα, ιδιαίτερα χαμηλό ποσοστό μεθανίου και μηδενικό ποσοστό μονοξειδίου του άνθρακα.

$$Gas_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 1.09 * Gas_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$\boxed{CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.46 * Gas_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

$$CH_4\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.02 * Gas_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$CO\left[\frac{kg}{day}\right] = 0 * Gas_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Για τους υπολογισμούς θεωρήθηκε ότι χρησιμοποιούνται μεμβράνες ζεόλιθου, για τις οποίες ισχύει ότι η διαπερατότητα διοξειδίου του άνθρακα είναι (Olajire, 2010):

$$CO_2\ permeance\left[\frac{mole}{m^2 * \sec * Pa}\right] = 7 * 10^{-8}$$

$$CO_2\ permeance\left[\frac{g}{m^2 * \sec * Pa}\right] = MW_{CO_2}\left[\frac{g}{mole}\right] * CO_2\ permeance\left[\frac{mole}{m^2 * \sec * Pa}\right]$$

Όπου: $MW_{CO_2}\left[\frac{g}{mole}\right] = 44.0098$

Παρατίθεται η σχέση υπολογισμού της επιφάνειας της μεμβράνης (Olajire, 2010):

$$A\left[m^2\right] = \frac{CO_{2_{in}}\left[\frac{g}{\sec}\right]}{CO_2\ permeance\left[\frac{g}{m^2 * \sec * Pa}\right] * P\left[Pa\right]}$$

Όπου: $P\left[Pa\right] = 100000$

Οι υπολογισμοί ενέργειας και κόστους πραγματοποιήθηκαν αναλογικά με μία τεχνικοοικονομική μελέτη συστημάτων δέσμευσης CO_2 με μεμβράνη όπου χρησιμοποιείται διαφορετική τιμή διαπερατότητας CO_2 (Zhai et al., 2011):

$$CO_2\ permeance\left[\frac{cm^3}{cm^2 * \sec * cm\ Hg}\right] = 0.001$$

$$CO_2\ permeance\left[\frac{g}{m^2 * \sec * Pa}\right] = Gas\ Density\left[\frac{g}{cm^3}\right] * CO_2\ pemeance\left[\frac{cm^3}{m^2 * \sec * Pa}\right]$$

$$CO_2\left[\frac{g}{\sec}\right] = Flue\ gas\ CO_2\ concetration * Feed\ \ flue\ gas\ \ flow\ rate\left[\frac{m^3}{\sec}\right] * Gas\ Density\left[\frac{g}{m^3}\right]$$

Όπου : $Feed\ \ flue\ gas\ \ flow\ rate\left[\frac{m^3}{\sec}\right] = 500$ και $Flue\ gas\ CO_2\ concetration = 13\%$

Η επιφάνεια της μεμβράνης υπολογίζεται με την ίδια σχέση που αναφέρθηκε προηγουμένως (Olajire, 2010):

$$A\left[m^2\right] = \frac{CO_2\left[\frac{g}{\sec}\right]}{CO_2\ permeance\left[\frac{g}{m^2 * \sec * Pa}\right] * P\left[Pa\right]}$$

Όπου: $P\left[Pa\right] = 100000$

Παρακάτω, παρατίθενται η τιμή της μεμβράνης ανά τετραγωνικό μέτρο επιφάνειας, καθώς και η κατανάλωση ενέργειας ανά τόνο εισροής διοξειδίου του άνθρακα, που λήφθηκαν υπόψη στην τεχνικοοικονομική μελέτη συστημάτων δέσμευσης CO_2 με μεμβράνη, που χρησιμοποιήθηκε για τους υπολογισμούς (Zhai et al., 2011):

$$Membrane\ module\ capital\ price\left[\frac{\$2011}{m^2}\right]=50$$

$$System\ power\ use\left[\frac{kWh}{tonne\ CO_{2_{in}}}\right]=399$$

Στη συνέχεια, προκειμένου να είναι ευδιάκριτοι οι παράμετροι των μαθηματικών σχέσεων και εκείνοι της τεχνικοοικονομικής μελέτης που χρησιμοποιήθηκε, οι πρώτοι παρατίθενται με κόκκινο χρώμα, ενώ οι δεύτεροι με μαύρο. Συγκεκριμένα, υπολογίζεται η απαιτούμενη ενέργεια και το κόστος κεφαλαίου:

$$\boxed{Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]=\frac{System\ power\ use\left[\frac{kWh}{tonne\ CO_2}\right]*CO_{2_{in}}\left[\frac{g}{\sec}\right]}{CO_{2_n}\left[\frac{g}{\sec}\right]}*CO_{2_{in}}\left[\frac{tonne}{year}\right]}$$

$$\boxed{Membrane\ CC\left[million\ \$2011\right]=Membrane\ module\ capital\ price\left[\frac{\$2011}{m^2}\right]*A\left[m^2\right]*10^{-6}}$$

Όπου:

$$Membrane\ module\ capital\ price\left[\frac{\$2011}{m^2}\right]=\frac{Membrane\ module\ capital\ price\left[\frac{\$2011}{m^2}\right]*A\left[m^2\right]}{A\left[m^2\right]}$$

Θεωρώντας ότι οι μεμβράνες έχουν χρόνο ζωής ίσο με 3 χρόνια, υπολογίζεται το ετήσιο κόστος κεφαλαίου ως εξής:

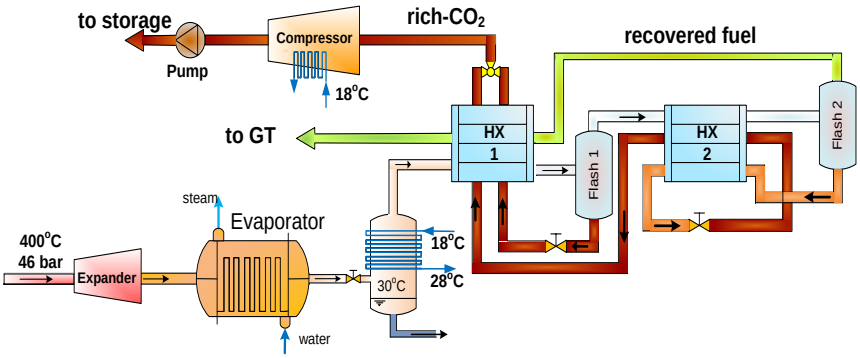
$$\boxed{Annualized\ CC\left[\frac{million\ \$2011}{year}\right]=\frac{Membrane\ CC\left[million\ \$2011\right]}{3\left[year\right]}}$$

Το λειτουργικό κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της απαιτούμενης ενέργειας της τεχνολογίας μεμβράνης (Patwardhan, 2003):

$$\boxed{O\ \&\ MC\left[\frac{million\ \$2003}{year}\right]=0.035\left[\frac{\$}{kWh}\right]*Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]*10^{-6}}$$

3.2.7. *Κρυογονική (internal refrigeration)*

Στην τεχνολογία της κρυογονικής, σύμφωνα με τον αναλυτικό σχεδιασμό, που παρουσιάζεται στην Εικόνα 37, προκύπτουν δύο ρεύματα, εκ των οποίων το ένα είναι πλούσιο σε διοξείδιο του άνθρακα και οδηγείται για αποθήκευση και το άλλο είναι πλούσιο σε αέρα και εξέρχεται από μία στήλη απορρόφησης (Ατσόνιος, 2013).



Εικόνα 37. Αναλυτικό διάγραμμα ροής της τεχνολογίας κρυογονικής (Ατσόνιος, 2013).

- To storage:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.353 * Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$\boxed{CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.9725 * Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]}$$

- Absorber:

$$Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.55 * Total\ Flow_{in}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

$$CO_{2_{out}}\left[\frac{kg}{day}\right] = 0.0096 * Total\ Flow_{out}\left[\frac{kg}{day}\right]$$

Στη συνέχεια, υπολογίζεται η απαιτούμενη ενέργεια της τεχνολογίας κρυογονικής συναρτήσει της εισροής διοξειδίου του άνθρακα:

$$Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]=368.96\left[\frac{kWh}{kg\ CO_{2_{in}}}\right]*CO_{2_{in}}\left[\frac{kg}{year}\right]$$

Για τις ανάγκες υπολογισμού του κόστους κεφαλαίου, θεωρήθηκε ότι αυτό βασίζεται μόνο στη μονάδα ψύξης (refrigeration) (Walas, 1990):

$$CC\left[\frac{million\,\$1984}{year}\right]=CC_{Refrigeration}\left[million\,\$1984\right]$$

Όπου:

$$CC_{Refrigeration}\left[million\,\$1984\right]=146*F*Q^{0.65}*10^{-3}\quad 0.5<Q\left[\frac{MBtu}{hr}\right]<400$$

,

Για τη μονάδα ψύξης, θεωρώντας θερμοκρασία λειτουργίας $T\left[°C\right]=-50$, προέκυψε ότι $F=4$ (Walas, 1990). Όσον αφορά την ισχύ $Q\left[\frac{MBtu}{hr}\right]$ ισούται με την απαιτούμενη ενέργεια, ως εξής:

$$Q\left[\frac{MBtu}{hr}\right]=Energy\ Required\left[\frac{MBtu}{hr}\right]$$

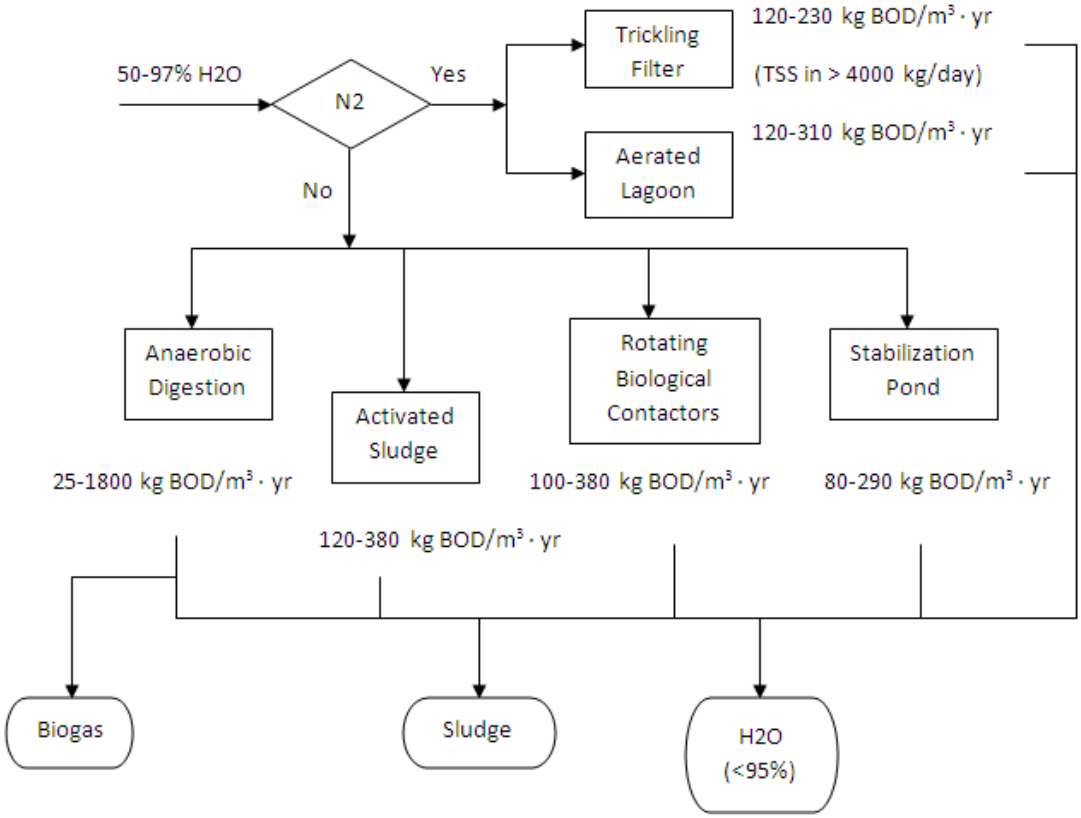
Το λειτουργικό κόστος υπολογίζεται συναρτήσει της απαιτούμενης ενέργειας της τεχνολογίας κρυογονικής (Patwardhan, 2003):

$$O\ \&\ MC\left[\frac{million\,\$2003}{year}\right]=0.035\left[\frac{\$}{kWh}\right]*Energy\ Required\left[\frac{kWh}{year}\right]*10^{-6}$$

3.3. Αποτελέσματα

Οι εξεταζόμενες τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων διαφέρουν μεταξύ τους, όσον αφορά το όριο οργανικής φόρτισης (BOD) που μπορούν να επεξεργαστούν.

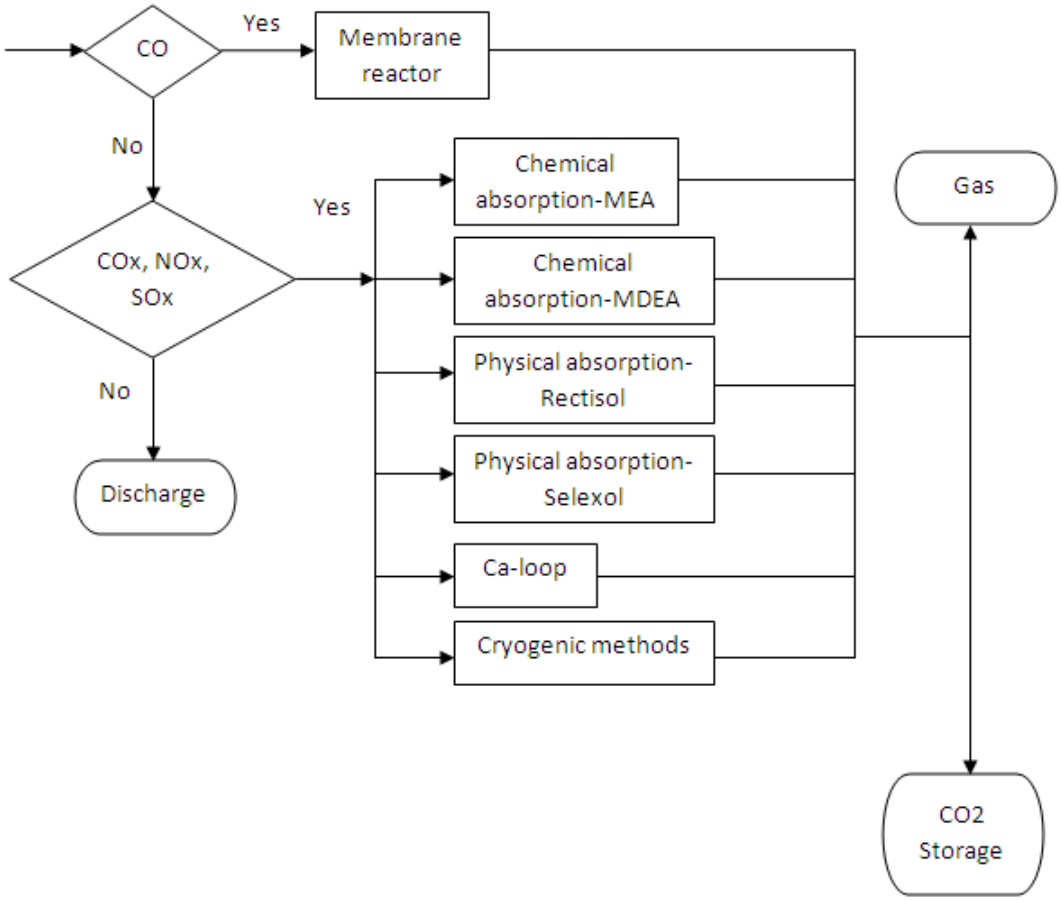
Επίσης, ορισμένες μόνο από αυτές τις τεχνολογίες μπορούν να επεξεργαστούν απόβλητα ρεύματα που περιέχουν άζωτο. Ωστόσο, όλες οι τεχνολογίες οδηγούν στην παραγωγή ιλύος και καθαρού νερού, ενώ η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης οδηγεί επίσης στην παραγωγή βιοαερίου, που συνιστά προϊόν. Σύμφωνα με τα παραπάνω, κρίνεται απαραίτητη η ανάπτυξη ενός λογικού διαγράμματος (Εικόνα 27), όπου παρουσιάζονται οι περιορισμοί κάθε εξεταζόμενης τεχνολογίας, με βάση τους οποίους προκύπτουν ορισμένα μονοπάτια επιλογής τεχνολογιών επεξεργασίας. Στόχος, λοιπόν, αυτού του λογικού διαγράμματος είναι ο καθορισμός της κατάλληλης τεχνολογίας επεξεργασίας ανάλογα με τα χαρακτηριστικά του εκάστοτε υγρού απόβλητου ρεύματος. Σε ορισμένες περιπτώσεις, είναι πιθανή η επιλογή περισσότερων από μίας τεχνολογιών.



Εικόνα 27. Λογικό διάγραμμα τεχνολογιών επεξεργασίας υγρών απόβλητων ρευμάτων.

Τα αέρια απόβλητα ρεύματα επιδέχονται επεξεργασία όταν περιέχουν COx, NOx και SOx, σε ποσοστά επιβλαβή για το περιβάλλον, διαφορετικά είναι δυνατή η απόρριψή τους στο περιβάλλον χωρίς την ύπαρξη περιβαλλοντικών επιπτώσεων. Όσον αφορά την περίπτωση επεξεργασίας των αέριων απόβλητων ρευμάτων, μόνο μία τεχνολογία δέσμευσης διοξειδίου του άνθρακα έχει περιορισμό που αφορά την ύπαρξη μονοξειδίου του άνθρακα στο προς επεξεργασία ρεύμα. Από όλες τις τεχνολογίες επεξεργασίας

προκύπτει ένα αέριο ρεύμα πλούσιο σε αέρα, που μπορεί να απορριφθεί στο περιβάλλον και ένα ρεύμα πλούσιο σε διοξείδιο του άνθρακα, το οποίο συμπιέζεται και αποθηκεύεται. Στο σημείο αυτό, κρίνεται απαραίτητη η ανάπτυξη ενός λογικού διαγράμματος (Εικόνα 28), όπου παρουσιάζονται οι προηγούμενοι περιορισμοί, με βάση τους οποίους προκύπτουν ορισμένα μονοπάτια επιλογής τεχνολογιών επεξεργασίας. Στόχος, λοιπόν, αυτού του λογικού διαγράμματος είναι ο καθορισμός της κατάλληλης τεχνολογίας επεξεργασίας ανάλογα με τα χαρακτηριστικά του εκάστοτε αέριου απόβλητου ρεύματος. Σε ορισμένες περιπτώσεις, είναι πιθανή η επιλογή περισσότερων από μίας τεχνολογιών.



Εικόνα 28. Λογικό διάγραμμα τεχνολογιών επεξεργασίας αέριων απόβλητων ρευμάτων.

Στη συνέχεια, παρατίθενται οι πίνακες με τα αποτελέσματα που προέκυψαν από την εφαρμογή των μαθηματικών σχέσεων, που αναλύθηκαν στα προηγούμενα υποκεφάλαια, στα υγρά και στα αέρια απόβλητα ρεύματα καθεμίας από τις εξεταζόμενες διεργασίες. Τα χαρακτηριστικά, τόσο των υγρών όσο και των αέριων απόβλητων ρευμάτων, υπολογίστηκαν από τα γενικά ισοζύγια μάζας των υπό εξέταση διεργασιών (Mountraki et al., 2011).

Διεργασία CIMV

Στον Πίνακα 4 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας CIMV. Οι στήλες στις οποίες δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύουν τις τεχνολογίες στις οποίες δεν μπορεί να οδηγηθεί το υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας υγρών απόβλητων ρευμάτων που παρουσιάστηκε προηγουμένως.

Πίνακας 4. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης επεξεργασίας του υγρού απόβλητου της CIMV.

CIMV						
Liquid Processes						
	Anaerobic Digestion	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	867888.48	867888.48	-	867888.48	-	-
BOD in kg/cum	120.87	120.87	-	120.87	-	-
BOD out kg/cum	12.09	8.46	-	23.55	-	-
% BOD removal	90%	93%	-	81%	-	-
Effluent kg/day	86788.85	19836.27	-	30139.57	-	-
% Effluent	10%	2%	-	3%	-	-
Biogas kg/day	110987.83	0.00	-	0.00	-	-
% Biogas	13%	0%	-	0%	-	-
H2O kg/day	670111.80	848052.21	-	837568.91	-	-
% H2O	77%	98%	-	97%	-	-
Energy kWh/year	0.00	31687764.82	-	55200.00	-	-
CC million $/year	5.22	2.60	-	0.146	-	-
O&M million $/year	0.04	0.17	-	0.008	-	-
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Ξυλόζη

Στον Πίνακα 5 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το υγρό απόβλητο ρεύμα από τη διεργασία καθαρισμού της ξυλόζης. Οι στήλες στις οποίες δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύουν τις τεχνολογίες στις οποίες δεν μπορεί να

οδηγηθεί το υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας υγρών απόβλητων ρευμάτων που παρουσιάστηκε προηγουμένως.

Πίνακας 5. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος ξυλόζης.

Xylose						
Liquid Processes						
	Anaerobic Digestion	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	256535.52	256535.52	-	256535.52	-	256535.52
BOD in kg/cum	280.76	280.76	-	280.76	-	280.76
BOD out kg/cum	28.08	19.65	-	18.90	-	112.30
% BOD removal	90%	93%	-	93%	-	60%
Effluent kg/day	25653.55	42973.89	-	65685.24	-	76824.84
% Effluent	10%	17%	-	26%	-	30%
Biogas kg/day	68593.82	0.00	-	0.00	-	0.00
% Biogas	27%	0%	-	0%	-	0%
H2O kg/day	162288.15	213561.63	-	190850.28	-	179710.68
% H2O	63%	83%	-	74%	-	70%
Energy kWh/year	0.00	19583992.51	-	55200.00	-	0.00
CC million $/year	12.13	0.77	-	0.039	-	0.40
O&M million $/year	0.10	0.05	-	0.004	-	0.00
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Διεργασία βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης

Στον Πίνακα 6 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το συνδυασμένο υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης. Το αυτό αποτελεί συνδυασμό του υγρού (A) ρεύματος και του δυαδικού (B) ρεύματος της διεργασίας οδηγώντας σε ένα ρεύμα συνολικής ροής. Στον Πίνακα 7 παρατίθενται τα αντίστοιχα αποτελέσματα για το υγρό (A) απόβλητο ρεύμα της διεργασίας. Ο Πίνακας 8, με τη σειρά του, παρουσιάζει τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το αέριο απόβλητο ρεύμα της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης. Σε κάθε έναν από τους τρείς αυτούς πίνακες αποτελεσμάτων, οι στήλες στις οποίες δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύουν τις τεχνολογίες στις οποίες δεν μπορεί να οδηγηθεί το υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας υγρών απόβλητων ρευμάτων και το αντίστοιχο των αέριων απόβλητων ρευμάτων, που παρουσιάστηκαν προηγουμένως.

Πίνακας 6. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος και του δυαδικού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης.

Xylitol_bio						
Liquid Processes						
A + B	**Anaerobic Digestion**	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	40433.50	-	40433.50	-	-	-
BOD in kg/cum	524.17	-	524.17	-	-	-
BOD out kg/cum	52.42	-	55.04	-	-	-
% BOD removal	90%	-	90%	-	-	-
Effluent kg/day	4043.35	-	7958.13	-	-	-
% Effluent	10%	-	20%	-	-	-
Biogas kg/day	19497.10	-	0.00	-	-	-
% Biogas	48%	-	0%	-	-	-
H2O kg/day	16893.05	-	32475.37	-	-	-
% H2O	42%	-	80%	-	-	-
Energy kWh/year	0.00	-	2416962.77	-	-	-
CC million $/year	22.64	-	0.10	-	-	-
O&M million $/year	0.19	-	0.01	-	-	-
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Πίνακας 7. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης.

Xylitol_bio						
Liquid Processes						
A	**Anaerobic Digestion**	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	30910.85	30910.85	30910.85	30910.85	30910.85	30910.85
BOD in kg/cum	279.12	279.12	279.12	279.12	279.12	279.12
BOD out kg/cum	27.91	19.54	29.31	6.58	13.96	111.65
% BOD removal	90%	93%	90%	98%	95%	60%
Effluent kg/day	3091.09	6420.58	3350.81	9813.81	4022.58	11478.14
% Effluent	10%	21%	11%	32%	13%	37%
Biogas kg/day	8209.35	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
% Biogas	27%	0%	0%	0%	0%	0%
H2O kg/day	19610.41	24490.27	27560.04	21097.04	26888.27	19432.71
% H2O	63%	79%	89%	68%	87%	63%
Energy kWh/year	0.00	3043098.85	1017674.63	55200.00	2798168.42	0.00
CC million $/year	12.06	0.09	0.07	0.005	0.005	0.09
O&M million $/year	0.10	0.01	0.01	0.002	0.11	0.00
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Πίνακας 8. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης.

Xylitol_bio							
Gas Processes							
	Chemical absorption-MEA	**Chemical absorption-MDEA**	**Physical absorption-Rectisol**	**Physical absorption-Selexol**	**Ca-loop**	**Membrane**	**Cryogenic**
Total flow kg/day	30757.54	30757.54	30757.54	30757.54	30757.54	-	30757.54
CO2 in kg/day	9102.36	9102.36	9102.36	9102.36	9102.36	-	9102.36
CO2 out kg/day	1767.94	9807.10	9880.00	10276.58	8780.66	-	10558.83
Energy kWh/year	9445283.75	4348907.63	1245632605.29	2067085263.78	2382657765.96	-	334286.03
CC million $	7.62	9.88	7.60	7.60	0.03	-	14.00
O&M million $/year	0.25	0.17	43.60	72.35	83.39	-	0.01
Χρηματικές χρονολογίες	1984/2009	1984/2009	1984/2003	1984/2003	1984/2003	2011	1984/2003

Διεργασία καταλυτικής ζυλιτόλης

Στον Πίνακα 9 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας καταλυτικής ζυλιτόλης. Οι στήλες στις οποίες δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύουν τις τεχνολογίες στις οποίες δεν μπορεί να οδηγηθεί το υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας υγρών απόβλητων ρευμάτων που παρουσιάστηκε προηγουμένως.

Πίνακας 9. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας καταλυτικής ζυλιτόλης.

Xylitol_cat						
Liquid Processes						
	Anaerobic Digestion	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	10344.50	-	-	-	-	-
BOD in kg/cum	527.56	-	-	-	-	-
BOD out kg/cum	52.76	-	-	-	-	-
% BOD removal	90%	-	-	-	-	-
Effluent kg/day	1034.45	-	-	-	-	-
% Effluent	10%	-	-	-	-	-
Biogas kg/day	5259.10	-	-	-	-	-
% Biogas	51%	-	-	-	-	-
H2O kg/day	4050.95	-	-	-	-	-
% H2O	39%	-	-	-	-	-
Energy kWh/year	0.00	-	-	-	-	-
CC million $/year	22.79	-	-	-	-	-
O&M million $/year	0.19	-	-	-	-	-
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Διεργασία πολυουρεθάνης

Στον Πίνακα 10 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας πολυουρεθάνης. Οι στήλες στις οποίες δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύουν τις τεχνολογίες στις οποίες δεν μπορεί να οδηγηθεί το

υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας υγρών απόβλητων ρευμάτων που παρουσιάστηκε προηγουμένως.

Πίνακας 10. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας πολυουρεθάνης.

PU						
Liquid Processes						
6	**Anaerobic Digestion**	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	6522.60	-	-	-	-	-
BOD in kg/cum	36.79	-	-	-	-	-
BOD out kg/cum	3.68	-	-	-	-	-
% BOD removal	90%	-	-	-	-	-
Effluent kg/day	652.26	-	-	-	-	-
% Effluent	10%	-	-	-	-	-
Biogas kg/day	268.72	-	-	-	-	-
% Biogas	4%	-	-	-	-	-
H2O kg/day	5601.62	-	-	-	-	-
% H2O	86%	-	-	-	-	-
Energy kWh/year	0.00	-	-	-	-	-
CC million $/year	0.50	-	-	-	-	-
O&M million $/year	0.09	-	-	-	-	-
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

<u>Διεργασία ιτακονικού οξέος</u>

Στον Πίνακα 11 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το συνδυασμένο υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας ιτακονικού οξέος. Συγκεκριμένα το εξεταζόμενο ρεύμα αποτελεί συνδυασμό των τριών υγρών απόβλητων ρευμάτων της διεργασίας. Οι στήλες στις οποίες δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύουν τις τεχνολογίες στις οποίες δεν μπορεί να οδηγηθεί το υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας υγρών απόβλητων ρευμάτων που παρουσιάστηκε προηγουμένως.

Πίνακας 11. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων της διεργασίας ιτακονικού οξέος.

IA_rec						
Liquid Processes						
	Anaerobic Digestion	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	507178.06	507178.06	-	507178.06	-	507178.06
BOD in kg/cum	216.89	216.89	-	216.89	-	216.89
BOD out kg/cum	21.69	15.18	-	24.60	-	86.75
% BOD removal	90%	93%	-	89%	-	60%
Effluent kg/day	50717.81	35242.17	-	53867.36	-	63002.76
% Effluent	10%	7%	-	11%	-	12%
Biogas kg/day	109854.92	0.00	-	0.00	-	0.00
% Biogas	22%	0%	-	0%	-	0%
H2O kg/day	346605.33	471935.89	-	453310.70	-	444175.30
% H2O	68%	93%	-	89%	-	88%
Energy kWh/year	0.00	31364310.84	-	55200.00	-	0.00
CC million $/year	9.37	1.52	-	0.080	-	0.54
O&M million $/year	0.08	0.10	-	0.005	-	0.00
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Διεργασία C5 αιθανόλης

Στον Πίνακα 12 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας C5 αιθανόλης. Στον Πίνακα 13 παρατίθενται τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν από τη μαθηματική μοντελοποίηση του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας. Η στήλη στην οποία δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύει την τεχνολογία στην οποία δεν μπορεί να οδηγηθεί το υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας αέριων απόβλητων ρευμάτων που παρουσιάστηκε προηγουμένως.

Πίνακας 12. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C_5 αιθανόλης.

Ethanol_C5						
Liquid Processes						
	Anaerobic Digestion	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	214512.05	214512.05	214512.05	214512.05	214512.05	214512.05
BOD in kg/cum	283.17	283.17	283.17	283.17	283.17	283.17
BOD out kg/cum	28.32	19.82	29.73	19.10	14.16	113.27
% BOD removal	90%	93%	90%	93%	95%	60%
Effluent kg/day	21451.20	19876.81	24857.15	30381.54	29840.51	35533.96
% Effluent	10%	9%	12%	14%	14%	17%
Biogas kg/day	60899.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
% Biogas	28%	0%	0%	0%	0%	0%
H2O kg/day	132161.84	194635.24	189654.90	184130.51	184671.54	178978.09
% H2O	62%	91%	88%	86%	86%	83%
Energy kWh/year	0.00	20480037.63	7549360.25	59340.00	23162690.53	0.00
CC million $/year	5.50	0.64	0.50	0.034	0.040	0.37
O&M million $/year	0.42	0.04	0.03	0.003	0.81	0.00
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Πίνακας 13. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C_5 αιθανόλης.

Ethanol_C5							
Gas Processes							
	Chemical absorption-MEA	**Chemical absorption-MDEA**	**Physical absorption-Rectisol**	**Physical absorption-Selexol**	**Ca-loop**	**Membrane**	**Cryogenic**
Total flow kg/day	21347.92	21347.92	21347.92	21347.92	21347.92	-	21347.92
CO2 in kg/day	17240.53	17240.53	17240.53	17240.53	17240.53	-	17240.53
CO2 out kg/day	1227.08	6806.83	6857.42	7132.68	6094.41	-	7328.58
Energy kWh/year	17890045.10	8237143.07	2359317525.01	3915207797.09	4512924757.65	-	633161.73
CC million $	7.60	9.86	7.58	7.58	0.03	-	21.21
O&M million $/year	0.48	0.32	82.58	137.03	157.95	-	0.02
Χρηματικές χρονολογίες	1984/2009	1984/2009	1984/2003	1984/2003	1984/2003	2011	1984/2003

Διεργασία C6 αιθανόλης

Στον Πίνακα 14 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας C6 αιθανόλης. Στον Πίνακα 15 παρατίθενται τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν από τη μαθηματική μοντελοποίηση του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας. Η στήλη στην οποία δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύει την τεχνολογία στην οποία δεν μπορεί να οδηγηθεί το υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας αέριων απόβλητων ρευμάτων που παρουσιάστηκε προηγουμένως.

Πίνακας 14. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C_6 αιθανόλης.

Ethanol_C6						
Liquid Processes						
	Anaerobic Digestion	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	792434.88	792434.88	792434.88	792434.88	792434.88	792434.88
BOD in kg/cum	323.79	323.79	323.79	323.79	323.79	323.79
BOD out kg/cum	32.38	22.67	34.00	38.12	16.19	129.52
% BOD removal	90%	93%	90%	88%	95%	60%
Effluent kg/day	79243.49	68870.30	105780.49	105267.67	126987.38	123120.08
% Effluent	10%	9%	13%	13%	16%	16%
Biogas kg/day	259157.93	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
% Biogas	33%	0%	0%	0%	0%	0%
H2O kg/day	454033.46	723564.58	686654.39	687167.21	665447.50	669314.80
% H2O	57%	91%	87%	87%	84%	84%
Energy kWh/year	0.00	81329599.93	32126576.70	59340.00	89200264.19	0.00
CC million $/year	6.29	2.38	1.80	0.127	0.148	1.10
O&M million $/year	0.48	0.15	0.05	0.007	3.12	0.00
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Πίνακας 15. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C_6 αιθανόλης.

Ethanol_C6							
Gas Processes							
	Chemical absorption-MEA	**Chemical absorption-MDEA**	**Physical absorption-Rectisol**	**Physical absorption-Selexol**	**Ca-loop**	**Membrane**	**Cryogenic**
Total flow kg/day	156969.24	156969.24	156969.24	156969.24	156969.24	-	156969.24
CO2 in kg/day	103949.21	103949.21	103949.21	103949.21	103949.21	-	103949.21
CO2 out kg/day	9022.59	50049.96	50421.97	52445.93	44811.58	-	53886.36
Energy kWh/year	107865350.04	49664621.60	14225151993.31	23606159581.55	27210004559.10	-	3817553.91
CC million $	7.70	9.98	7.69	7.69	0.03	-	68.17
O&M million $/year	2.87	1.94	497.88	826.22	952.35	-	0.13
Χρηματικές χρονολογίες	1984/2009	1984/2009	1984/2003	1984/2003	1984/2003	2011	1984/2003

Διεργασία SHF αιθανόλης

Στον Πίνακα 16 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας SHF αιθανόλης. Στον Πίνακα 17 παρατίθενται τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν από τη μαθηματική μοντελοποίηση του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας. Η στήλη στην οποία δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύει την τεχνολογία στην οποία δεν μπορεί να οδηγηθεί το υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας αέριων απόβλητων ρευμάτων που παρουσιάστηκε προηγουμένως.

Πίνακας 16. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SHF αιθανόλης.

Ethanol_SHF						
Liquid Processes						
	Anaerobic Digestion	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	1011256.08	1011256.08	1011256.08	1011256.08	1011256.08	1011256.08
BOD in kg/cum	316.52	316.52	316.52	316.52	316.52	316.52
BOD out kg/cum	31.65	22.16	33.24	41.79	15.83	126.61
% BOD removal	90%	93%	90%	87%	95%	60%
Effluent kg/day	101125.61	90182.99	131620.52	137843.94	158007.82	161220.98
% Effluent	10%	9%	13%	14%	16%	16%
Biogas kg/day	322464.94	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
% Biogas	32%	0%	0%	0%	0%	0%
H2O kg/day	587665.53	921073.09	879635.56	873412.14	853248.26	850035.10
% H2O	58%	91%	87%	86%	84%	84%
Energy kWh/year	0.00	103407371.69	39974446.41	59340.00	114251940.80	0.00
CC million $/year	6.15	3.03	2.27	0.162	0.188	1.31
O&M million $/year	0.47	0.19	0.06	0.008	4.00	0.00
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Πίνακας 17. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SHF αιθανόλης.

Ethanol_SHF							
Gas Processes							
	Chemical absorption-MEA	**Chemical absorption-MDEA**	**Physical absorption-Rectisol**	**Physical absorption-Selexol**	**Ca-loop**	**Membrane**	**Cryogenic**
Total flow kg/day	257752.80	257752.80	257752.80	257752.80	257752.80	-	257752.80
CO2 in kg/day	121414.13	121414.13	121414.13	121414.13	121414.13	-	121414.13
CO2 out kg/day	14815.63	82185.00	82795.87	86119.33	73583.27	-	88484.60
Energy kWh/year	125988236.64	58008972.27	16615176374.75	27572324370.41	31781665680.60	-	4458956.33
CC million $	7.78	10.09	7.78	7.78	0.03	-	75.42
O&M million $/year	3.35	2.26	581.53	965.03	1112.36	-	0.16
Χρηματικές χρονολογίες	1984/2009	1984/2009	1984/2003	1984/2003	1984/2003	2011	1984/2003

Διεργασία SSF αιθανόλης

Στον Πίνακα 18 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας SFF αιθανόλης. Στον Πίνακα 19 παρατίθενται τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν από τη μαθηματική μοντελοποίηση του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας. Η στήλη στην οποία δεν περιέχονται τιμές, υποδεικνύει την τεχνολογία στην οποία δεν μπορεί να οδηγηθεί το υπό εξέταση ρεύμα, σύμφωνα με το λογικό διάγραμμα των τεχνολογιών επεξεργασίας αέριων απόβλητων ρευμάτων που παρουσιάστηκε προηγουμένως.

Πίνακας 18. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SSF αιθανόλης.

Ethanol_SSF						
Liquid Processes						
	Anaerobic Digestion	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	971625.36	971625.36	971625.36	971625.36	971625.36	971625.36
BOD in kg/cum	378.44	378.44	378.44	378.44	378.44	378.44
BOD out kg/cum	37.84	26.49	39.74	43.29	18.92	151.37
% BOD removal	90%	93%	90%	89%	95%	60%
Effluent kg/day	97162.54	154225.08	146682.60	235731.74	176089.55	275709.63
% Effluent	10%	16%	15%	24%	18%	28%
Biogas kg/day	359366.44	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
% Biogas	37%	0%	0%	0%	0%	0%
H2O kg/day	515096.39	817400.28	824942.76	735893.62	795535.81	695915.73
% H2O	53%	84%	85%	76%	82%	72%
Energy kWh/year	0.00	115016221.92	44548949.61	59340.00	106301136.37	0.00
CC million $/year	7.36	2.92	2.19	0.151	0.176	1.47
O&M million $/year	0.56	0.19	0.06	0.008	3.72	0.00
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

Πίνακας 19. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SSF αιθανόλης.

Ethanol_SSF							
Gas Processes							
	Chemical absorption-MEA	**Chemical absorption-MDEA**	**Physical absorption-Rectisol**	**Physical absorption-Selexol**	**Ca-loop**	**Membrane**	**Cryogenic**
Total flow kg/day	164740.25	164740.25	164740.25	164740.25	164740.25	-	164740.25
CO2 in kg/day	110893.66	110893.66	110893.66	110893.66	110893.66	-	110893.66
CO2 out kg/day	9469.27	52527.76	52918.19	55042.35	47030.05	-	56554.09
Energy kWh/year	115071420.47	52982524.53	15175479852.57	25183196586.91	29027800628.70	-	4072590.05
CC million $	7.70	9.99	7.70	7.70	0.03	-	71.10
O&M million $/year	3.06	2.07	531.14	881.41	1015.97	-	0.14
Χρηματικές χρονολογίες	1984/2009	1984/2009	1984/2003	1984/2003	1984/2003	2011	1984/2003

Διεργασία PVC

Στον Πίνακα 20 παρατίθενται τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης για το συνδυασμένο υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας PVC. Συγκεκριμένα το εξεταζόμενο ρεύμα αποτελεί συνδυασμό των δύο υγρών απόβλητων ρευμάτων της διεργασίας.

Πίνακας 20. Αποτελέσματα μαθηματικής μοντελοποίησης για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας PVC.

Ethylene to PVC						
Liquid Processes						
	Anaerobic Digestion	**Activated Sludge**	**Trickling Filters**	**Rotating Biological Contactors**	**Aerated Lagoon**	**Stabilization Pond**
Total flow kg/day	8228.80	8228.80	8228.80	8228.80	8228.80	8228.80
BOD in kg/cum	179.58	179.58	179.58	179.58	179.58	179.58
BOD out kg/cum	17.96	12.57	18.86	3.18	8.98	71.83
% BOD removal	90%	93%	90%	98%	95%	60%
Effluent kg/day	822.88	377.32	613.25	576.73	736.19	674.54
% Effluent	10%	5%	7%	7%	9%	8%
Biogas kg/day	769.61	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
% Biogas	9%	0%	0%	0%	0%	0%
H2O kg/day	6636.31	7851.48	7615.56	7652.07	7492.61	7554.26
% H2O	81%	95%	93%	93%	91%	92%
Energy kWh/year	0.00	461126.27	186249.49	59340.00	828152.46	0.00
CC million $/year	0.00	0.03	0.02	0.00	0.002	0.02
O&M million $/year	0.00	0.00	0.01	0.00	0.03	0.00
Χρηματικές χρονολογίες	1994	1992	1992	1972/2003	2002/2003	2002

3.4. Συμπεράσματα

Παρακάτω, αναλύονται τα συμπεράσματα που εξάγονται σε κάθε εξεταζόμενη διεργασία με βάση τα αποτελέσματα της μαθηματικής μοντελοποίησης, που προηγήθηκαν.

Διεργασία CIMV

Από τον Πίνακα 4 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας CIMV, παρατηρείται ότι εξετάζονται τρεις τεχνολογίες επεξεργασίας. Η τεχνολογία ενεργούς ιλύος διαπιστώνεται ότι είναι η πιο ενεργοβόρα, ενώ η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης πλεονεκτεί έναντι των υπόλοιπων εξεταζόμενων τεχνολογιών διότι η απαίτηση ενέργειας σε αυτήν είναι μηδενική. Ωστόσο, οικονομικότερη, από άποψη κόστους κεφαλαίου, αλλά και κόστους λειτουργίας, φαίνεται ότι είναι η τεχνολογία βιολογικών περιστρεφόμενων δίσκων. Αντιθέτως, το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίου παρατηρείται στην τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης και αντίστοιχα, το μεγαλύτερο κόστος λειτουργίας παρατηρείται στην τεχνολογία ενεργούς ιλύος, λόγω της μεγάλης ποσότητας ενέργειας που απαιτείται για τη διεξαγωγή της.

Ξυλόζη

Από τον Πίνακα 5 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της ξυλόζης, παρατηρείται ότι εξετάζονται τέσσερις τεχνολογίες επεξεργασίας. Η τεχνολογία ενεργούς ιλύος διαπιστώνεται ότι είναι η πιο ενεργοβόρα, ενώ η αναερόβια χώνευση και η δεξαμενή εξισορρόπησης πλεονεκτούν έναντι των υπόλοιπων εξεταζόμενων τεχνολογιών διότι η απαίτηση ενέργειας σε αυτές είναι μηδενική. Ωστόσο, οικονομικότερη, από άποψη κόστους κεφαλαίου, φαίνεται ότι είναι η τεχνολογία βιολογικών περιστρεφόμενων δίσκων, ενώ από άποψη κόστους λειτουργίας, είναι η τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης. Αντιθέτως, το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίου, αλλά και κόστος λειτουργίας παρατηρείται στην τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης.

Διεργασία βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης

Από τον Πίνακα 6 των αποτελεσμάτων του συνδυασμένου υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, παρατηρείται ότι εξετάζονται μόνο δύο τεχνολογίες, η αναερόβια χώνευση και τα βιολογικά φίλτρα. Η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης διαπιστώνεται ότι αποτελεί ακριβότερη και πιο ενεργοβόρα τεχνολογία σε σχέση με εκείνη των βιολογικών φίλτρων.

Από τον Πίνακα 7 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της συγκεκριμένης διεργασίας, παρατηρείται ότι εξετάζονται και οι έξι τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων. Από αυτές, η αναερόβια χώνευση και η δεξαμενή εξισορρόπησης δεν απαιτούν κατανάλωση ενέργεια. Αντιθέτως, η ενεργός ιλύς αποτελεί την πιο ενεργοβόρα τεχνολογία. Όσον αφορά το κόστος κεφαλαίου, ακριβότερη είναι η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης, ενώ φθηνότερες είναι οι τεχνολογίες περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων και αεριζόμενης δεξαμενής. Όσον αφορά το κόστος λειτουργίας, ακριβότερη είναι η τεχνολογία αεριζόμενης δεξαμενής, ενώ φθηνότερη είναι η τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης.

Από τον Πίνακα 8 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της εν λόγω διεργασίας, παρατηρείται ότι εξετάζονται όλες οι τεχνολογίες επεξεργασίας αέριων αποβλήτων εκτός από την τεχνολογία μεμβράνης. Από τις εξεταζόμενες τεχνολογίες, διαπιστώνεται ότι η πιο ενεργοβόρα είναι εκείνη του βρόχου ασβεστίου. Η τεχνολογία αυτή συνιστά και την ακριβότερη από άποψη κόστους λειτουργίας. Αντιθέτως, η κρυογονική απαιτεί τη μικρότερη ποσότητα ενέργεια και όσον αφορά το κόστος λειτουργίας, αποτελεί τη φθηνότερη τεχνολογία. Παρ’ όλα αυτά, η κρυογονική εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίο σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες και αντίθετα, ο βρόχος ασβεστίου το μικρότερο.

Διεργασία καταλυτικής ζυλιτόλης

Από τον Πίνακα 9 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας καταλυτικής ζυλιτόλης, διαπιστώνεται ότι εξετάζεται μόνον η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης. Συνεπώς, για τη συγκεκριμένη διεργασία δεν είναι δυνατή η εξαγωγή συμπερασμάτων σύγκρισης τεχνολογιών.

Διεργασία πολυουρεθάνης

Από τον Πίνακα 10 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας καταλυτικής ζυλιτόλης, διαπιστώνεται ότι εξετάζεται μόνον η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης. Συνεπώς, για τη συγκεκριμένη διεργασία δεν είναι δυνατή η εξαγωγή συμπερασμάτων σύγκρισης τεχνολογιών.

Διεργασία ιτακονικού οξέος

Από τον Πίνακα 11 των αποτελεσμάτων του συνδυασμένου υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας ιτακονικού οξέος, διαπιστώνεται ότι εξετάζονται τέσσερις τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων. Η πιο ενεργοβόρα τεχνολογία παρατηρείται ότι είναι η ενεργός ιλύς, ενώ η αναερόβια χώνευση και η δεξαμενή εξισορρόπησης δεν απαιτούν ενέργεια. Λόγω της μεγάλης απαίτησης ενέργειας, η τεχνολογία ενεργούς ιλύς εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος λειτουργίας, ενώ το μικρότερο παρατηρείται στην τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης. Όσον αφορά το κόστος κεφαλαίου, ακριβότερη παρουσιάζεται η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης, ενώ φθηνότερη η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων.

Διεργασία C5 αιθανόλης

Από τον Πίνακα 12 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C5 αιθανόλης, διαπιστώνεται ότι εξετάζονται και οι έξι τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων. Η πιο ενεργοβόρα τεχνολογία παρατηρείται ότι είναι η αεριζόμενη δεξαμενή, ενώ η αναερόβια χώνευση και η δεξαμενή εξισορρόπησης δεν απαιτούν ενέργεια. Λόγω της μεγάλης απαίτησης ενέργειας, η τεχνολογία αεριζόμενης δεξαμενής εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος λειτουργίας, ενώ το μικρότερο παρατηρείται στην τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης. Όσον αφορά το κόστος κεφαλαίου, ακριβότερη παρουσιάζεται η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης, ενώ φθηνότερη η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων.

Από τον Πίνακα 13 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της εν λόγω διεργασίας, παρατηρείται ότι εξετάζονται όλες οι τεχνολογίες επεξεργασίας αέριων αποβλήτων εκτός από την τεχνολογία μεμβράνης. Από τις εξεταζόμενες τεχνολογίες,

διαπιστώνεται ότι η πιο ενεργοβόρα είναι εκείνη του βρόχου ασβεστίου. Η τεχνολογία αυτή συνιστά και την ακριβότερη από άποψη κόστους λειτουργίας. Αντιθέτως, η κρυογονική απαιτεί τη μικρότερη ποσότητα ενέργεια και όσον αφορά το κόστος λειτουργίας, αποτελεί τη φθηνότερη τεχνολογία. Παρ' όλα αυτά, η κρυογονική εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίο σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες και αντίθετα, ο βρόχος ασβεστίου το μικρότερο.

Διεργασία C6 αιθανόλης

Από τον Πίνακα 14 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C6 αιθανόλης, διαπιστώνεται ότι εξετάζονται και οι έξι τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων. Η πιο ενεργοβόρα τεχνολογία παρατηρείται ότι είναι η αεριζόμενη δεξαμενή, ενώ η αναερόβια χώνευση και η δεξαμενή εξισορρόπησης δεν απαιτούν ενέργεια. Λόγω της μεγάλης απαίτησης ενέργειας, η τεχνολογία αεριζόμενης δεξαμενής εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος λειτουργίας, ενώ το μικρότερο παρατηρείται στην τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης. Όσον αφορά το κόστος κεφαλαίου, ακριβότερη παρουσιάζεται η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης, ενώ φθηνότερη η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων.

Από τον Πίνακα 15 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της εν λόγω διεργασίας, παρατηρείται ότι εξετάζονται όλες οι τεχνολογίες επεξεργασίας αέριων αποβλήτων εκτός από την τεχνολογία μεμβράνης. Από τις εξεταζόμενες τεχνολογίες, διαπιστώνεται ότι η πιο ενεργοβόρα είναι εκείνη του βρόχου ασβεστίου. Η τεχνολογία αυτή συνιστά και την ακριβότερη από άποψη κόστους λειτουργίας. Αντιθέτως, η κρυογονική απαιτεί τη μικρότερη ποσότητα ενέργεια και όσον αφορά το κόστος λειτουργίας, αποτελεί τη φθηνότερη τεχνολογία. Παρ' όλα αυτά, η κρυογονική εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίο σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες και αντίθετα, ο βρόχος ασβεστίου το μικρότερο.

Διεργασία SHF αιθανόλης

Από τον Πίνακα 16 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SHF αιθανόλης, διαπιστώνεται ότι εξετάζονται και οι έξι τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων. Η πιο ενεργοβόρα τεχνολογία παρατηρείται ότι είναι η αεριζόμενη δεξαμενή, ενώ η αναερόβια χώνευση και η δεξαμενή εξισορρόπησης δεν απαιτούν ενέργεια. Λόγω της μεγάλης απαίτησης ενέργειας, η τεχνολογία αεριζόμενης δεξαμενής εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος λειτουργίας, ενώ το μικρότερο παρατηρείται στην τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης. Όσον αφορά το κόστος κεφαλαίου, ακριβότερη

παρουσιάζεται η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης, ενώ φθηνότερη η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων.

Από τον Πίνακα 17 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της εν λόγω διεργασίας, παρατηρείται ότι εξετάζονται όλες οι τεχνολογίες επεξεργασίας αέριων αποβλήτων εκτός από την τεχνολογία μεμβράνης. Από τις εξεταζόμενες τεχνολογίες, διαπιστώνεται ότι η πιο ενεργοβόρα είναι εκείνη του βρόχου ασβεστίου. Η τεχνολογία αυτή συνιστά και την ακριβότερη από άποψη κόστους λειτουργίας. Αντιθέτως, η κρυογονική απαιτεί τη μικρότερη ποσότητα ενέργεια και όσον αφορά το κόστος λειτουργίας, αποτελεί τη φθηνότερη τεχνολογία. Παρ' όλα αυτά, η κρυογονική εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίο σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες και αντίθετα, ο βρόχος ασβεστίου το μικρότερο.

Διεργασία SSF αιθανόλης

Από τον Πίνακα 18 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SSF αιθανόλης, διαπιστώνεται ότι εξετάζονται και οι έξι τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων. Η πιο ενεργοβόρα τεχνολογία παρατηρείται ότι είναι η ενεργός ιλύς, ενώ η αναερόβια χώνευση και η δεξαμενή εξισορρόπησης δεν απαιτούν ενέργεια. Η τεχνολογία αεριζόμενης δεξαμενής εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος λειτουργίας, ενώ το μικρότερο παρατηρείται στην τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης. Όσον αφορά το κόστος κεφαλαίου, ακριβότερη παρουσιάζεται η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης, ενώ φθηνότερη η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων.

Από τον Πίνακα 19 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της εν λόγω διεργασίας, παρατηρείται ότι εξετάζονται όλες οι τεχνολογίες επεξεργασίας αέριων αποβλήτων εκτός από την τεχνολογία μεμβράνης. Από τις εξεταζόμενες τεχνολογίες, διαπιστώνεται ότι η πιο ενεργοβόρα είναι εκείνη του βρόχου ασβεστίου. Η τεχνολογία αυτή συνιστά και την ακριβότερη από άποψη κόστους λειτουργίας. Αντιθέτως, η κρυογονική απαιτεί τη μικρότερη ποσότητα ενέργεια και όσον αφορά το κόστος λειτουργίας, αποτελεί τη φθηνότερη τεχνολογία. Παρ' όλα αυτά, η κρυογονική εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίο σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες και αντίθετα, ο βρόχος ασβεστίου το μικρότερο.

Διεργασία PVC

Από τον Πίνακα 20 των αποτελεσμάτων του συνδυασμένου υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας PVC, διαπιστώνεται ότι εξετάζονται και οι έξι τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων. Η πιο ενεργοβόρα τεχνολογία παρατηρείται ότι είναι η αεριζόμενη δεξαμενή, ενώ η αναερόβια χώνευση και η δεξαμενή εξισορρόπησης δεν απαιτούν ενέργεια. Λόγω της μεγάλης απαίτησης ενέργειας, η τεχνολογία αεριζόμενης δεξαμενής εμφανίζει το μεγαλύτερο κόστος λειτουργίας, ενώ το μικρότερο και μάλιστα μηδενικό, παρατηρείται στην τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης, αναερόβιας χώνευσης, ενεργούς ιλύος και περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων. Όσον αφορά το κόστος κεφαλαίου, ακριβότερη παρουσιάζεται η τεχνολογία ενεργούς ιλύος, ενώ φθηνότερη η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων.

Κεφάλαιο 4: *Μοντέλο υπερδομών*

Στο παρόν κεφάλαιο αναλύεται το μοντέλο των υπερδομών που χρησιμοποιήθηκε για τον ολοκληρωμένο σχεδιασμό των τεχνολογιών επεξεργασίας των υγρών και αέριων απόβλητων ρευμάτων που εξετάζονται. Επιπλέον, αναλύονται τα αποτελέσματα που προέκυψαν από τη χρήση αυτού.

4.1. Γενικά

Το μοντέλο των υπερδομών αναπτύχθηκε, αρχικά, από τους A.C. Kokossis και C.A. Floudas το 1990, για το βελτιστοποιημένο σχεδιασμό αντιδραστήρων. Αργότερα, εξελίχθηκε και εφαρμόστηκε για τον ολοκληρωμένο σχεδιασμό βιοδιυλιστηρίων (Tsakalova et al., 2011) (Kokossis et al., 2010). Με την παρούσα εργασία, επεκτάθηκε για την επεξεργασία απόβλητων ρευμάτων που προκύπτουν από διεργασίες λιγνοκυτταρινούχου βιοδιυλιστηρίου.

Μέσω του μοντέλου των υπερδομών, η επεξεργασία απόβλητων ρευμάτων αντιμετωπίζεται ως ένα σύνθετο πρόβλημα, που αποτελείται από διαφορετικές τροφοδοσίες και διάφορα κουτιά επεξεργασίας. Ο στόχος αυτού του μοντέλου είναι ο καθορισμός του βέλτιστου συνδυασμού των κουτιών επεξεργασίας (Compartmental Processing Blocks – CPBs) για τη διαχείριση των διαφορετικών τροφοδοσιών (Kokossis et al., 2010). Συγκεκριμένα, το μοντέλο των υπερδομών εφαρμόζεται, στην παρούσα διπλωματική εργασία, για την αντιμετώπιση δύο διαφορετικών προβλημάτων. Το ένα πρόβλημα αφορά τα υγρά απόβλητα ρεύματα των εξεταζόμενων διεργασιών του βιοδιυλιστηρίου και το άλλο αφορά τα αέρια απόβλητα ρεύματα αυτών. Οι επιμέρους τεχνολογίες επεξεργασίας των υγρών αλλά και των αέριων απόβλητων ρευμάτων αναφέρονται ως κουτιά επεξεργασίας. Σε κάθε πρόβλημα, λαμβάνοντας ως δεδομένα τα διάφορα απόβλητα ρεύματα, το σύνολο των εφαρμόσιμων διαδρομών επεξεργασίας και τεχνολογιών, το σύνολο των υποψήφιων παραπροϊόντων και το σύνολο των οικονομικών και περιβαλλοντικών περιορισμών, πραγματοποιείται ο βέλτιστος προσδιορισμός των απαιτούμενων κουτιών επεξεργασίας, των κατάλληλων απόβλητων ρευμάτων τροφοδοσίας (ή της κατάλληλης ανάμιξης αυτών των ρευμάτων) σε αυτά, καθώς και των παραπροϊόντων και της κλίμακας παραγωγής αυτών (Kokossis et al., 2010).

Η αντικειμενική συνάρτηση λαμβάνει υπόψη οικονομικούς και περιβαλλοντικούς στόχους, όπως κόστος, κέρδος, κατανάλωση ενέργειας, ποσοστό κατανάλωσης μη ανανεώσιμων καυσίμων και εκπομπές αερίων του φαινομένου του θερμοκηπίου. Η

μεθοδολογία του μοντέλου των υπερδομών αποτελείται από τρία στάδια. Αρχικά, αναπτύσσονται τα μοντέλα των μονοπατιών μεμονωμένης επεξεργασίας, προσφέροντας μια κοινή βιβλιοθήκη μοντέλου με τις χαρακτηριστικές παραμέτρους της εκάστοτε τεχνολογίας επεξεργασίας. Έπειτα, κατασκευάζονται μοντέλα υπερδομών, που εκπροσωπούν όλες τις πιθανές δυνατότητες στη δεδομένη περίπτωση εφαρμογής. Τέλος, πραγματοποιείται η βελτιστοποίηση του μοντέλου των υπερδομών προκειμένου να προκύψουν οι βέλτιστες επιλογές/ρυθμίσεις. Οι υπερδομές μοντελοποιούνται ως προβλήματα βελτιστοποίησης των οποίων οι λύσεις παρέχουν προτάσεις σχετικά με τα προς επιλογή συστήματα ολοκληρωμένου σχεδιασμού, ρεύματα τροφοδοσίας και μονοπάτια επεξεργασίας (Kokossis et al., 2010).

Προκειμένου να σχεδιαστεί η πλατφόρμα των συστημάτων χρησιμοποιούνται κάποια στοιχεία-κλειδιά (key components), τα οποία κατατάσσονται σε τέσσερις κατηγορίες. Η πρώτη αφορά τα μοντέλα επεξεργασίας, τα οποία προβλέπουν την έξοδο κάθε κουτιού επεξεργασίας σύμφωνα με τις πληροφορίες εισόδου. Η δεύτερη περιλαμβάνει τα μοντέλα απόδοσης, τα οποία αξιολογούν, δεδομένης της εξόδου από τα προηγούμενα μοντέλα, την οικονομική απόδοση, την ενεργειακή κατανάλωση και τις εκπομπές αερίων του φαινομένου του θερμοκηπίου. Η τρίτη κατηγορία αφορά τα logistics μοντέλα απόδοσης, τα οποία οδηγούν σε εκτιμήσεις logistics και εφοδιαστικής αλυσίδας. Η τελευταία κατηγορία περιλαμβάνει ένα ολοκληρωμένο σύστημα (υπερδομή) που επιτρέπει μια ταυτόχρονη και διεξοδική αξιολόγηση των επιλογών σχεδιασμού, καθώς και τη μαθηματική μοντελοποίηση ως ένα πρόβλημα βελτιστοποίησης (Kokossis et al., 2010).

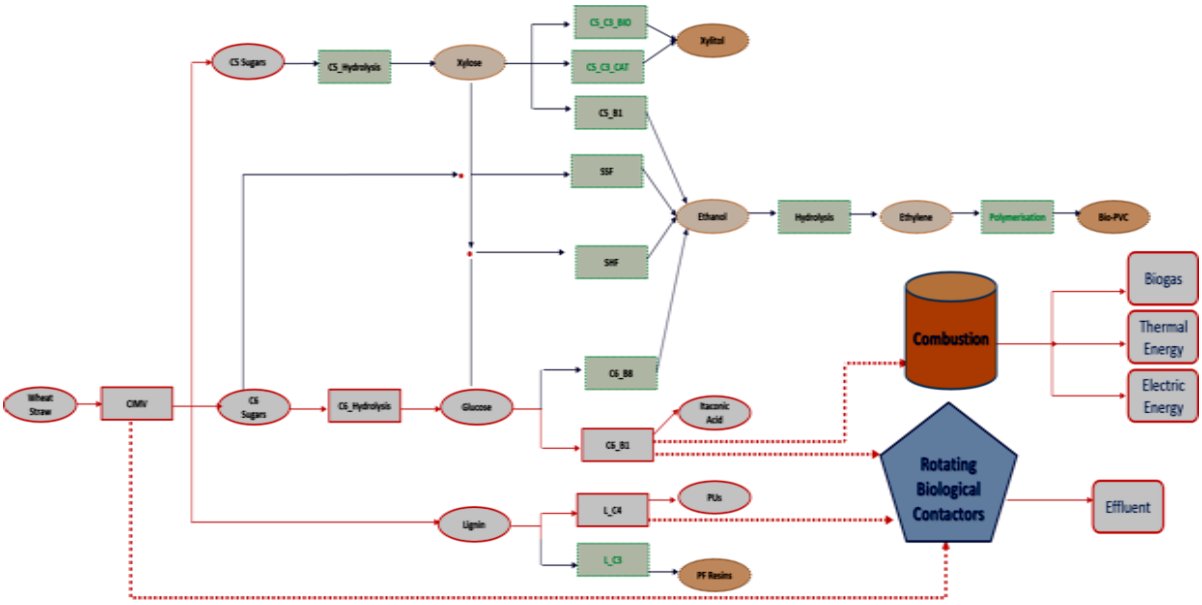
Η ανάπτυξη ενός βέλτιστου συστήματος προσδιορίζει, στην ουσία, τα στοιχεία των συστημάτων προς ολοκλήρωση. Το τμήμα της ανάλυσης (level of analysis) συνίσταται από ορισμένα στάδια για τον εντοπισμό ενός συγκεκριμένου στοιχείου. Συγκεκριμένα, ένα στάδιο περιλαμβάνει ένα εύρος επιλογών επεξεργασίας (τεχνολογίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων ή αέριων αποβλήτων), ενώ ένα διαφορετικό στάδιο χρησιμοποιείται προκειμένου να πραγματοποιηθεί διαχωρισμός μεταξύ των τεχνολογιών επεξεργασίας διαφορετικών αποδόσεων και κόστους (αναερόβια χώνευση, βιολογικά φίλτρα κλπ., ή αντίστοιχα, βρόχος ασβεστίου, μεμβράνη κλπ.). Ωστόσο, είναι πιθανή και η συνδυαστική εφαρμογή των παραπάνω, οδηγώντας σε μια προσέγγιση πολλαπλής ανάλυσης. Σύμφωνα, λοιπόν, με τις πολλαπλές δυνατότητες του τμήματος ανάλυσης, τα κουτιά επεξεργασίας αποτελούν τις μονάδες σύνθεσης που πρόκειται να ολοκληρωθούν στην υπερδομή (Kokossis et al., 2010).

Η πλατφόρμα των συστημάτων κατασκευάζεται στο GAMS, όπου περιλαμβάνεται μια βιβλιοθήκη των κουτιών επεξεργασίας. Κάθε κουτί επεξεργασίας κατασκευάζεται ως ξεχωριστό μοντέλο GAMS και αυτά τα διαφορετικά μοντέλα μπορούν να επιλεγούν και να συνδυαστούν ανάλογα με τις ανάγκες εφαρμογής του συγκεκριμένου μοντέλου υπερδομών.

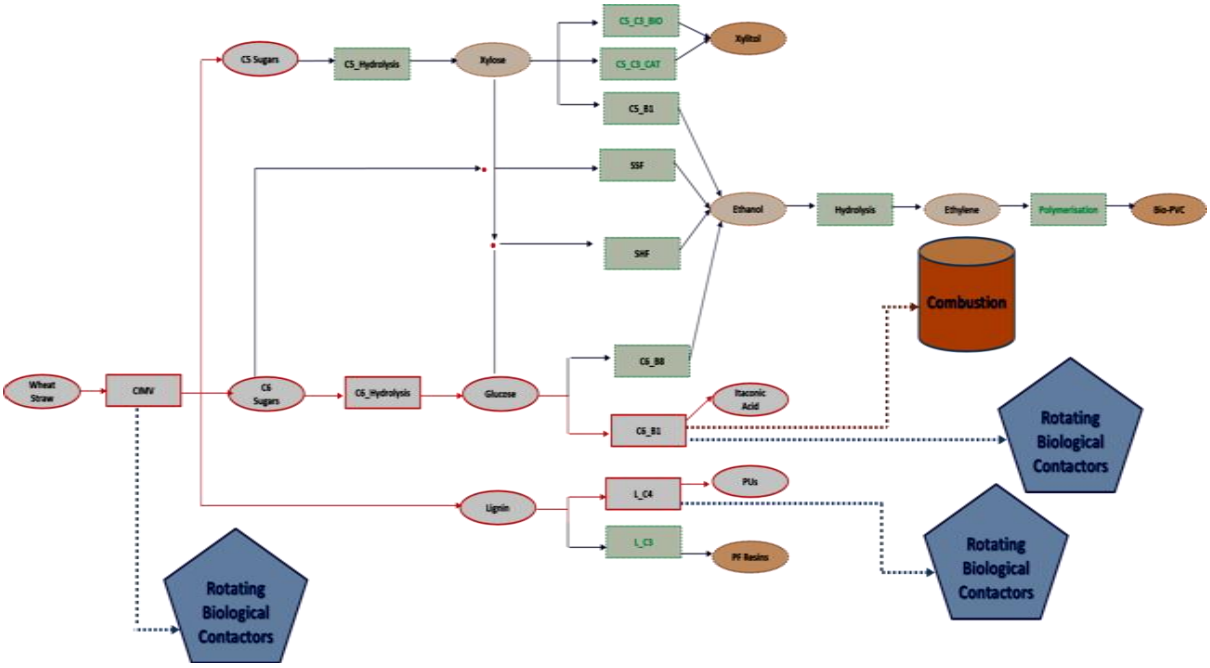
4.2. Περιπτώσεις σύνθεσης – αποκεντρωμένος/συγκεντρωτικός σχεδιασμός

Ο συγκεντρωτικός (centralized) σχεδιασμός εξετάζει την περίπτωση που όλες οι εξεταζόμενες διεργασίες του βιοδιυλιστηρίου υπάρχουν ταυτόχρονα και όλα τα προς επεξεργασία ρεύματα αναμιγνύονται και οδηγούνται ως συνδυασμένο ρεύμα σε κάθε μία από τις εξεταζόμενες τεχνολογίες επεξεργασίας. Ο αποκεντρωμένος (de-centralized) σχεδιασμός εξετάζει την περίπτωση που κάθε εξεταζόμενη διεργασία του βιοδιυλιστηρίου έχει ξεχωριστές μονάδες επεξεργασίας. Στην ουσία, η πρώτη περίπτωση αφορά άθροισμα ρευμάτων, ενώ η δεύτερη άθροισμα των εκάστοτε ξεχωριστών μονάδων επεξεργασίας.

Στη συνέχεια, παρατίθενται οι Εικόνες 29 και 30, που απεικονίζουν τα σχήματα των υπερδομών στην περίπτωση συγκεντρωτικού σχεδιασμού και στην περίπτωση αποκεντρωμένου σχεδιασμού, αντίστοιχα.



Εικόνα 29. Σχήμα υπερδομής στην περίπτωση συγκεντρωτικού σχεδιασμού.



Εικόνα 30. Σχήμα υπερδομής στην περίπτωση αποκεντρωμένου σχεδιασμού.

4.3. Σύσταση υπερδομών

Στο μοντέλο των υπερδομών που κατασκευάστηκε, τα εξεταζόμενα υγρά και αέρια απόβλητα ρεύματα θεωρήθηκαν ενδιάμεσα προϊόντα (intermediates), ενώ το βιοαέριο, η ιλύς, η παραγόμενη ενέργεια και το διοξείδιο του άνθρακα θεωρήθηκαν προϊόντα. Τα ενδιάμεσα προϊόντα συνδέονται με τα προϊόντα μέσω των εκάστοτε τεχνολογιών επεξεργασίας. Επιπλέον, κρίθηκε απαραίτητη η γραμμικοποίηση των σχέσεων που προέκυψαν από τη μαθηματική μοντελοποίηση και χρειάστηκε να χρησιμοποιηθούν στην υπερδομή. Ακόμα, χρησιμοποιήθηκαν οι ακόλουθες δύο αντικειμενικές συναρτήσεις:

$$Total\ Cost = Annualized\ Capital\ Cost + Operating\ Cost + Energy$$

$$Economic\ Potential = Revenues - Total\ Cost$$

Η πρώτη αφορά το συνολικό κόστος της εκάστοτε τεχνολογίας επεξεργασίας, το οποίο αποτελεί το άθροισμα του ετήσιου κόστους κεφαλαίου, του κόστους λειτουργίας και της καταναλισκόμενης ενέργειας. Αντίστοιχα, η δεύτερη αναφέρεται στο κέρδος που προκύπτει από την εφαρμογή της εκάστοτε τεχνολογίας επεξεργασίας και αποτελεί τη διαφορά του συνολικού κόστους από το κέρδος πώλησης των παραπροϊόντων. Η επίλυση των δύο αυτών αντικειμενικών συναρτήσεων πραγματοποιείται με στόχο την ελαχιστοποίηση του συνολικού κόστους και τη μεγιστοποίηση του κέρδους. Συνεπώς, στην περίπτωση ύπαρξης

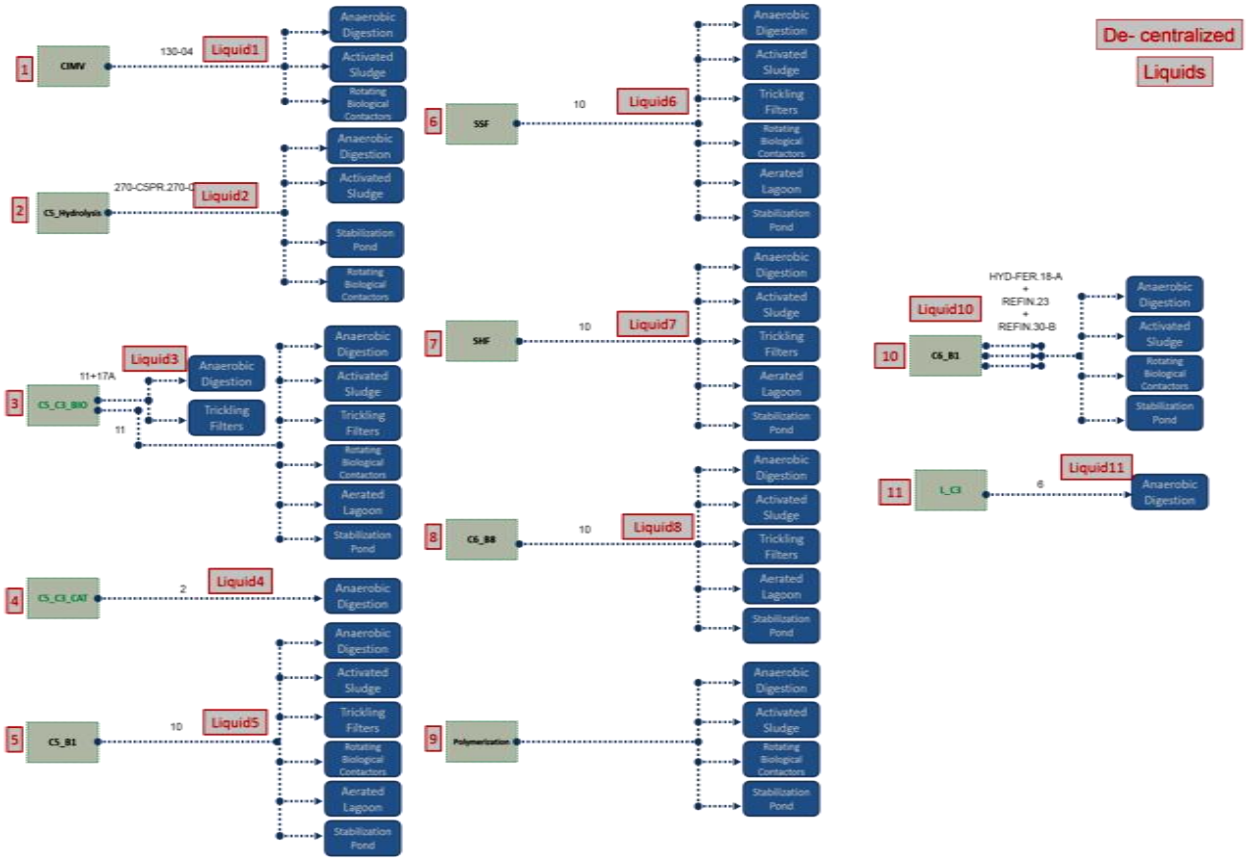
περισσότερων από μίας αντικειμενικών συναρτήσεων, μπορεί κανείς να διαπιστώσει τις αλλαγές που υφίσταται η μία σε σχέση με την άλλη. Στο σημείο αυτό, αξίζει να επισημανθεί ότι όσον αφορά τις τεχνολογίες επεξεργασίας αέριων αποβλήτων, έχει συνυπολογιστεί στο κόστος ένα penalty χρέωσης, στην περίπτωση που το αέριο απόβλητο ρεύμα δεν οδηγούνταν προς επεξεργασία, αλλά, αντιθέτως, απορριπτόταν στο περιβάλλον. Το penalty αυτό θεωρήθηκε ότι αντιστοιχεί σε 100 ευρώ ανά τόνο διοξειδίου του άνθρακα που απορρίπτεται στην ατμόσφαιρα.

Το μοντέλο των υπερδομών οδηγεί στη επιλογή του βέλτιστου μονοπατιού επεξεργασίας των απόβλητων ρευμάτων, το οποίο μπορεί να περιλαμβάνει ακόμα και αναμίξεις αυτών. Προκειμένου να προκύψει αυτή η βέλτιστη λύση, εκτός από τα χαρακτηριστικά και τους περιορισμούς των διάφορων τεχνολογιών επεξεργασίας, λαμβάνεται υπόψη και η μαζική ροή κάθε απόβλητου ρεύματος συναρτήσει μιας δυαδικής παραμέτρου, y, που μπορεί να λάβει είτε την τιμή 1 είτε την τιμή 0. Όταν η παράμετρος y ισούται με 1, υποδηλώνεται η επιλογή του συγκεκριμένου απόβλητου ρεύματος. Αντιθέτως, όταν η τιμή της παραμέτρου y είναι 0, σημαίνει ότι το συγκεκριμένο απόβλητο ρεύμα δεν επιλέγεται και συνεπώς, αυτό δεν περιλαμβάνεται στο μονοπάτι επεξεργασίας που προκύπτει.

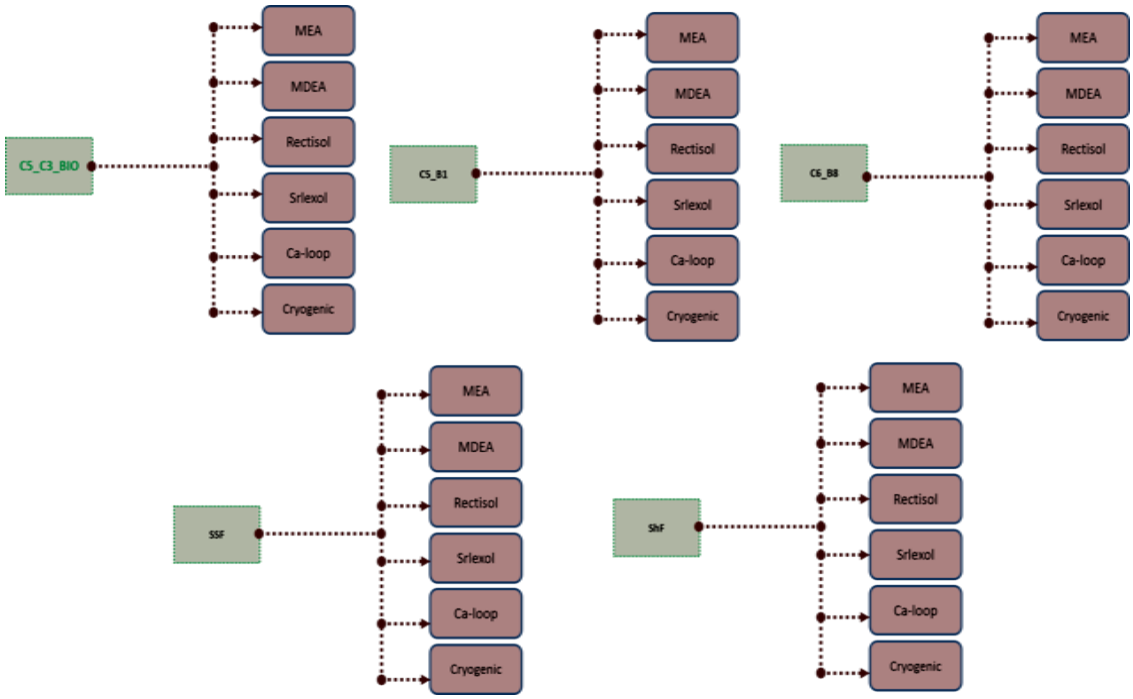
Όσον αφορά τα ισοζύγια μάζας που χρησιμοποιούνται στο μοντέλο των υπερδομών, θεωρείται ότι η συνολική μαζική παροχή των προϊόντων που παράγονται από την εκάστοτε επεξεργασία των ενδιάμεσων προϊόντων (απόβλητα ρεύματα) ισούται με εκείνη των ενδιάμεσων προϊόντων που αποτελούν είσοδο στην τεχνολογία επεξεργασίας. Συνεπώς, η μαζική παροχή εισόδου της τεχνολογίας επεξεργασίας ισούται με τη μαζική παροχή εξόδου αυτής. Τέλος, τα ισοζύγια ενέργειας προκύπτουν ως διαφορά μεταξύ της καταναλισκόμενης και της παραγόμενης ενέργειας σε κάθε εξεταζόμενη τεχνολογία επεξεργασίας αποβλήτων, έναντι της παροχής εισόδου αυτής.

4.4. Αποτελέσματα για τις εξεταζόμενες διεργασίες βιοδιυλιστηρίου

Αρχικά, παρουσιάζονται τα σχήματα των υπερδομών για τα υγρά και τα αέρια απόβλητα ρεύματα των διεργασιών που εξετάζονται. Στη συνέχεια, παρατίθενται οι πίνακες με τα αποτελέσματα που προέκυψαν από την εφαρμογή του μοντέλου των υπερδομών για καθεμία από τις εξεταζόμενες διεργασίες του βιοδιυλιστηρίου.



Εικόνα 31. Σχήμα υπερδομών για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών.



Εικόνα 32. Σχήμα υπερδομών για την επεξεργασία των αέριων απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών.

Διεργασία CIMV

Στον Πίνακα 21 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας CIMV.

Πίνακας 21. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας CIMV.

CIMV		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-4,30	5,59
Activated Sludge	-4,39	4,92
Rotating Biological Contactors	**0,10**	**0,15**

Ξυλόζη

Στον Πίνακα 22 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το υγρό απόβλητο ρεύμα της ξυλόζης.

Πίνακας 22. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της ξυλόζης.

Xylose		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-12,47	12,99
Activated Sludge	-1,27	1,59
Rotating Biological Contactors	**0,62**	**0,05**
Stabilization Pond	0,23	0,54

Διεργασία βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης

Στον Πίνακα 23 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, χωρίς να λαμβάνεται υπόψη το δυαδικό ρεύμα της. Επιπλέον, στον Πίνακα 24 δίνονται τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν, σύμφωνα με το μοντέλο των υπερδομών, για το αέριο απόβλητο ρεύμα της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης.

Πίνακας 23. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης.

Xylitol_bio		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-12,85	12,91
Activated Sludge	-0,14	0,21
Trickling Filters	-0,62	0,66
Rotating Biological Contactors	**0,09**	**0,01**
Aerated Lagoon	-0,14	0,18
Stabilization Pond	0,03	0,09

Πίνακας 24. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης.

Xylitol_bio			
	EP (M$/yr)	Penalty (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Gas – MEA	20,36	304,02	-20,36
Gas – MDEA	173,37	304,02	-173,34
Gas – Rectisol	-37108,60	304,02	37108,64
Gas – Selexol	-61780,38	304,02	61780,41
Gas – Ca-loop	-71259,59	304,02	71259,62
Gas – Cryogenic	268,29	304,02	-268,25

<u>Διεργασία καταλυτικής ζυλιτόλης</u>

Στον Πίνακα 25 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας καταλυτικής ζυλιτόλης.

Πίνακας 25. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας καταλυτικής ζυλιτόλης.

Xylitol_cat		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-24,37	24,40

Διεργασία πολυουρεθάνης

Στον Πίνακα 26 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας πολυουρεθάνης.

Πίνακας 26. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας πολυουρεθάνης.

PU		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-1,70	1,70

Διεργασία ιτακονικού οξέος

Στον Πίνακα 27 παρατίθενται τα αποτελέσματα που προέκυψαν για το συνδυασμένο υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας ιτακονικού οξέος, σύμφωνα με το μοντέλο των υπερδομών. Συγκεκριμένα το εξεταζόμενο ρεύμα αποτελεί συνδυασμό των τριών υγρών απόβλητων ρευμάτων της διεργασίας.

Πίνακας 27. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του συνδυασμένου υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας ιτακονικού οξέος.

Itaconic Acid		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-9,94	10,03
Activated Sludge	-0,26	0,36
Rotating Biological Contactors	0,50	**0,01**
Stabilization Pond	**0,52**	0,07

Διεργασία C5 αιθανόλης

Στον Πίνακα 28 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας C5 αιθανόλης. Επιπλέον, στον Πίνακα 29 δίνονται τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν, σύμφωνα με το μοντέλο των υπερδομών, για το αέριο απόβλητο ρεύμα της διεργασίας C5 αιθανόλης.

Πίνακας 28. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C5 αιθανόλης.

C5_Ethanol		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-12,67	13,10
Activated Sludge	-1,06	1,33
Trickling Filters	-0,68	0,92
Rotating Biological Contactors	**0,27**	**0,04**
Aerated Lagoon	-1,13	1,43
Stabilization Pond	-0,09	0,45

Πίνακας 29. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C5 αιθανόλης.

C5_Ethanol			
	EP (M$/yr)	Penalty (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Gas – MEA	38,59	575,83	-38,59
Gas – MDEA	328,38	575,83	-328,35
Gas – Rectisol	-70286,36	575,83	70286,38
Gas – Selexol	-117016,47	575,83	117016,49
Gas – Ca-loop	-134970,77	575,83	134970,80
Gas – Cryogenic	535,93	575,83	-535,91

<u>Διεργασία C6 αιθανόλης</u>

Στον Πίνακα 30 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας C6 αιθανόλης. Επιπλέον, στον Πίνακα 31 δίνονται τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν, σύμφωνα με το μοντέλο των υπερδομών, για το αέριο απόβλητο ρεύμα της διεργασίας C6 αιθανόλης.

Πίνακας 30. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C6 αιθανόλης.

C6_Ethanol		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-13,40	14,98
Activated Sludge	-3,93	4,87
Trickling Filters	-0,54	1,72
Aerated Lagoon	-4,39	5,38
Stabilization Pond	**-0,42**	**1,61**

Πίνακας 31. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C6 αιθανόλης.

C6_Ethanol			
	EP (M$/yr)	Penalty (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Gas – MEA	232,66	3471,90	-232,63
Gas – MDEA	1979,90	3471,90	-1979,74
Gas – Rectisol	-423781,13	3471,90	423781,30
Gas – Selexol	-705533,38	3471,90	705533,56
Gas – Ca-loop	-813785,99	3471,90	813786,17
Gas – Cryogenic	3269,90	3471,90	-3269,72

<u>Διεργασία SHF αιθανόλης</u>

Στον Πίνακα 32 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας SHF αιθανόλης. Επιπλέον, στον Πίνακα 33 δίνονται τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν, σύμφωνα με το μοντέλο των υπερδομών, για το αέριο απόβλητο ρεύμα της διεργασίας SHF αιθανόλης.

Πίνακας 32. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SHF αιθανόλης.

SHF_Ethanol		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-14,44	14,64
Activated Sludge	-0,49	0,64
Trickling Filters	-0,64	0,76
Aerated Lagoon	-0,57	0,66
Stabilization Pond	**-0,06**	**0,23**

Πίνακας 33. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SHF αιθανόλης.

SHF_Ethanol			
	EP (M$/yr)	Penalty (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Gas – MEA	271,72	4055,23	-271,67
Gas – MDEA	2312,57	4055,23	-2312,29
Gas – Rectisol	-494982,26	4055,23	494982,55
Gas – Selexol	-824072,83	4055,23	824073,12
Gas – Ca-loop	-950513,32	4055,23	950513,62
Gas – Cryogenic	3783,93	4055,23	-3783,63

Διεργασία SSF αιθανόλης

Στον Πίνακα 34 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας SSF αιθανόλης. Επιπλέον, στον Πίνακα 35 δίνονται τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν, σύμφωνα με το μοντέλο των υπερδομών, για το αέριο απόβλητο ρεύμα της διεργασίας SSF αιθανόλης.

Πίνακας 34. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SSF αιθανόλης.

SSF_Ethanol		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-15,14	17,51
Activated Sludge	-4,82	5,97
Trickling Filters	-0,52	1,96
Rotating Biological Contactors	**2,20**	**0,16**
Aerated Lagoon	-4,31	6,60
Stabilization Pond	0,79	1,97

Πίνακας 35. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SSF αιθανόλης.

SSF_Ethanol			
	EP (M$/yr)	Penalty (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Gas – MEA	248,21	3703,85	-248,18
Gas – MDEA	2112,17	3703,85	-2112,00
Gas – Rectisol	-452092,33	3703,85	452092,51
Gas – Selexol	-452092,33	3703,85	452092,51
Gas – Ca-loop	-868151,93	3703,85	868152,12
Gas – Cryogenic	3490,40	3703,85	-3490,22

Διεργασία PVC

Στον Πίνακα 36 παρατίθενται τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για το συνδυασμένο υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας PVC. Συγκεκριμένα το εξεταζόμενο ρεύμα αποτελεί συνδυασμό των δύο υγρών απόβλητων ρευμάτων της διεργασίας.

Πίνακας 36. Αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών για την επεξεργασία του συνδυασμένου υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας PVC.

Ethylene to PVC		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-8,29	8,31
Activated Sludge	-0,02	0,07
Rotating Biological Contactors	**0,001**	**0,004**
Stabilization Pond	-0,02	0,03

4.5. Συμπεράσματα

Παρακάτω, αναλύονται τα συμπεράσματα που εξάγονται σε κάθε εξεταζόμενη διεργασία με βάση τα αποτελέσματα του μοντέλου των υπερδομών, που προηγήθηκαν.

Διεργασία CIMV

Από τον Πίνακα 21 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας CIMV, παρατηρείται ότι από της τρεις τεχνολογίες επεξεργασίας που εξετάζονται, μόνον οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι παρουσιάζουν κέρδος, ενώ ταυτόχρονα έχουν και το μικρότερο συνολικό κόστος.

Ξυλόζη

Από τον Πίνακα 22 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της ξυλόζης, παρατηρείται ότι από της τέσσερις εξεταζόμενες τεχνολογίες, δύο μόνον παρουσιάζουν κέρδος, οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι και η δεξαμενή εξισορρόπησης. Ωστόσο, οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι αποτελούν την καλύτερη επιλογή, λόγω μεγαλύτερου κέρδους και μικρότερου συνολικού κόστους.

Διεργασία βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης

Από τον Πίνακα 23 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, παρατηρείται ότι η καλύτερη επιλογή είναι αυτή των περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων, καθώς παρουσιάζει το μεγαλύτερο κέρδος και ταυτόχρονα το μικρότερο συνολικό κόστος. Της οι υπόλοιπες εξεταζόμενες τεχνολογίες, με εξαίρεση τη δεξαμενή εξισορρόπησης, δεν παρουσιάζουν κέρδος.

Από τον Πίνακα 24 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, παρατηρείται κέρδος της δύο τεχνολογίες χημικής

απορρόφησης και στην τεχνολογία κρυογονικής. Ωστόσο, διαπιστώνεται ότι η κρυογονική έχει το μεγαλύτερο κέρδος, με αποτέλεσμα να αποτελεί την καλύτερη λύση για τη συγκεκριμένη διεργασία.

Διεργασία καταλυτικής ζυλιτόλης

Από τον Πίνακα 25 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας καταλυτικής ζυλιτόλης, διαπιστώνεται ότι εξετάζεται μόνον η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης. Συνεπώς, για τη συγκεκριμένη διεργασία δεν είναι δυνατή η εξαγωγή συμπερασμάτων σύγκρισης τεχνολογιών. Παρ' όλα αυτά, παρατηρείται ότι η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης δεν παρουσιάζει κέρδος, με αποτέλεσμα να μην αποτελεί επιθυμητή λύση. Αυτό συμβαίνει λόγω του υψηλού κόστους κεφαλαίου της.

Διεργασία πολυουρεθάνης

Από τον Πίνακα 26 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας πολυουρεθάνης, διαπιστώνεται ότι εξετάζεται μόνον η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης. Συνεπώς, για τη συγκεκριμένη διεργασία δεν είναι δυνατή η εξαγωγή συμπερασμάτων σύγκρισης τεχνολογιών. Παρ' όλα αυτά, παρατηρείται ότι η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης δεν παρουσιάζει κέρδος, με αποτέλεσμα να μην αποτελεί επιθυμητή λύση. Αυτό συμβαίνει λόγω του υψηλού κόστους κεφαλαίου της.

Διεργασία ιτακονικού οξέος

Από τον Πίνακα 27 των αποτελεσμάτων του συνδυασμένου υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας ιτακονικού οξέος, παρατηρείται ότι από της τέσσερις εξεταζόμενες τεχνολογίες, μόνον οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι και η δεξαμενή εξισορρόπησης παρουσιάζουν κέρδος. Συγκεκριμένα, η δεξαμενή εξισορρόπησης εμφανίζει το μεγαλύτερο κέρδος, ενώ οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι το μικρότερο συνολικό κόστος. Συνεπώς, η καλύτερη επιλογή για τη συγκεκριμένη διεργασία είναι η τεχνολογία δεξαμενής εξισορρόπησης.

Διεργασία C5 αιθανόλης

Από τον Πίνακα 28 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C5 αιθανόλης, παρατηρείται ότι μόνον οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι παρουσιάζουν κέρδος, ενώ ταυτόχρονα έχουν το μικρότερο συνολικό κόστος. Συνεπώς, αποτελούν την καλύτερη επιλογή επεξεργασίας για το υγρό απόβλητο ρεύμα της συγκεκριμένης διεργασίας.

Από τον Πίνακα 29 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C5 αιθανόλης, παρατηρείται κέρδος της δύο τεχνολογίες χημικής απορρόφησης και στην τεχνολογία κρυογονικής. Ωστόσο, διαπιστώνεται ότι η κρυογονική έχει το μεγαλύτερο κέρδος, με αποτέλεσμα να αποτελεί την καλύτερη λύση για τη συγκεκριμένη διεργασία.

Διεργασία C6 αιθανόλης

Από τον Πίνακα 30 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C6 αιθανόλης, παρατηρείται ότι καμία από της εξεταζόμενες τεχνολογίες επεξεργασίας δεν παρουσιάζει κέρδος. Παρ' όλα αυτά, η δεξαμενή εξισορρόπησης έχει το μικρότερο συνολικό κόστος και γι' αυτόν το λόγο μπορεί να θεωρηθεί ως η καλύτερη λύση συγκριτικά με της υπόλοιπες.

Από τον Πίνακα 31 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας C6 αιθανόλης, παρατηρείται κέρδος της δύο τεχνολογίες χημικής απορρόφησης και στην τεχνολογία κρυογονικής. Ωστόσο, διαπιστώνεται ότι η κρυογονική έχει το μεγαλύτερο κέρδος, με αποτέλεσμα να αποτελεί την καλύτερη λύση για τη συγκεκριμένη διεργασία.

Διεργασία SHF αιθανόλης

Από τον Πίνακα 32 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SHF αιθανόλης, παρατηρείται ότι καμία από της εξεταζόμενες τεχνολογίες επεξεργασίας δεν παρουσιάζει κέρδος. Παρ' όλα αυτά, η δεξαμενή εξισορρόπησης έχει το μικρότερο συνολικό κόστος και γι' αυτόν το λόγο μπορεί να θεωρηθεί ως η καλύτερη λύση συγκριτικά με της υπόλοιπες.

Από τον Πίνακα 33 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SHF αιθανόλης, παρατηρείται κέρδος της δύο τεχνολογίες χημικής απορρόφησης και στην τεχνολογία κρυογονικής. Ωστόσο, διαπιστώνεται ότι η κρυογονική έχει το μεγαλύτερο κέρδος, με αποτέλεσμα να αποτελεί την καλύτερη λύση για τη συγκεκριμένη διεργασία.

Διεργασία SSF αιθανόλης

Από τον Πίνακα 34 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SSF αιθανόλης, παρατηρείται κέρδος της περιστρεφόμενους βιολογικούς δίσκους και στη δεξαμενή εξισορρόπησης. Ωστόσο, διαπιστώνεται ότι οι περιστρεφόμενοι

βιολογικοί δίσκοι αποτελούν την καλύτερη επιλογή για τη συγκεκριμένη διεργασία, διότι εμφανίζουν το μεγαλύτερο κέρδος και ταυτόχρονα το μικρότερο συνολικό κόστος.

Από τον Πίνακα 35 των αποτελεσμάτων του αέριου απόβλητου ρεύματος της διεργασίας SSF αιθανόλης, παρατηρείται κέρδος της δύο τεχνολογίες χημικής απορρόφησης και στην τεχνολογία κρυογονικής. Ωστόσο, διαπιστώνεται ότι η κρυογονική έχει το μεγαλύτερο κέρδος, με αποτέλεσμα να αποτελεί την καλύτερη λύση για τη συγκεκριμένη διεργασία.

Διεργασία PVC

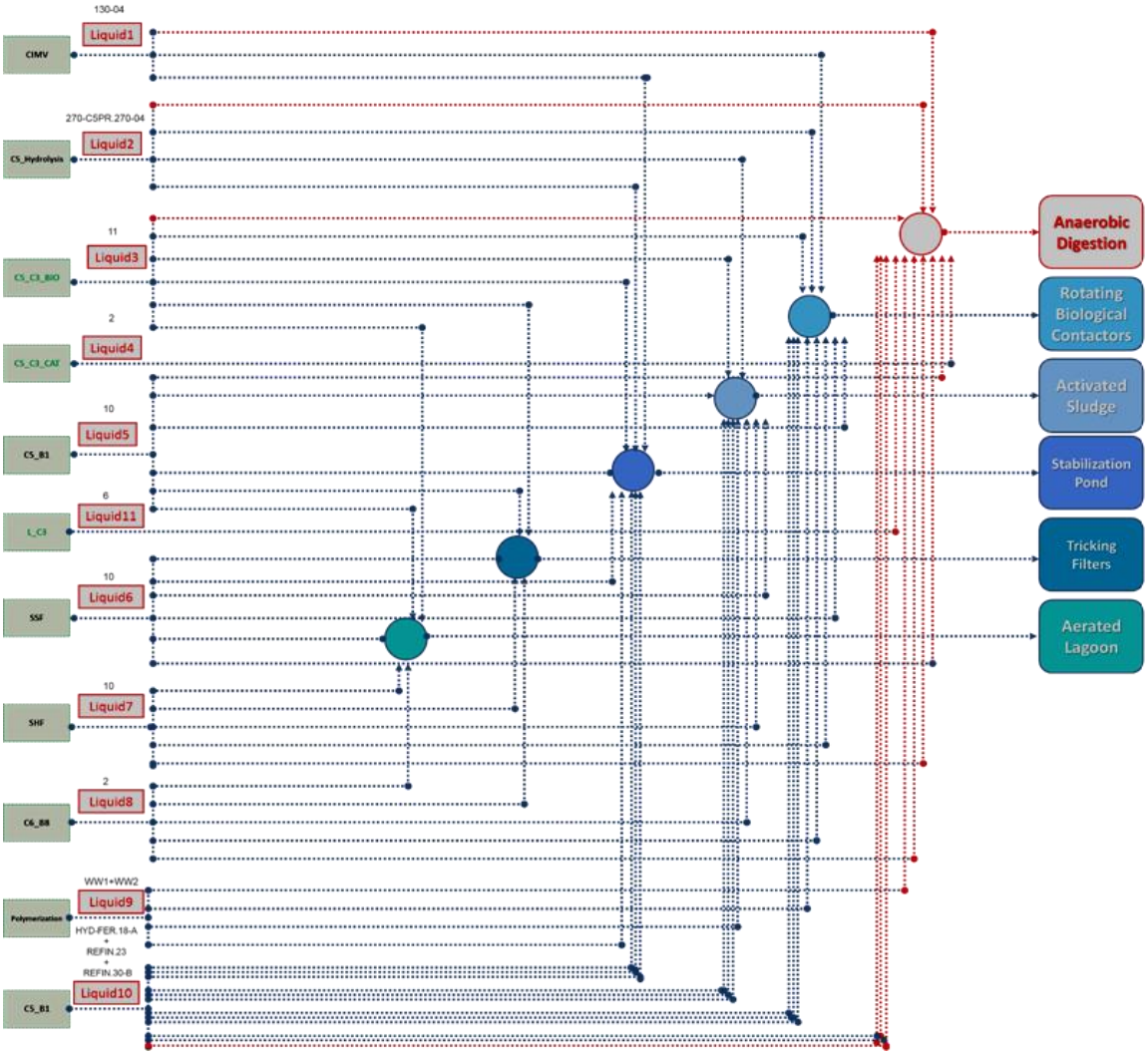
Από τον Πίνακα 36 των αποτελεσμάτων του υγρού απόβλητου ρεύματος της διεργασίας PVC, παρατηρείται ότι μόνον οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι παρουσιάζουν κέρδος, ενώ έχουν ταυτόχρονα το μικρότερο συνολικό κόστος. Επομένως, αποτελούν την καλύτερη επιλογή επεξεργασίας για τη συγκριμένη διεργασία.

4.6. Βελτιστοποίηση

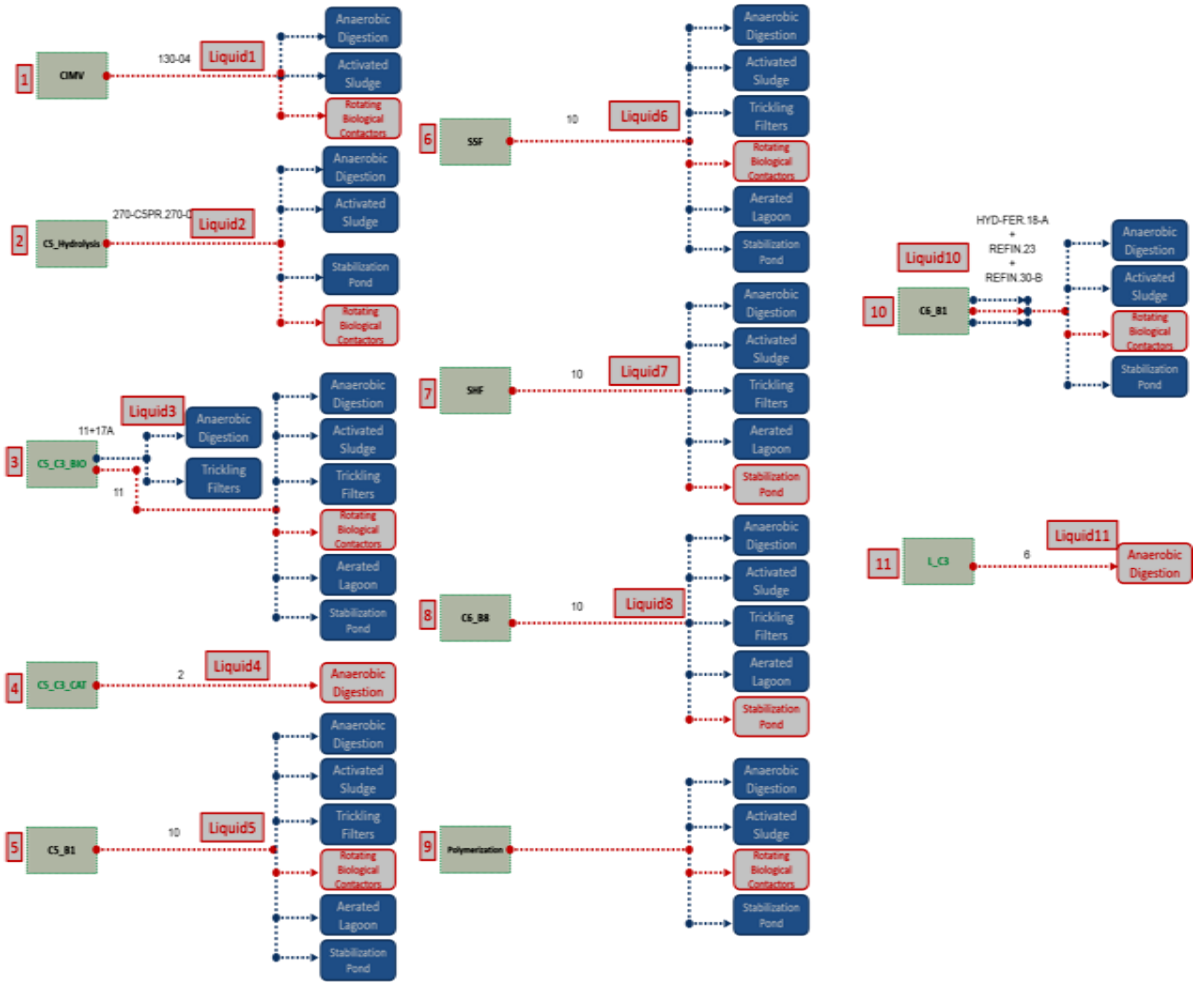
Αρχικά θεωρήθηκε μία τιμή επεξεργασίας υγρών αποβλήτων για την Ελλάδα και μία διαφορετική για τη Φινλανδία, με την παραδοχή ότι είναι χρονικά σταθερή για της της διεργασίες. Συγκεκριμένα, για την Ελλάδα θεωρήθηκε ότι η τιμή αυτή είναι 60 ευρώ ανά τόνο υγρού αποβλήτου και αντίστοιχα για τη Φινλανδία 35 ευρώ ανά τόνο υγρού αποβλήτου. Στη συνέχεια, η τιμή αυτή, για καθεμία περίπτωση, προστίθεται στο Economic Potential και αντίστοιχα αφαιρείται από το Total Cost. Έτσι, οι δύο αντικειμενικές συναρτήσεις αλλάζουν και μάλιστα είναι διαφορετικές για τις δύο χώρες. Σύμφωνα με τα παραπάνω ακολουθεί συγκεντρωτικός και αποκεντρωμένος σχεδιασμός τόσο για την Ελλάδα όσο και για τη Φινλανδία, προκειμένου να προκύψει σύγκριση μεταξύ των αντίστοιχων αποτελεσμάτων των δύο χωρών.

Επιπλέον, πραγματοποιείται συγκεντρωτικός και αποκεντρωμένος σχεδιασμός για την επεξεργασία των αέριων απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών, χωρίς, ωστόσο, να γίνεται συγκριτική μελέτη μεταξύ Ελλάδας και Φινλανδίας, αφού για της της χώρες της Ευρωπαϊκής Ένωσης ισχύει το ίδιο penalty σε περίπτωση απόρριψης αερίων αποβλήτων δίχως να υποστούν επεξεργασία, που ανέρχεται σε 100 ευρώ ανά τόνο διοξειδίου του άνθρακα που απορρίπτεται στην ατμόσφαιρα.

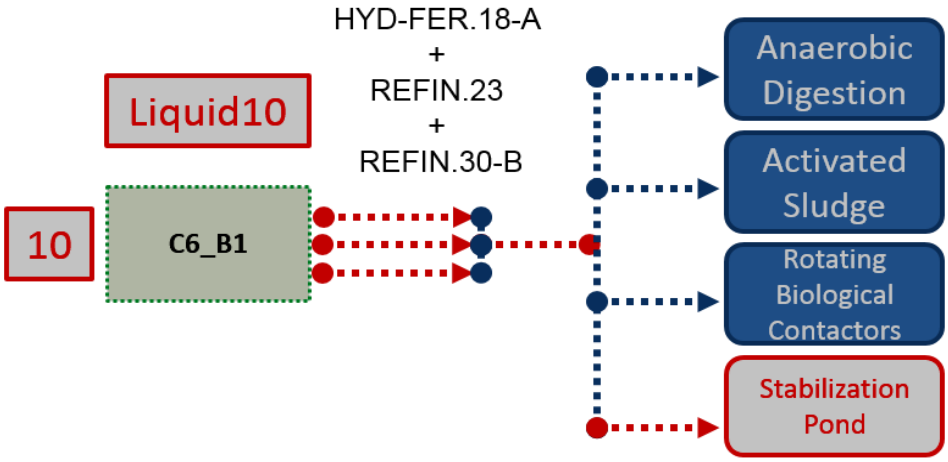
Παρακάτω, παρατίθενται τα σχήματα των υπερδομών, ξεχωριστά για τα υγρά και τα αέρια απόβλητα ρεύματα, τόσο για το συγκεντρωτικό όσο και για τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό. Τα σχήματα αυτά περιλαμβάνουν και τα επιλεγόμενα μονοπάτια και δε διαφοροποιούνται για Ελλάδα και για Φινλανδία, μόνο οι τιμές των αποτελεσμάτων αλλάζουν.



Εικόνα 33. Σχήμα υπερδομής των υγρών απόβλητων ρευμάτων στην περίπτωση συγκεντρωτικού σχεδιασμού.



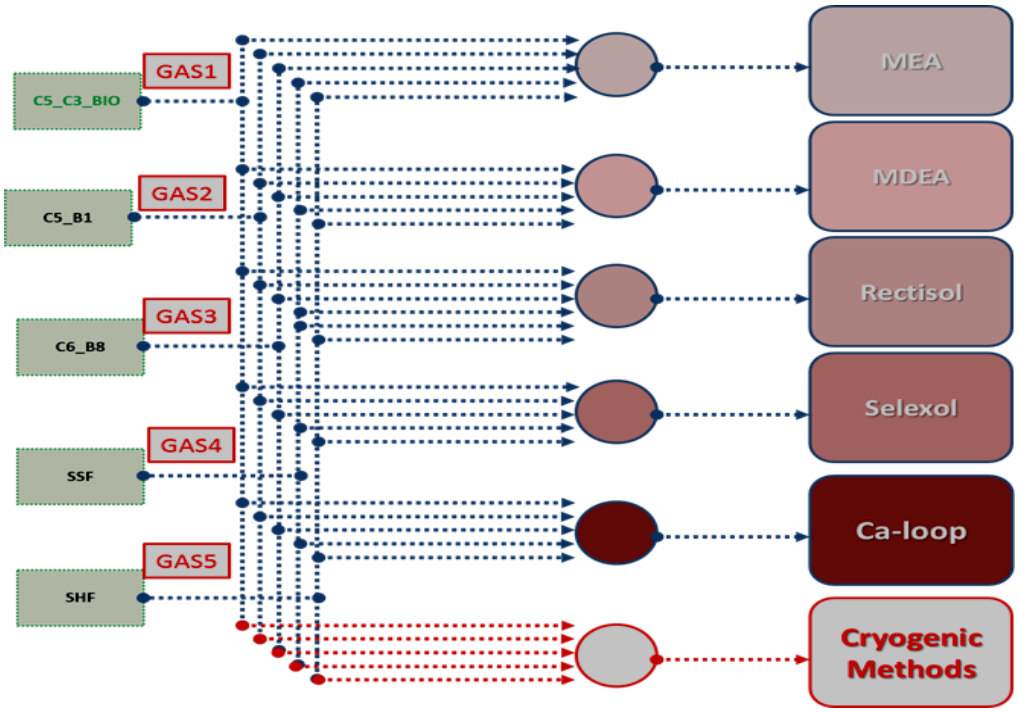
Εικόνα 34. Σχήμα υπερδομής των υγρών απόβλητων ρευμάτων στην περίπτωση αποκεντρωμένου σχεδιασμού με μοναδική αντικειμενική συνάρτηση το συνολικό κόστος.



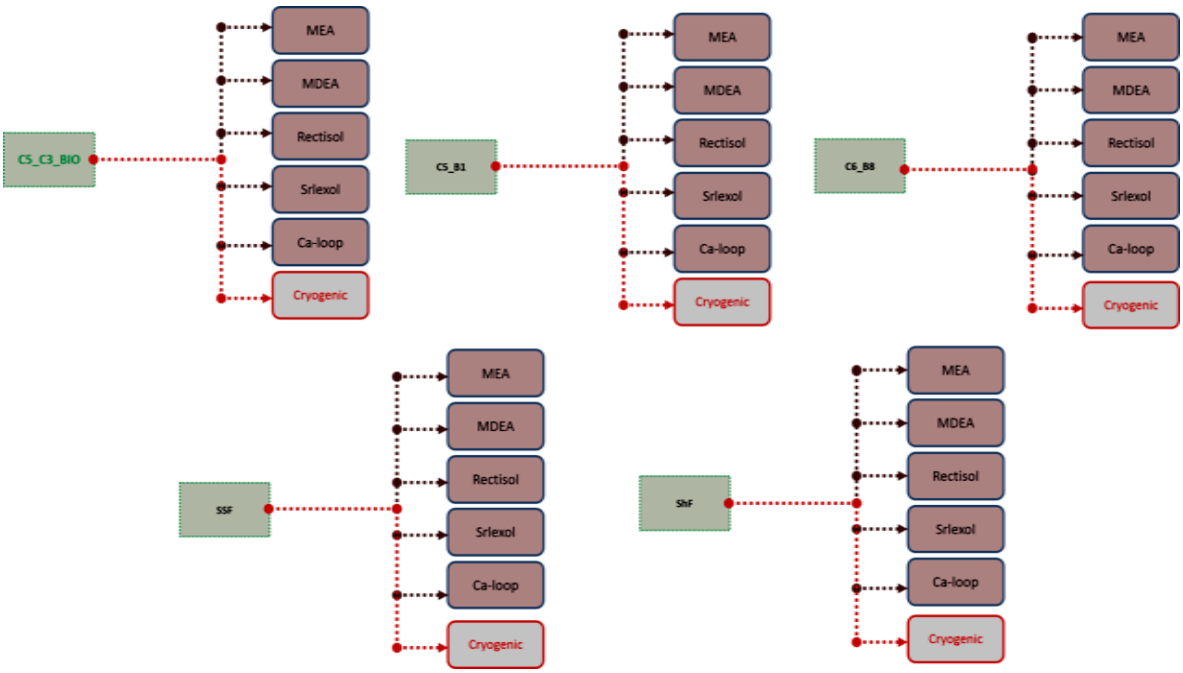
Εικόνα 35. Σχήμα υπερδομής των υγρών απόβλητων ρευμάτων στην περίπτωση αποκεντρωμένου σχεδιασμού με μοναδική αντικειμενική συνάρτηση το κέρδος.

Στην περίπτωση αποκεντρωμένου σχεδιασμού των υγρών απόβλητων ρευμάτων, χρησιμοποιώντας το κέρδος ως αντικειμενική συνάρτηση, παρατηρείται αλλαγή, σύμφωνα

με την Εικόνα 35, μόνο όσον αφορά το συνδυασμένο υγρό απόβλητο ρεύμα της διεργασίας ιτακονικού οξέος.



Εικόνα 36. Σχήμα υπερδομής των αέριων απόβλητων ρευμάτων στην περίπτωση συγκεντρωτικού σχεδιασμού.



Εικόνα 37. Σχήμα υπερδομής των αέριων απόβλητων ρευμάτων στην περίπτωση αποκεντρωμένου σχεδιασμού.

4.6.1. *Περιπτώσεις ανάλυσης για την Ελλάδα*

Στη συνέχεια, παρατίθενται οι πίνακες με τα αποτελέσματα που προέκυψαν για την Ελλάδα από το συγκεντρωτικό και τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό, σχετικά με την επεξεργασία των υγρών και των αέριων απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών.

Πίνακας 37. Αποτελέσματα συγκεντρωτικού σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών στην περίπτωση της Ελλάδας.

Centralized		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	**59,94**	**-53,35**
Activated Sludge	-187,66	191,32
Trickling Filters	-22,06	25,19
Rotating Biological Contactors	48,87	**-47,71**
Aerated Lagoon	28,69	**-28,59**
Stabilization Pond	45,38	**-43,75**

Πίνακας 38. Αποτελέσματα αποκεντρωμένου σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών στην περίπτωση της Ελλάδας.

De-Centralized		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-79,20	85,81
Activated Sludge	49,62	-46,07
Trickling Filters	39,30	-36,28
Rotating Biological Contactors	50,37	-46,69
Aerated Lagoon	31,75	-28,06
Stabilization Pond	29,35	-26,14

Πίνακας 39. Αποτελέσματα συγκεντρωτικού σχεδιασμού για την επεξεργασία των αέριων απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών στην περίπτωση της Ελλάδας.

Centralized			
	EP (M$/yr)	Penalty (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Gas - MEA	-2978,75	304,02	2978,87
Gas - MDEA	-1207,84	304,02	1208,51
Gas - Rectisol	-432658,66	304,02	432659,36
Gas - Selexol	-718175,76	304,02	718176,46
Gas - Ca-loop	-827875,14	304,02	827875,86
Gas - Cryogenic	-136,25	304,02	136,98

Πίνακας 40. Αποτελέσματα αποκεντρωμένου σχεδιασμού για την επεξεργασία των αέριων απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών στην περίπτωση της Ελλάδας.

De-Centralized			
	EP (M$/yr)	Penalty (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Gas - MEA	811,54	12110,84	-811,42
Gas - MDEA	6906,40	12110,84	-6905,73
Gas - Rectisol	-1478250,68	12110,84	1478251,38
Gas - Selexol	-2160495,39	12110,84	2160496,10
Gas - Ca-loop	-2838681,60	12110,84	2838682,33
Gas - Cryogenic	11348,45	12110,84	-11347,73

4.6.2. Περιπτώσεις ανάλυσης για τη Φινλανδία

Παρακάτω, παρατίθενται οι πίνακες με τα αποτελέσματα που προέκυψαν για τη Φινλανδία από το συγκεντρωτικό και τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό, σχετικά με την επεξεργασία των υγρών των εξεταζόμενων διεργασιών. Όσον αφορά τα αέρια απόβλητα ρεύματα τα αποτελέσματα είναι ίδια με εκείνα της Ελλάδας, αφού για όλη την Ευρωπαϊκή Ένωση ισχύει το ίδιο penalty απόρριψης, για το οποίο έγινε λόγος σε προηγούμενο υποκεφάλαιο.

Πίνακας 41. Αποτελέσματα συγκεντρωτικού σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών στην περίπτωση της Φινλανδίας.

Centralized		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	**32,34**	**-25,75**
Activated Sludge	-215,16	218,83
Trickling Filters	-39,68	42,81
Rotating Biological Contactors	28,82	**-27,66**
Aerated Lagoon	10,64	**-10,54**
Stabilization Pond	25,12	**-23,49**

Πίνακας 42. Αποτελέσματα αποκεντρωμένου σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων διεργασιών στην περίπτωση της Φινλανδίας.

De-Centralized		
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Anaerobic Digestion	-100,18	106,79
Activated Sludge	22,11	-18,56
Trickling Filters	21,67	-18,65
Rotating Biological Contactors	30,75	-27,06
Aerated Lagoon	14,12	-10,44
Stabilization Pond	17,20	-13,99

4.6.3. Συμπεράσματα

Από τον Πίνακα 37 των αποτελεσμάτων του συγκεντρωτικού σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων στην περίπτωση της Ελλάδας, παρατηρείται ότι η καλύτερη επιλογή είναι η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης, καθώς παρουσιάζει το μεγαλύτερο κέρδος σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες επεξεργασίας. Εξίσου το ίδιο συμπέρασμα εξάγεται και από το συγκεντρωτικό σχεδιασμό στην περίπτωση της Φινλανδίας, σύμφωνα με τον Πίνακα 41. Ωστόσο, παρατηρείται ότι στην περίπτωση της Ελλάδας, η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης παρουσιάζει μεγαλύτερο κέρδος απ' ότι στην περίπτωση της Φινλανδίας. Αυτό ήταν αναμενόμενο λόγω του ότι η τιμή επεξεργασίας υγρών αποβλήτων για την Ελλάδα είναι μεγαλύτερη από την αντίστοιχη τιμή για τη Φινλανδία.

Από τον Πίνακα 38 των αποτελεσμάτων του αποκεντρωμένου σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων στην περίπτωση της Ελλάδας, παρατηρείται ότι η καλύτερη επιλογή είναι η τεχνολογία των περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων, καθώς παρουσιάζει το μεγαλύτερο κέρδος σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες επεξεργασίας. Εξίσου το ίδιο συμπέρασμα εξάγεται και από τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό στην περίπτωση της Φινλανδίας, σύμφωνα με τον Πίνακα 42. Ωστόσο, παρατηρείται ότι στην περίπτωση της Ελλάδας, η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων παρουσιάζει μεγαλύτερο κέρδος απ' ότι στην περίπτωση της Φινλανδίας, όπως, ακριβώς, παρατηρήθηκε και προηγουμένως για την τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης στο συγκεντρωτικό σχεδιασμό.

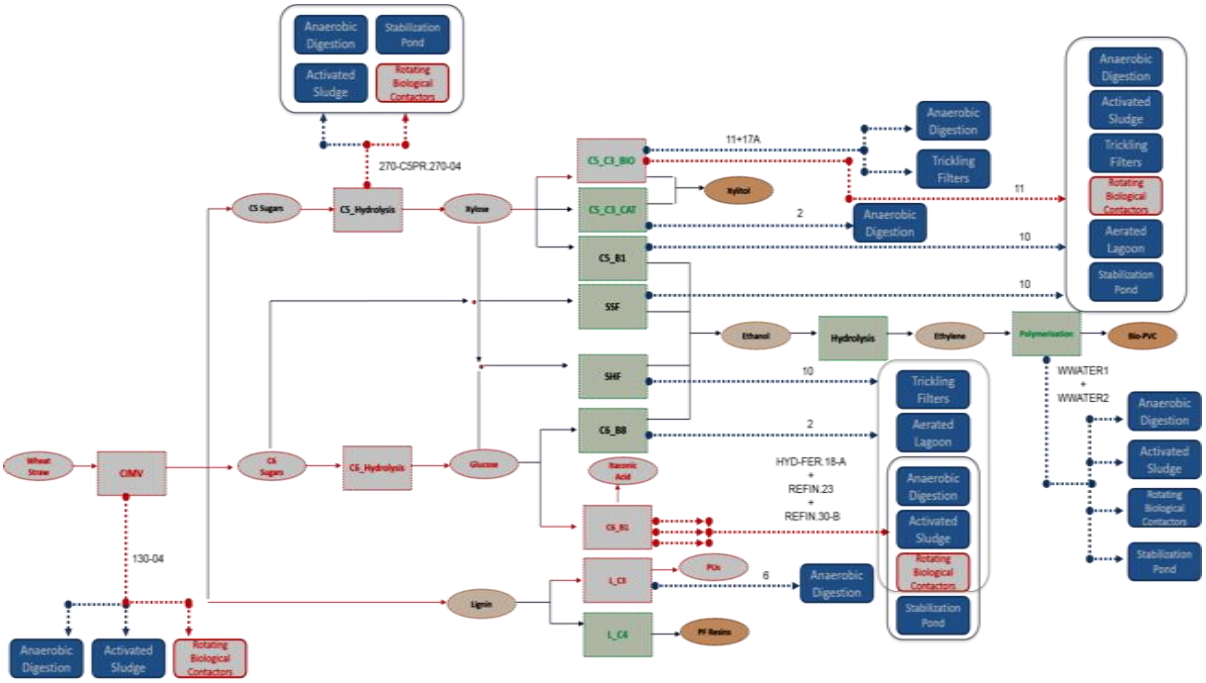
Όσον αφορά τα αέρια απόβλητα ρεύματα, όλες οι χώρες τις Ευρωπαϊκής Ένωσης επιβαρύνονται με το ίδιο penalty στην περίπτωση απόρριψης αυτών στο περιβάλλον, χωρίς

επεξεργασία. Συνεπώς, προκύπτουν τα ίδια αποτελέσματα συγκεντρωτικού και αντίστοιχα αποκεντρωμένου σχεδιασμού και στις δύο εξεταζόμενες χώρες. Συγκεκριμένα, από τον Πίνακα 39 των αποτελεσμάτων του συγκεντρωτικού σχεδιασμού, παρατηρείται ότι η καλύτερη επιλογή είναι η τεχνολογία κρυογονικής, καθώς παρουσιάζει το μεγαλύτερο κέρδος (συγκεκριμένα το λιγότερο αρνητικό) σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες επεξεργασίας. Εξίσου, το ίδιο συμπέρασμα εξάγεται και από τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό, σύμφωνα με τον Πίνακα 40.

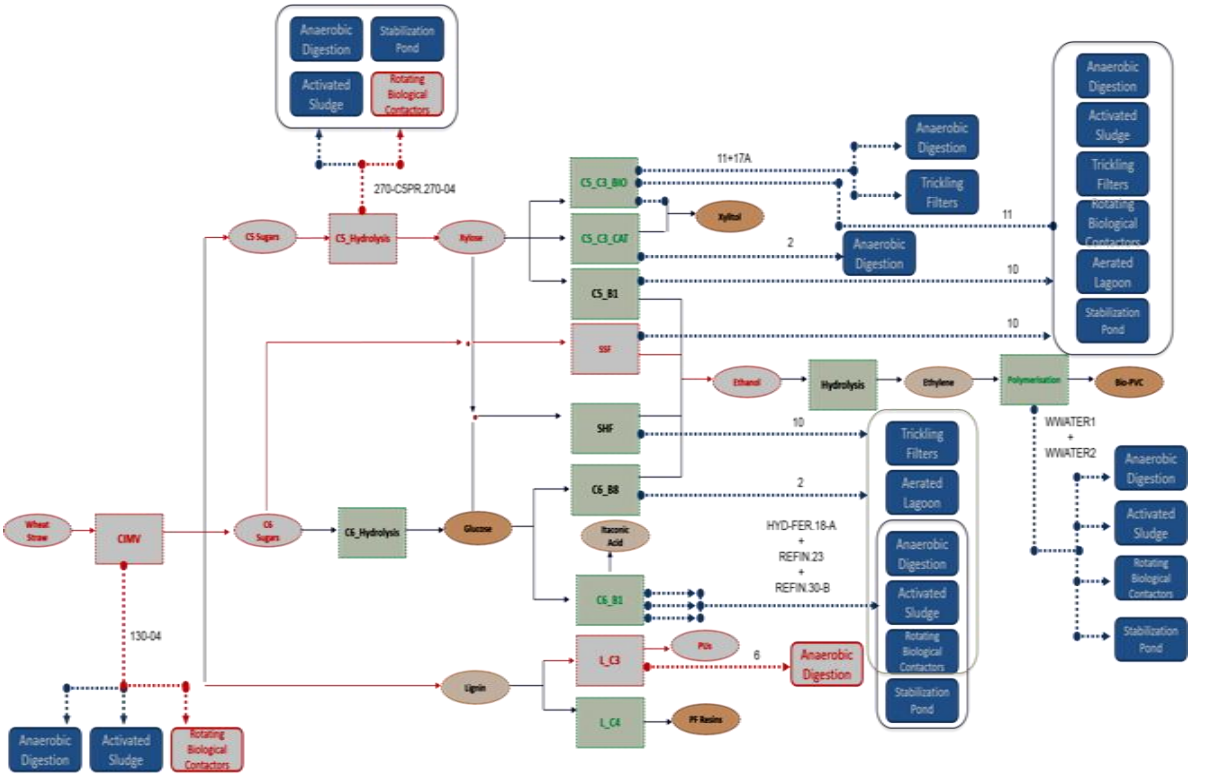
4.7. Case studies βελτιστοποίησης

Στο παρόν υποκεφάλαιο θεωρούνται διαφορετικά σενάρια διεργασιών βιοδιυλιστηρίου, καθώς στην πραγματικότητα δεν είναι δυνατό να συνυπάρχουν όλες οι διεργασίες και αντίστοιχα όλα τα απόβλητα αυτών. Για αυτά τα σενάρια πραγματοποιείται τόσο συγκεντρωτικός όσο και αποκεντρωμένος σχεδιασμός. Τα δύο σενάρια των υγρών απόβλητων ρευμάτων είναι η παραγωγή βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, ιτακονικού οξέος και πολυουρεθάνης και αντίστοιχα η παραγωγή SSF αιθανόλης και πολυουρεθάνης. Λόγω του ότι το υγρό απόβλητο ρεύμα της πολυουρεθάνης μπορεί να επεξεργαστεί μόνο με αναερόβια χώνευση και έχει πολύ χαμηλή τιμή BOD, εξετάζονται δύο περιπτώσεις. Στην πρώτη θεωρείται ότι απορρίπτεται στο περιβάλλον, ενώ στη δεύτερη λαμβάνεται υπόψη, προσθέτοντας την τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης για την επεξεργασία αυτού και θεωρώντας ότι όλα τα υπόλοιπα υγρά απόβλητα ρεύματα επεξεργάζονται με διαφορετική τεχνολογία. Όσον αφορά τα αέρια απόβλητα ρεύματα, εξετάζεται το σενάριο παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης και C6 αιθανόλης. Στην περίπτωση των υγρών απόβλητων ρευμάτων πραγματοποιείται συγκριτική μελέτη μεταξύ Ελλάδας και Φινλανδίας, λόγω διαφορετικών τιμών επεξεργασίας υγρών αποβλήτων, ενώ στην περίπτωση των αέριων απόβλητων ρευμάτων δεν είναι δυνατή μία τέτοια μελέτη, αφού για όλες τις χώρες της Ευρωπαϊκής Ένωσης ισχύει το ίδιο penalty απόρριψης.

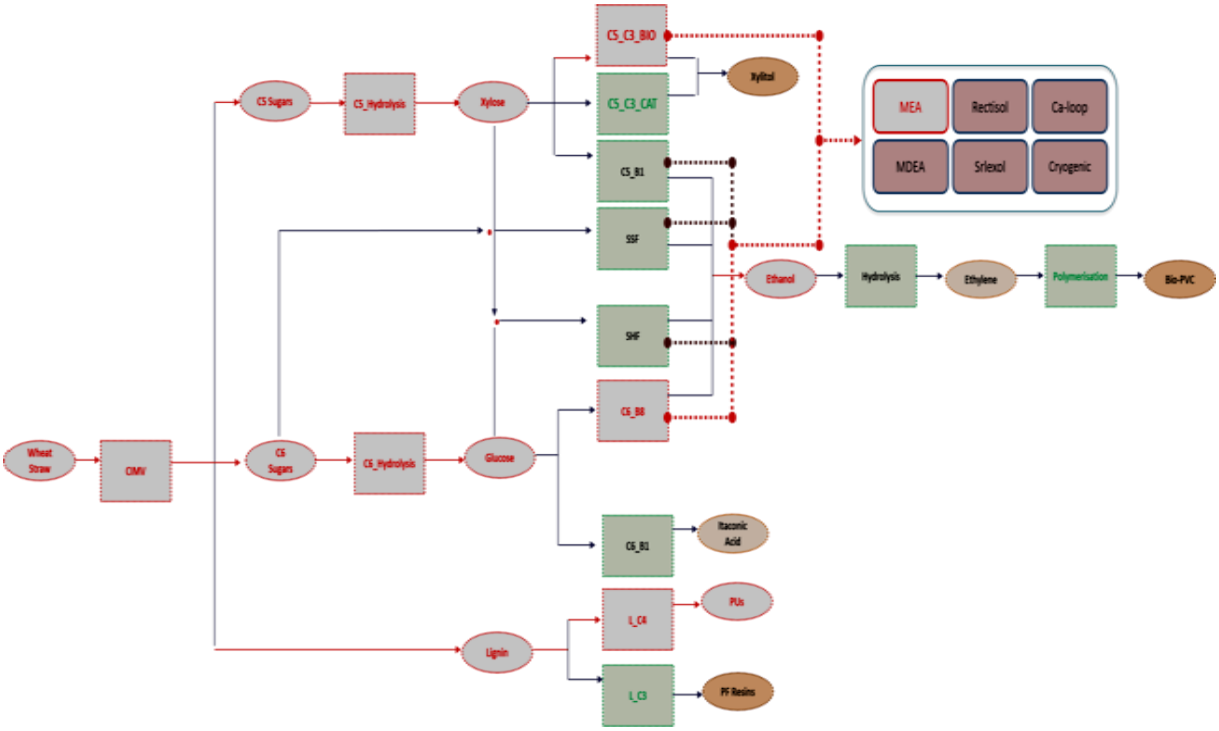
Ακολουθούν τα σχήματα των υπερδομών για τα σενάρια των υγρών και των αερίων απόβλητων ρευμάτων. Στα σχήματα αυτά, σημειώνονται οι επιλογές μονοπατιών στην κάθε περίπτωση. Όπως επισημάνθηκε στο προηγούμενο υποκεφάλαιο, τα σχήματα των υπερδομών δε διαφοροποιούνται από χώρα σε χώρα, απλά αλλάζουν οι τιμές των αποτελεσμάτων που προκύπτουν από αυτά.



Εικόνα 38. Σχήμα υπερδομής του σεναρίου παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, ιτακονικού οξέος και πολυουρεθάνης στην περίπτωση συγκεντρωτικού σχεδιασμού των υγρών απόβλητων ρευμάτων.



Εικόνα 39. Σχήμα υπερδομής του σεναρίου παραγωγής SSF αιθανόλης και πολυουρεθάνης στην περίπτωση συγκεντρωτικού σχεδιασμού των υγρών απόβλητων ρευμάτων.



Εικόνα 40. Σχήμα υπερδομής του σεναρίου παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης και C6 αιθανόλης στην περίπτωση συγκεντρωτικού σχεδιασμού των αέριων απόβλητων ρευμάτων.

4.7.1. Case studies για την Ελλάδα

Στη συνέχεια, παρατίθενται οι πίνακες των αποτελεσμάτων που προέκυψαν για την Ελλάδα, αντίστοιχα από το συγκεντρωτικό και τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό, τόσο για τα υγρά όσο και για τα αέρια απόβλητα ρεύματα των εξεταζόμενων διεργασιών. Στην περίπτωση των υγρών απόβλητων ρευμάτων, εξετάζονται δύο διαφορετικά σενάρια, ενώ στην περίπτωση των αερίων μόνο ένα.

Πίνακας 43. Αποτελέσματα συγκεντρωτικού σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, ιτακονικού οξέος και πολυουρεθάνης στην περίπτωση της Ελλάδας.

Centralized- production of Xylitol and Itaconic Acid and PU				
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)		
Anaerobic Digestion	18,24	-16,64	Activated Sludge + AD (for PU)	
Activated Sludge (NO PU)	-62,69	140,68	-64,39	71,19
Rotating Biological Contactors (NO PU)	**24,31**	**-23,97**	Rotating Biological Contactors + AD (for PU)	
			22,61	-22,27

Πίνακας 44. Αποτελέσματα αποκεντρωμένου σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, ιτακονικού οξέος και πολυουρεθάνης στην περίπτωση της Ελλάδας.

	SUM OF DECENTRALIZED			
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)		
Anaerobic Digestion	-17,08	19,05	Activated Sludge + AD (for PU)	
Activated Sludge (NO PU)	18,10	-17,10	16,41	-15,40
Rotating Biological Contactors (NO PU)	**25,47**	**-23,96**	Rotating Biological Contactors + AD (for PU)	
			23,78	**-22,26**

Πίνακας 45. Αποτελέσματα συγκεντρωτικού σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής SSF αιθανόλης και πολυουρεθάνης στην περίπτωση της Ελλάδας.

Centralized- production of SSF ethanol and PU				
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)		
Anaerobic Digestion	34,17	-29,99	Activated Sludge + AD (for PU)	
Activated Sludge (NO PU)	-118,70	121,73	-120,40	123,43
Rotating Biological Contactors (NO PU)	**42,93**	**-41,65**	Rotating Biological Contactors + AD (for PU)	
			41,23	-39,95

Πίνακας 46. Αποτελέσματα αποκεντρωμένου σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής SSF αιθανόλης και πολυουρεθάνης στην περίπτωση της Ελλάδας.

	SUM OF DECENTRALIZED			
	(M$/yr)	(M$/yr)		
Anaerobic Digestion	8,41	-4,22	Activated Sludge + AD (for PU)	
Activated Sludge (NO PU)	20,05	-18,44	18,36	-16,74
Rotating Biological Contactors (NO PU)	**44,92**	**-41,65**	Rotating Biological Contactors + AD (for PU)	
			43,23	**-39,95**

Πίνακας 47. Αποτελέσματα συγκεντρωτικού σχεδιασμού για την επεξεργασία αέριων απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης και C6 αιθανόλης στην περίπτωση της Ελλάδας.

Centralized Case Study 1 xylitol bio +c6 ethanol			
	EP (M$/yr)	Penalty (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Gas - MEA	-2451,00	304,02	2451,03
Gas - MDEA	-964,92	304,02	965,12
Gas - Rectisol	-363076,75	304,02	363076,96
Gas - Selexol	-602708,28	304,02	602708,49
Gas - Ca-loop	-827875,14	304,02	827875,86
Gas - Cryogenic	103,60	304,02	-103,38

Πίνακας 48. Αποτελέσματα αποκεντρωμένου σχεδιασμού για την επεξεργασία αέριων απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης και C6 αιθανόλης στην περίπτωση της Ελλάδας.

De-Centralized Case Study 1 xylitol bio +c6 ethanol			
	EP (M$/yr)	Penalty (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)
Gas - MEA	253,03	3775,92	-252,99
Gas - MDEA	2153,28	3775,92	-2153,08
Gas - Rectisol	-460889,73	3775,92	460889,94
Gas - Selexol	-767313,76	3775,92	767313,97
Gas - Ca-loop	-885045,58	3775,92	885045,80
Gas - Cryogenic	3538,19	3775,92	-3537,97

4.7.2. Case studies για τη Φινλανδία

Παρακάτω, παρατίθενται οι πίνακες των αποτελεσμάτων που προέκυψαν για τη Φινλανδία, αντίστοιχα από το συγκεντρωτικό και τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό, για τα υγρά απόβλητα ρεύματα των εξεταζόμενων διεργασιών, όπου εξετάζονται τα ίδια σενάρια με εκείνα που εξετάστηκαν για την Ελλάδα. Όσον αφορά τα αέρια απόβλητα ρεύματα ισχύουν τα ίδια αποτελέσματα με εκείνα για την Ελλάδα και γι' αυτόν το λόγο δεν επαναλαμβάνονται.

Πίνακας 49. Αποτελέσματα συγκεντρωτικού σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, ιτακονικού οξέος και πολυουρεθάνης στην περίπτωση της Φινλανδίας.

Centralized- production of Xylitol and Itaconic Acid and PU				
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)		
Anaerobic Digestion	8,17	-6,56	Activated Sludge + AD (for PU)	
Activated Sludge (NO PU)	-72,76	160,82	-74,46	81,26
Rotating Biological Contactors (NO PU)	**14,24**	**-13,90**	Rotating Biological Contactors + AD (for PU)	
			12,54	-12,20

Πίνακας 50. Αποτελέσματα αποκεντρωμένου σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, ιτακονικού οξέος και πολυουρεθάνης στην περίπτωση της Φινλανδίας.

	SUM OF DECENTRALIZED			
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)		
Anaerobic Digestion	-27,15	29,12	Activated Sludge + AD (for PU)	
Activated Sludge (NO PU)	8,03	-7,03	**6,33**	**-5,33**
Rotating Biological Contactors (NO PU)	**15,40**	**-13,89**	Rotating Biological Contactors + AD (for PU)	
			13,71	**-12,19**

Πίνακας 51. Αποτελέσματα συγκεντρωτικού σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής SSF αιθανόλης και πολυουρεθάνης στην περίπτωση της Φινλανδίας.

Centralized- production of SSF ethanol and PU				
	EP (M$/yr)	Total Cost (M$/yr)		
Anaerobic Digestion	16,67	-12,49	Activated Sludge + AD (for PU)	
Activated Sludge (NO PU)	-136,20	139,23	-137,90	140,93
Rotating Biological Contactors (NO PU)	**25,43**	**-24,15**	Rotating Biological Contactors + AD (for PU)	
			23,73	-22,45

Πίνακας 52. Αποτελέσματα αποκεντρωμένου σχεδιασμού για την επεξεργασία των υγρών απόβλητων ρευμάτων του σεναρίου παραγωγής SSF αιθανόλης και πολυουρεθάνης στην περίπτωση της Φινλανδίας.

	SUM OF DECENTRALIZED			
	(M$/yr)	(M$/yr)		
Anaerobic Digestion	-9,10	13,28	Activated Sludge + AD (for PU)	
Activated Sludge (NO PU)	8,95	-7,34	7,26	-5,64
Rotating Biological Contactors (NO PU)	**27,42**	**-24,14**	Rotating Biological Contactors + AD (for PU)	
			25,73	**-22,45**

4.7.3. Συμπεράσματα

Όσον αφορά το συγκεντρωτικό σχεδιασμό του σεναρίου παραγωγής βιοτεχνολογικής ζυλιτόλης, ιτακονικού οξέος και πολυουρεθάνης, παρατηρείται, σύμφωνα με τον Πίνακα 43 και τον Πίνακα 49, ότι τόσο στην περίπτωση της Ελλάδας όσο και της Φινλανδίας, η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας των υγρών απόβλητων ρευμάτων είναι η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων, καθώς παρουσιάζει μεγαλύτερο κέρδος. Το συμπέρασμα αυτό ισχύει και στην περίπτωση απόρριψης του υγρού απόβλητου ρεύματος της πολυουρεθάνης, αλλά και στην περίπτωση που λαμβάνεται υπόψη. Ωστόσο, παρατηρείται ότι η προσθήκη μονάδας αναερόβιας χώνευσης για την επεξεργασία αυτού έχει ως αποτέλεσμα μία σχετική μείωση του κέρδους λόγω του μεγάλου κόστους κεφαλαίου αυτής. Επιπλέον, στην περίπτωση της Ελλάδας διαπιστώνεται ότι η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων παρουσιάζει μεγαλύτερο κέρδος απ' ότι στην περίπτωση της Φινλανδίας. Αυτό ήταν αναμενόμενο λόγω του ότι η τιμή επεξεργασίας υγρών αποβλήτων για την Ελλάδα είναι μεγαλύτερη από την αντίστοιχη τιμή για τη Φινλανδία. Τα ίδια ακριβώς συμπεράσματα εξάγονται και από τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό του συγκεκριμένου σεναρίου, σύμφωνα με τον Πίνακα 44 και τον Πίνακα 50. Παρ' όλα αυτά το κέρδος των περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων προκύπτει σχετικά μεγαλύτερο στον αποκεντρωμένο σχεδιασμό απ' ότι στο συγκεντρωτικό σχεδιασμό.

Από τον Πίνακα 45 και τον Πίνακα 51, όπου παρατίθενται τα αποτελέσματα από το συγκεντρωτικό σχεδιασμό του σεναρίου παραγωγής SSF αιθανόλης και πολυουρεθάνης, στην περίπτωση της Ελλάδας και της Φινλανδίας αντίστοιχα, διαπιστώνεται ότι η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας των υγρών απόβλητων ρευμάτων είναι η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων, καθώς παρουσιάζει μεγαλύτερο κέρδος. Το συμπέρασμα αυτό ισχύει και στην περίπτωση απόρριψης του υγρού απόβλητου ρεύματος της πολυουρεθάνης, αλλά και στην περίπτωση που λαμβάνεται υπόψη. Ωστόσο, παρατηρείται ότι η προσθήκη μονάδας αναερόβιας χώνευσης για την επεξεργασία αυτού έχει ως αποτέλεσμα μία σχετική μείωση του κέρδους λόγω του μεγάλου κόστους κεφαλαίου αυτής. Επιπλέον, στην περίπτωση της Ελλάδας διαπιστώνεται ότι η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων παρουσιάζει μεγαλύτερο κέρδος απ' ότι στην περίπτωση της Φινλανδίας. Αυτό ήταν αναμενόμενο λόγω του ότι η τιμή επεξεργασίας υγρών αποβλήτων για την Ελλάδα είναι μεγαλύτερη από την αντίστοιχη τιμή για τη Φινλανδία. Τα ίδια ακριβώς συμπεράσματα εξάγονται και από τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό του συγκεκριμένου σεναρίου, σύμφωνα με τον Πίνακα 46 και τον Πίνακα 52.

Όπως στο προηγούμενο σενάριο, έτσι και σε αυτό, διαπιστώνεται ότι το κέρδος των περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων που προκύπτει από τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό είναι σχετικά μεγαλύτερο από το αντίστοιχο του συγκεντρωτικού σχεδιασμού.

Τέλος, όσον αφορά τα αέρια απόβλητα ρεύματα, όπου μελετάται ένα σενάριο διεργασιών, παρατηρείται ότι, τόσο στο συγκεντρωτικό όσο και στον αποκεντρωμένο σχεδιασμό, η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας είναι η τεχνολογία κρυογονικής, καθώς παρουσιάζει το μεγαλύτερο κέρδος. Ωστόσο, αξίζει να σημειωθεί ότι στην περίπτωση αποκεντρωμένου σχεδιασμού το κέρδος της κρυογονικής είναι σημαντικά μεγαλύτερο σε σχέση με την περίπτωση συγκεντρωτικού σχεδιασμού.

Κεφάλαιο 5: *Συζήτηση και συμπεράσματα*

Λαμβάνοντας υπόψη τα αποτελέσματα που προέκυψαν από τη μαθηματική μοντελοποίηση και εκείνα που προέκυψαν από το μοντέλο των υπερδομών, στο παρόν κεφάλαιο πραγματοποιείται η μεταξύ τους σύγκριση. Επιπλέον, αναφέρονται γενικά συμπεράσματα που προέκυψαν από το συγκεντρωτικό και τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό. Τέλος, γίνονται προτάσεις για μελλοντική έρευνα.

5.1. Σύγκριση μαθηματικού μοντέλου και μοντέλου υπερδομών

Στην παρούσα διπλωματική εργασία εξετάστηκε η επεξεργασία των υγρών και των αέριων απόβλητων ρευμάτων που προέκυψαν από τις διεργασίες λιγνοκυτταρινούχου βιοδιυλιστηρίου. Αρχικά, κατασκευάστηκε ένα μαθηματικό μοντέλο για καθεμία από τις εξεταζόμενες τεχνολογίες επεξεργασίας, το οποίο, στη συνέχεια, γραμμικοποιήθηκε προκειμένου να κατασκευαστεί το μοντέλο των υπερδομών, όπου λαμβάνεται υπόψη και το κέρδος πώλησης των παραπροϊόντων των διάφορων τεχνολογιών επεξεργασίας αποβλήτων. Τόσο από το μαθηματικό μοντέλο όσο και από το μοντέλο των υπερδομών διαπιστώθηκε ότι για όλα τα υγρά απόβλητα κοινή τεχνολογία επεξεργασίας είναι η αναερόβια χώνευση, η οποία, ωστόσο, παρουσιάζει το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίου, γεγονός που δεν την καθιστά επιθυμητή λύση. Αντιθέτως, η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας της πλειοψηφίας των υγρών απόβλητων ρευμάτων των εξεταζόμενων

διεργασιών, σύμφωνα και με τα δύο μοντέλα, φαίνεται να είναι εκείνη των περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων. Στην περίπτωση των αέριων απόβλητων ρευμάτων, παρατηρήθηκε, σύμφωνα και με τα δύο μοντέλα, ότι η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας αυτών είναι η τεχνολογία κρυογονικής, της οποίας το υψηλό κόστος κεφαλαίου αντισταθμίζεται από τη χαμηλή απαίτηση σε ενέργεια και το χαμηλό λειτουργικό κόστος. Αντιθέτως, ο βρόχος ασβεστίου διαπιστώθηκε να είναι η χειρότερη επιλογή επεξεργασίας, λόγω της υψηλής απαίτησης σε ενέργεια και συνεπώς, του υψηλότερου λειτουργικού κόστους.

Στη συνέχεια, προκειμένου να εξελιχθεί το μοντέλο των υπερδομών, πραγματοποιήθηκε συγκεντρωτικός και αποκεντρωμένος σχεδιασμός. Η πρώτη περίπτωση σχεδιασμού εξέτασε τα απόβλητα ρεύματα των διεργασιών ως ένα ρεύμα συνολικής ροής που μπορεί να επεξεργαστεί από καθεμία από τις εξεταζόμενες τεχνολογίες, ενώ η δεύτερη περίπτωση σχεδιασμού εξέτασε τις διάφορες τεχνολογίες επεξεργασίας ως ξεχωριστές μονάδες για κάθε εξεταζόμενη διεργασία. Τα δύο αυτά είδη σχεδιασμού πραγματοποιήθηκαν για την Ελλάδα και τη Φινλανδία. Από τη συγκριτική μελέτη των δύο αυτών χωρών διαπιστώθηκε εξίσου ότι καλύτερη επιλογή επεξεργασίας υγρών αποβλήτων, σύμφωνα με το συγκεντρωτικό σχεδιασμό, είναι η τεχνολογία αναερόβιας χώνευσης, ενώ, σύμφωνα με τον αποκεντρωμένο σχεδιασμό, είναι η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων. Παρ' όλα αυτά, μεγαλύτερο κέρδος παρουσιάζεται στην περίπτωση της Ελλάδας λόγω μεγαλύτερης τιμής επεξεργασίας αποβλήτων. Όσον αφορά τα αέρια απόβλητα, η βέλτιστη επιλογή και στα δύο είδη σχεδιασμού για τις δύο εξεταζόμενες χώρες είναι η τεχνολογία κρυογονικής.

Τέλος, εξετάζονται τόσο για την Ελλάδα όσο και για τη Φινλανδία, δύο σενάρια διεργασιών βιοδιυλιστηρίου απ' όπου προκύπτουν υγρά απόβλητα ρεύματα προς επεξεργασία και ένα σενάριο σχετικά με αέρια απόβλητα ρεύματα. Για τα σενάρια αυτά πραγματοποιείται συγκεντρωτικός και αποκεντρωμένος σχεδιασμός, όπου επιβεβαιώνεται εξίσου ότι η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας υγρών απόβλητων ρευμάτων είναι η τεχνολογία περιστρεφόμενων βιολογικών δίσκων, ενώ η καλύτερη επιλογή επεξεργασίας αέριων απόβλητων ρευμάτων είναι η τεχνολογία κρυογονικής. Γενικότερα, ωστόσο, παρατηρήθηκε ότι το κέρδος που προκύπτει από τις δύο αυτές τεχνολογίες είναι μεγαλύτερο στην περίπτωση αποκεντρωμένου σχεδιασμού.

5.2. Μελλοντικές προοπτικές

Λόγω του ότι η παρούσα διπλωματική εργασία εστιάζει στη μεμονωμένη μελέτη των υγρών και των αέριων απόβλητων ρευμάτων, που προκύπτουν από διεργασίες βιοδιυλιστηρίου, μία σημαντική πρόταση για μελλοντική έρευνα θα μπορούσε να είναι η ανάπτυξη ενός μοντέλου ολοκλήρωσης, όπου το βιοδιυλιστήριο, από τους πιλότους μέχρι και την επεξεργασία αποβλήτων, θα αντιμετωπίζεται συνολικά ως ένα σύνθετο πρόβλημα. Συνεπώς, κατά αυτόν τον τρόπο θα λαμβάνονται υπόψη όλα τα είδη αποβλήτων, καθώς και όλες οι τεχνολογίες επεξεργασίας, οδηγώντας σε βέλτιστα μονοπάτια. Ένα, επιπλέον, πλεονέκτημα από τον ολοκληρωμένο σχεδιασμό βιοδιυλιστηρίου, είναι ότι θα οδηγούνται προς επεξεργασία ακόμα και τα παραπροϊόντα των εξεταζόμενων τεχνολογιών επεξεργασίας, όπως ιλύς, νερό, αέρια, με σκοπό τη δημιουργία ενός συστήματος μηδενικών αποβλήτων.

Μία εξίσου σημαντική μελλοντική προοπτική θα μπορούσε να είναι ο εμπλουτισμός, τόσο της μελέτης όσο και του σχεδιασμού, με περισσότερες τεχνολογίες επεξεργασίας, ώστε να λαμβάνεται υπόψη κάθε υπαρκτή πιθανή επιλογή. Επιπλέον, θα ήταν ιδιαίτερα να ενδιαφέρον να πραγματοποιηθούν συγκριτικές μελέτες επεξεργασίας αποβλήτων σε περισσότερες χώρες και μάλιστα σε χώρες εκτός Ευρωπαϊκής Ένωσης, προκειμένου να μπορούν να εξαχθούν περισσότερα και ακριβέστερα συμπεράσματα, με βάση τους διαφορετικούς κανονισμούς και περιορισμούς μεταξύ αυτών.

Μία τελευταία πρόταση για μελλοντική έρευνα θα μπορούσε να είναι ένας ολοκληρωμένος σχεδιασμός, που περιλαμβάνει δείκτες LCA. Στην ουσία, πρόκειται για ένα σχεδιασμό περισσότερο επικεντρωμένο στις περιβαλλοντικές επιπτώσεις των διάφορων τεχνολογιών επεξεργασίας.

Βιβλιογραφία

Appels L., Baeyens J., Degrève J. & Dewil R. (2008) *Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge*. Elsevier Ltd., Progress in Energy and Combustion Science, 34, pp. 755-781.

Atsonios K., Koumanakos A., Panopoulos K.D., Doukelis A. & Kakaras E. (2013) *Techno-Economic Comparison of CO_2 Capture Technologies Employed With Natural Gas Derived GTCC*. ASME Turbo Expo 2013: Turbine Technical Conference and Exposition, Vol. 2, No. GT2013-95117, pp. V002T07A018; 8 pages, San Antonio, Texas, USA.

Atsonios K., Panopoulos K.D., Doukelis A., Koumanakos A. & Kakaras Em. (2012) *Exergy analysis of a hydrogen fired combined cycle with natural gas reforming and membrane assisted shift reactors for CO_2 capture*. Elsevier Science Ltd., Energy Conversion and Management, 60, pp. 196-203.

Atsonios K., Panopoulos K.D., Doukelis A., Koumanakos A. & Kakaras E. (2013) *Cryogenic method for H_2 and CH_4 recovery from a rich CO_2 stream in pre-combustion carbon capture and storage schemes*. Elsevier Ltd., Energy, 53, pp. 106-113.

Atsonios K.A., Panopoulos K.D., Doukelis A.F., Koumanakos A.K., Morud J. & Kakaras E. (2013) *Natural gas upgrading through hydrogen selective membranes: Application in Carbon Free Combined Cycles*. Elsevier Ltd., Energy Procedia, 37, pp. 914-923.

Biocore, http://www.biocore-europe.org/, (accessed 14/04/2013).

Birchall S., Dillon C. & Wrigley R. (2008) *Effluent and Manure Management Database for the Australian Dairy Industry*. Dairy Australia, Chapter 2, pp. 45-55.

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.

Charitos A. (2013) *Experimental Characterization of the Calcium Looping Process for CO_2 Capture*. Fakultät Energie-, Verfahrens und Biotechnik, Universität Stuttgart.

Chen R.T. & Stenstrom M.K. (1981) *Use of the Rotating Biological Contactor for Appropriate technology Wastewater Treatment*. Research Leaflet Series, UC Appropriate Technology Program, University of California, Davis, pp. 1-8.

CO_2 Capture Project, www.co2captureproject.com, (accessed 08/02/2014).

Consonni S., Vigano F., Kreutz T. & De Lorenzo L. (2007) *CO_2 Capture in IGCC Plants via Cryogenic Separation*. Sixth Annual Conference on Carbon Capture & Sequestration, Pennsylvania.

Daigger G.T. & Boltz J.P. (2011) *Trickling Filter and Trickling Filter – Suspended Growth Process Design and Operation: A State-of-the-Art Review*. Journal Water Environment Research, Vol. 38, No. 5, pp. 388-404.

Damen K., Van Troost M., Faaij A. & Turkenburg W. (2006) *A comparison of electricity and hydrogen production systems with CO_2 capture and storage. Part A: Review and selection of promising conversion and capture technologies*. Elsevier Ltd., Progress in Energy and Combustion Science, 32, pp. 215-246.

Dreyer M.P. (2011) *Evaluation of Chilled Methanol Processes for Acid Gas Removal*. Department of Energy and Process Engineering, Norwegian University of Science and Technology.

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

EPA, United States Environmental Protection Agency, http://www.epa.gov/, (accessed 24/03/2014).

FAO, Food and Agricultural Organization of the United Nations, http://www.fao.org/home/en/, (accessed 13/11/2013).

Fidaros D.K., Baxevanou C.A., Dritselis C.D. & Vlachos N.S. (2007) *Numerical modeling of flow and transport processes in a calciner for cement production*. Elsevier B.V., Powder Technology, 171, pp. 81-95.

IEA, International Energy Agency (2013) *Technology Roadmap: Carbon capture and storage*. Paris.

Kayombo, S., Mbwette, Tsa, Katima, Jhy, Ladegaard, N., Jorgensen, Se, 2005. Waste Stabilization Ponds and Constructed wetlands Design Manual. http://www.unep.or.jp (Accessed on 13/11/2013)

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.

Koytsoumpa E.I., Atsonios A., Panopoulos K.D., Karellas S., Kakaras E. & Karl J. (2014) *tModeling and assessment of acid gas removal processes in coal-derived SNG production*. Elsevier Ltd., Applied Thermal Engineering.

Li Y., Zhao C., Chen H. & Liu Y. (2009) *Enhancement of Ca-Based Sorbent Multicyclic Behavior in Ca Looping Process for CO_2 Separation*. Chemical Engineering Technology, 32, No. 4, pp. 548-555.

Metcalf & Eddy, Inc. Tchobanoglous G., Burton F.L. & Stensel H.D. (ed.) (2003) *Μηχανική Υγρών Αποβλήτων: Επεξεργασία & Επαναχρησιμοποίηση*. Θεσσαλονίκη: ΤΖΙΟΛΑ, 4η Έκδοση, Τόμος Α', Κεφάλαιο 8, pp. 1046-1064.

Metcalf & Eddy, Inc. Tchobanoglous G., Burton F.L. & Stensel H.D. (ed.) (2003) *Μηχανική Υγρών Αποβλήτων: Επεξεργασία & Επαναχρησιμοποίηση*. Θεσσαλονίκη: ΤΖΙΟΛΑ, 4η Έκδοση, Τόμος Β', Κεφάλαιο 9, pp. 1107-1173.

Mountain Empire Community College, Water/Wastewater Distance Learning Website, http://water.me.vccs.edu/, (accessed 13/11/2013).

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.

Nikopoulos A., Atsonios K., Nikopoulos N., Grammelis P. & Kakaras E. (2012) *An Advanced Thermodynamic Model for the Simulation of the Calcium Looping Process Coupled with CFD Model*. 2nd International Conference on Chemical Looping, Darmstadt, Germany.

NPTEL, National Programme on Technology Enhanced Learning, http://nptel.ac.in/, (accessed 13/11/2013).

Olajire A.A. (2010) *CO_2 capture and separation technologies for end-of-pipe applications – A review*. Elsevier Ltd., Energy, 35, pp. 2610-2628.

Ostrem K. (2004) *Greening Waste: Anaerobic Digestion for Treating the Organic Fraction of Municipal Solid Wastes.* Department of Earth and Environmental Engineering, Columbia University.

Parsons Brinckerhoff (2011) *Accelerating the uptake of CCS: Industrial use of captured carbon dioxide*. Global CCS Institute.

Patwardhan A.W. (2003) *Rotating Biological Contactors: A Review*. Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 42, No. 10, pp. 2035-2051.

Patwardhan A.W. (2003) *Rotating Biological Contactors: A Review*. Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 42, No. 10, pp. 2035-2051.

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.

Qiu Y., Shi H.C. & He M. (2010) *Nitrogen and Phosphorous Removal in Municipal Wastewater Treatment Plants in China: A Review*. International Journal of Chemical Engineering, Volume 2010, Article ID 914159, 10 pages.

Ramalho R.S. (1977) *Introduction to Wastewater Treatment Processes*. New York: Academic Press, Inc., Chapter 6, pp. 249-262.

Rood K. (2012) *Lagoon Aeration – Theory & Design*. Wyoming Department of Environmental Quality Division, CDM Smith.

Rosa L.A.P.S. (2012) *Reactivity of CaO-based sorbent for Calcium Looping Technology in presence of steam*. Department of Chemical Engineering, Instituto Superior Técnico (IST).

Scribd, http://www.Scribd.com/, (accessed 31/01/2014).

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

Spellman F.R. (2004) *Mathematics Manual for Water and Wastewater Treatment Plant Operators*. United States: CRC Press, Chapter 25, pp. 251-256.

Swedish College of Engineering & Technology, Wah Cantt, http://scetcivil.weebly.com/, (accessed 01/11/2013).

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.

U.S. Environmental Protection Agency (USEPA) (1979) *Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal*. EPA 625/1-79-011 U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnaty, Ohio. EPA Office of Research and Development, Washington, D.C.

U.S. Environmental Protection Agency (USEPA) (2000) *Onsite Wastewater Treatment Systems Technology Fact Sheet 7, Stabilization Ponds, FWS, Constructed Wetlands, and Other Aquatic Systems*. EPA 625-R-00-008 U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnaty, Ohio.

U.S. Environmental Protection Agency (USEPA) (2002) *Wastewater Technology Fact Sheet: Aerated, Partial Mix Lagoons*. EPA 832-F-02-008 U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnaty, Ohio. EPA Office of Water, Washington, D.C.

Underwood J., Dawson G. & Barney C. (1997) *Design of a CO_2 Absorption System in an Ammonia Plant*. Chemical Engineering 403, Rice University, Texas.

Van Haandel A. & van der Lubbe J. (2007) *Handbook Biological Waste Water Treatment: Design and optimization of activated sludge systems*. Leidschendam: Quist Publishing, Chapter 8, pp. 389-396.

Varón M.P. & Mara D. (2004) *Waste Stabilisation Ponds*. Delft: IRC International Water and Sanitation Center.

Verma S. (2002) *Anaerobic Digestion of Biodegradable Organics in Municipal Solid Wastes.* Department of Earth and Environmental Engineering, Columbia University.

Von Sperling M. (2007) *Biological Wastewater Treatment: Waste Stabilization Ponds*. London: IWA Publishing, Vol. 3, Chapter 3.

Vorrias I., Atsonios K., Nikolopoulos A., Nikolopoulos N., Grammelis P. & Kakaras E. (2013) *Calcium looping for CO_2 from a lignite fired power plant*. Elsevier Ltd., Fuel, 113, pp. 826-836.

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

Water Environment Federation, Vesilind A.P. (ed.) (2003) *Wastewater Treatment Plant Design*. Alexandria, VA: Water Environment Federation, London: IWA Publishing.

Wertz J.L. & Bédué O. (2013) *Lignocellulosic Biorefineries*. Lausanne: EPFL Press, Chapter 1, pp. 15-16.

Wikipedia, the Free Encyclopedia, http://en.wikipedia.org/wiki/Main_Page, (accessed 25/03/2013).

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

WtERT, Waste-to-Energy Research and Technology Council, http://www.wtert.eu/, (accessed 01/03/2014).

Yu C.H., Huang C.H. & Tan C.S. (2012) *A Review of CO_2 Capture by Absorption and Adsorption*. Aerosol and Air Quality Research, 12, pp. 745-769.

Yu C.H., Huang C.H. & Tan C.S. (2012) *A Review of CO_2 Capture by Absorption and Adsorption*. Aerosol and Air Quality Research, 12, pp. 745-769.

Zeneli M., Atsonios K., Nikolopoulos N., Nikopoulos A., Grammelis P. & Kakaras E. (2014) *Numerical Tools for a BFB Calciner Reactor: CFD and Thermodynamic Models*. Columbia International Publishing, American Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 1, No. 1, pp. 1-23.

Zhai H. & Rubin E.S. (2011) *Technical and Economic Assessment of Membrane-based Systems for Capturing CO_2 from Coal-fired Power Plants*. AIChE Spring Meeting, Chicago, IL.

Zhang Y., Chen H., Chen C.C., Plaza J.M., Dugas R. & Rochelle G.T. (2009) *Rate-Based Process Modeling Study of CO_2 Capture with Aqueous Monoethanolamine Solution*. Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 48, No. 20, pp. 9233-9246.

Ατσόνιος Κ. (2013) *Εθνικό Κέντρο Έρευνας & Τεχνολογικής Ανάπτυξης (ΕΚΕΤΑ)* (προσωπική επικοινωνία).

ΕΜΥ-Εθνική Μετεωρολογική Υπηρεσία, http://www.hnms.gr/hnms/greek/index_html, (accessed 15/11/2013).

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